

Universidad Nacional de Ingeniería

**FACULTAD DE INGENIERIA
QUIMICA Y MANUFACTURERA**



**“Estudio Técnico Económico para producir
CO₂ Líquido en la Planta de
Fertilizantes de Talara”**

TESIS

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO QUIMICO**

JORGE EDUARDO PALOMINO MONTEAGUDO

Promoción 1982 - 2

Lima - Perú - 1990

RESUMEN

En el presente trabajo se diseña una planta de licuefacción de CO₂ gaseoso excedente de la planta de fertilizantes de Talara; con una capacidad de 3,500 TM por año, con la finalidad de sustituir al petróleo crudo en los trabajos de fracturamiento de los pozos de petróleo y gas que Petroperú perfora en sus operaciones de Noroeste.

Se ha seleccionado el proceso linde para la licuefacción del CO₂ gaseoso por disponerse del gas a una presión de 252 atmosferas absolutas. Se requiere una inversión de 663 MUS\$ para efectuar las modificaciones necesarias en la planta de Fertilizantes. Así mismo el costo estimado del producto es de 209 US\$/TM y el ahorro por la sustitución de producto en los trabajos de fracturamiento de pozos alcanza los 2,116 MUS\$/año.

INDICE

INTRODUCCION

CAPITULO I : DESCRIPCION DE LA PLANTA DE FERTILIZANTES.

- 1.Descripción general.
- 2.Planta de Amoníaco.
- 3.Planta de Urea.
- 4.Planta de Servicios Auxiliares.
- 5.Facilidades de Almacenamiento.

CAPITULO II : FUNDAMENTOS

- 1.Del Producto.
- 2.Licuefacción de los gases.
- 3.Fases en la extracción de Petróleo.
- 4.Fracturamiento Hidráulico de Pozos

CAPITULO III : DISEÑO DEL PROCESO PARA PRODUCIR CO₂ LIQUIDO EN LA PLANTA DE FERTILIZANTES.

- 1.Consideraciones para el Diseño.
- 2.Descripción General del Proceso
- 3.Condiciones de Operación de la Zona de Licuefacción..
- 4.Condiciones de Operación de la Zona de Almacenamiento.
- 5.Diseño y especificaciones de Equipos del Proceso.

6.Ubicación de los Equipos.

CAPITULO IV : ANALISIS ECONOMICO.

1.Inversión requerida.

2.Costo del producto.

3.Ahorros logrados.

4.Punto de equilibrio.

5.Rentabilidad.

CAPITULO V : CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

BIBLIOGRAFIA

ANEXOS :

A.Cálculos de Zona de Licuefacción

B.Cálculos de Zona de Almacenamiento

C.Listado programa QuickBasic para Intercambiadores de Calor.

D.Listado de Programa para separador UOF

E.Cálculo de Válvulas de control.

F.Listado de Programa de Diámetro optimo de Tuberías.

G.Reporte CHEMCAD para Compresor UGB-101

H.Reporte CHEMCAD para Zona de Licuefacción de CO₂.

I.Cálculos Económicos.

**"ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA PRODUCIR
CO2 LIQUIDO EN LA PLANTA DE FERTILIZANTES DE TALARA"**

INTRODUCCION

El complejo de Fertilizantes de Petroperú, ubicado en Punta Malacas al norte de la ciudad de Talara, consta de las plantas de Amoniaco, de úrea y de Servicios auxiliares y además cuenta con facilidades de Almacenamiento, tiene como producto final a la urea que es elaborada a partir del amoniaco líquido y del dióxido de carbono gaseoso que son productos intermedios del tren de producción.

La producción total de CO₂ gaseoso en el complejo de Fertilizantes es de 8600 Nm³/hr y el consumo para producir Urea es de 8150 Nm³/hr lo que da un excedente de 450 Nm³/hr que actualmente se desechan a la atmósfera y que equivalen a 250 TM/mes de CO₂ líquido.

Entre los múltiples usos que se le dan al CO₂ líquido está el que es empleado como fluido de fracturamiento en trabajos de completación y estimulación de pozos de Petróleo. Actualmente en Petroperú estos trabajos se efectúan con crudo con un consumo de aproximadamente 2300 BBls por fracturamiento, que resulta en una menor producción anual de 331,200 BBls de crudo al año, teniendo en cuenta la

cantidad de trabajos de fracturamiento desarrollados en las operaciones de Petroperu en el Nor-Oeste.

Considerando que sólo en el 50% de estos pozos se reemplazará el crudo por CO₂ líquido como fluido de fracturamiento se estaría ahorrando aproximadamente 2.12 MMU\$/año, sin considerar el ahorro por contar con CO₂ líquido a menor costo que si se adquiriera en otras ciudades del litoral peruano.

El proyecto entonces consiste en emplear el excedente de CO₂ gaseoso en la planta de fertilizantes para elaborar CO₂ líquido para uso interno de Petroperú en sus trabajos de fracturamiento de pozos de petróleo, para lo cual se requiere efectuar modificaciones al proceso en la planta de fertilizantes instalando equipos adicionales.

Básicamente la modificación del proceso consiste en usar una parte del CO₂ gaseoso de la descarga del compresor ubicado en la Planta de Urea, que se encuentra a 250 k/cm² de presión, el que será pre-enfriado y luego despresurizado en un expansor donde se producirá la separación de las fases líquido-gas. Finalmente el CO₂ líquido es almacenado y el gas es acondicionado para ser recirculado nuevamente a la succión del compresor.

En el estudio se diseñan los intercambiadores de calor, el expansor, las facilidades de almacenamiento, las tuberías

y la instrumentación requerida. Así mismo se efectúa la evaluación económica respectiva.

Como puede apreciarse el presente estudio contribuye no solamente a aumentar el valor agregado de los productos de Petroperú sino también a reducir la producción diferida de crudo que actualmente se emplea en los trabajos de fracturamiento de pozos.

Jorge Palomino Monteagudo

CAPITULO 1

CAPITULO 1

DESCRIPCION DE LA PLANTA DE FERTILIZANTES

1. DESCRIPCION GENERAL

1.1 Ubicación

El complejo de fertilizantes de Petroperú está ubicado en Punta Malacas, 6Km al Norte de la ciudad de Talara en el Departamento de Piura.

1.2 Puesta en servicio

La planta fué puesta en servicio en febrero de 1975 y ha operado en forma continua hasta la fecha de hoy, con el asesoramiento permanente de empresas como Mitsubishi Heavy Industries (MHI), Toyo Engineering Corporation (TEC), Japan Consulting Institute (JCI) y otros.

1.3 Capacidad de la Planta

La capacidad de diseño del complejo de fertilizantes es 300 Ton/día de Amoniaco y 510 Ton/día de Urea.

1.4 Materia Prima

El complejo de fertilizantes utiliza Gas Natural como materia prima.

La composición de éste gas natural es:

Metano (CH ₄)	: 95.0 % mol.
Etano (C ₂ H ₆)	2.4 % mol.
Propano(C ₃ H ₈)	: 0.9 % mol.
- Butano(C ₄ H ₁₀)	: 0.2 % mol.
Pentano(C ₅ H ₁₂)	: 0.2 % mol.

El consumo es de 7.1 MMSCFD

1.5 Unidades de Proceso

El complejo de fertilizantes incluye las siguientes unidades principales:

- a. Planta de Amoniaco (300 Tm/día)
- b. Planta de Urea (510 Tm/día)
- c. Planta de Servicios:
 - Captación de Agua de mar (138 MM³/día)
 - Unidad de Destilación de Agua de mar (130 Tm/hr)
 - Unidad de Desmineralización de Agua (40 M³/hr)
 - Unidad de generación de Vapor (51 Tm/hr)
 - Unidad de generación de CO₂ (1200 Nm³/hr)
 - Sistema de Agua de enfriamiento (1600 Tm/hr)
- d. Facilidades de envasado

1.6 Descripción general del Proceso

En la Figura 1.1 se muestra el diagrama de bloques con la descripción general del proceso del complejo de fertilizantes.

En la Planta de Amoniaco el Gas natural de proceso reacciona para producir Amoniaco líquido anhidro (NH₃) y Dióxido de carbono (CO₂) como un sub-producto.

En la Planta de Urea el Dióxido de carbono y el amoniaco líquido reaccionan para producir úrea.

La planta de Servicios auxiliares suministra vapor, agua de enfriamiento, agua destilada, agua desmineralizada y un 10% del dióxido de carbono consumido en la planta de Urea.

2. PROCESO DE LA PLANTA DE AMONIACO

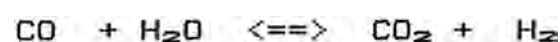
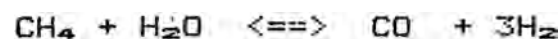
En la Figura 1.2 se muestra el diagrama de bloques del proceso de la Planta de Amoniaco.

El proceso utilizado se denomina CHEMICO (Chemical Corporation), y el reactor de síntesis es del tipo TVA (Tennessee Valley Authority).

La elaboración del amoniaco en esta planta se lleva a cabo en cinco procesos principales: Preparación del gas de síntesis, Purificación, Compresión, Síntesis del amoniaco y Refrigeración.

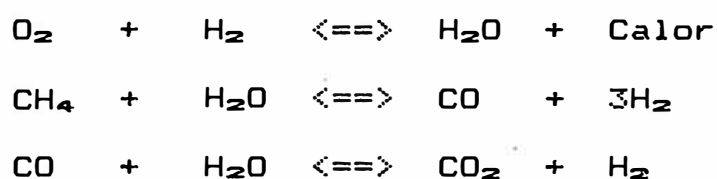
2.1 Preparación del gas de síntesis

El gas natural es desulfurizado mediante precalentamiento y adsorción de los compuestos de azufre en Oxido de Zinc. Luego el gas desulfurizado es mezclado con Vapor y precalentado antes de ser introducido en los tubos rellenos con catalizador del reformador primario donde se le aplica calor externo. En este horno de reformación el gas natural reacciona con el vapor para formar hidrógeno y óxidos de carbono, de acuerdo a las siguientes reacciones:



El calor de reacción es suministrado por medio de quemadores de gas natural combustible (FNG) y de gas de purga disponible.

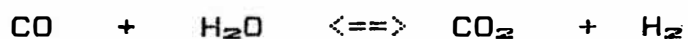
El gas de proceso parcialmente reformado y caliente se mezcla con aire de procesos comprimido para lograr la relación requerida de 3 moles de hidrógeno por una mol de nitrógeno y luego la mezcla ingresa al reformador secundario donde se producen las siguientes reacciones:



El calor de reacción en este caso es proporcionado por la combustión de una pequeña parte del gas de proceso.

2.2 Purificación

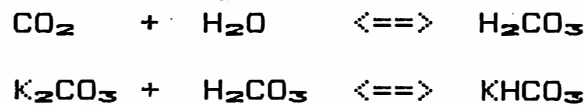
La primera etapa de la purificación del gas reformado se da en los convertidores de CO, donde se produce la reacción catalítica del monóxido de carbono con el vapor, conocida como la reacción de cambio agua-gas ("Water-gas shift reaction"), generándose hidrógeno y dióxido de carbono, mediante la siguiente reacción:



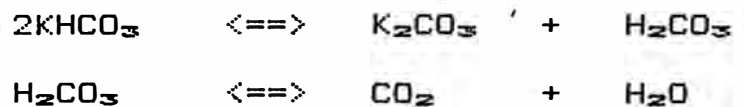
La mayor parte del contenido de calor de las corrientes de gases que salen del reformador primario y convertidores de CO es recuperado en las calderetas de calor de deshecho que produce vapor para su uso en el proceso y en la planta.

El gas convertido pasa por la segunda etapa de la purificación, la zona de remoción de CO_2 , donde el contenido de CO_2 es reducido por absorción en una solución denominada Catacarb. La regeneración de la solución catacarb libera CO_2 el cual es exportado como un sub-producto.

Absorción:



Regeneración:



La zona de remoción de CO_2 incluye los equipos necesarios para absorber el CO_2 y regenerar la solución catacarb así como intercambiadores de calor para obtener un control óptimo del proceso y la conservación de calor.

Después de la remoción de CO_2 el gas ingresa a la etapa final de la purificación: El metanador, donde los óxidos de carbono residual reaccionan catalíticamente con parte del hidrógeno contenido en la corriente de gas de proceso para formar metano antes de ingresar a las etapas de compresión y síntesis, debido a que los

óxidos de carbono son venenos para el catalizador del reactor de síntesis de amoníaco.

Las reacciones en el metanador son:



2.3 Compresión

En la sección de compresión el gas reformado y purificado es comprimido desde 23.5 Kg/cm²G hasta la presión de síntesis del amoníaco 358 Kg/cm²G por medio de los compresores de gas de síntesis tipo reciprocante. Adicionalmente, el gas que no reacciona en el reactor debe ser recirculado para lo cual se dispone de un compresor centrífugo que compensa las pérdidas de presión en el circuito.

La sección de compresión también incluye el compresor de aire de proceso que proporciona el contenido de nitrógeno en forma de aire añadido al reformador secundario. Cabe mencionar que todos los compresores operan con motores eléctricos.

2.4 Síntesis del Amoníaco

En la sección de síntesis la mezcla de gas fresco y de reciclado es inicialmente enfriado con amoníaco, luego recalentado e inyectado al convertidor de amoníaco. Dentro del convertidor parte del nitrógeno y

del hidrógeno reaccionan exotérmicamente en la presencia de un catalizador para formar amoníaco:



Después de pasar a través del convertidor una porción del contenido de amoníaco es condensado y el gas remanente es retornado a través del compresor de recirculación. El amoníaco condensado es separado y almacenado.

2.5 Refrigeración

El amoníaco líquido se utiliza como un refrigerante en la sección de síntesis para condensar el amoníaco gaseoso en el gas de síntesis de recirculación. El amoníaco líquido se vaporiza en el condensador enfriado por amoníaco, luego es comprimido por el compresor de refrigeración enfriado y licuado para sus uso posterior.

Los gases de purga de la sección de síntesis también son enfriados con amoníaco líquido para condensar el amoníaco gaseoso contenido antes de usar los gases incondensables como gas combustible en los quemadores del reformador primario.

3. PROCESO DE LA PLANTA DE UREA

En la figura 1.3 se muestra el diagrama de bloques del proceso de la planta de urea.

La planta de Urea utiliza el proceso Mitsui-Toatsu de reciclo Total C-mejorado, el que puede ser dividido en cinco secciones principales denominadas: Síntesis, descomposición, Recuperación, Cristalización y granulado.

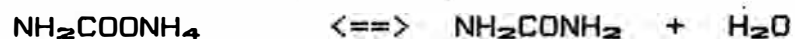
Básicamente el proceso consiste en mezclar el amoníaco líquido con el dióxido de carbono gaseoso, los cuales reaccionan formando carbamato de amonio, urea y agua. Posteriormente el carbamato es retirado de esta mezcla mediante descomposición en los reactantes iniciales y recuperado en agua para ser recirculado nuevamente al reactor, mientras que el agua y la urea pasan por un proceso de cristalización y granulación para obtener el producto final: "Urea perlada grado fertilizante".

3.1 Síntesis

La urea es producida por una reacción altamente exotérmica del amoníaco con el dióxido de carbono para formar carbamato de amonio seguida de una reacción de deshidratación ligeramente endotérmica del carbamato de amonio para formar urea.



(1)



(2)

Estas reacciones son reversibles. Las principales variables que afectan ésta reacción son la temperatura,

la presión, la composición de la alimentación y el tiempo de residencia.

La conversión del carbamato en urea se efectúa sólo en la fase líquida por lo que se requieren altas presiones para conseguir este objetivo. Las condiciones de reacción son de 200°C y 250 Kg/cm²G. La conversión en urea disminuye con la presencia de agua y se incrementa con el exceso de amoníaco.

La síntesis de la urea se efectúa en un recipiente vertical denominado reactor de síntesis de urea donde la reacción se acerca bastante al equilibrio con un tiempo de residencia de 25 minutos. Los reactantes, NH₃ y CO₂, son alimentados a alta presión por medio de dos bombas y un compresor de tipo reciprocante respectivamente.

Debido a la naturaleza corrosiva de los reactantes y productos de la reacción, el reactor de urea está provisto de un forro protector de titanio en todas las superficies en contacto con la mezcla de la reacción.

Normalmente, los reactantes pueden también corroer el acero inoxidable y el titanio, sin embargo, la adición de pequeñas cantidades de oxígeno tienden a formar una película protectora por el pasivado del acero inoxidable y del titanio, lo que da una mayor vida útil a estos equipos.

Debido a que la reacción global del amoníaco con el dióxido de carbono para formar la urea es exotérmica,

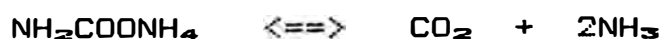
se debe tener el máximo cuidado en controlar la temperatura del reactor de síntesis. En la planta de Urea de Talara, que emplea el proceso de Reciclo Total "C"-mejorado, la temperatura del reactor se controla por una combinación de los siguientes factores:

- a.- Cantidad de exceso del amoníaco.
- b.- Flujo de la solución de reciclo.
- c.- Temperatura del amoníaco líquido alimentado al reactor.

3.2 Descomposición

Los productos de la reacción de síntesis consisten en úrea, biuret (un dímero indeseable de la úrea), carbamato de amonio, agua y el exceso de amoníaco. Se requiere un procesamiento adicional para separar la úrea de los productos de la reacción.

En general, el procesamiento es de la siguiente manera: el carbamato de amonio, el exceso de amoníaco y algo de agua son removidos mediante la aplicación de calor a niveles reducidos de temperatura. El carbamato de amonio se descompone en gases de amoníaco y dióxido de carbono:



Generalmente, la descomposición se consigue a temperaturas entre 120°C y 165°C. La disminución de la

presión así como el incremento de la temperatura favorecen la descomposición del carbamato de amonio. Durante la descomposición se produce también la hidrólisis de la urea como lo indica la siguiente reacción:



Debido a que la hidrólisis consume urea que es el producto deseado, es necesario controlar estrictamente las condiciones de operación para evitar la pérdida de producto. Por lo tanto las condiciones de operación son cuidadosamente seleccionadas para mantener la mayor producción posible de urea.

Otro factor que se debe considerar tanto en la descomposición como en el proceso de acabado es la formación de Biuret, ya que a bajas presiones parciales del amoníaco y a temperaturas mayores a los 90°C la urea se descompone para formar amoníaco y biuret tal como se muestra en la siguiente reacción:



La reacción es reversible, y las principales variables que afectan la reacción son la temperatura, la concentración del amoníaco y el tiempo de residencia.

El biuret es fácilmente producido a partir de la úrea fundida o de soluciones concentradas de úrea, con baja concentración de amoníaco. Pero en la etapa de síntesis el exceso de amoníaco ayuda a mantener el contenido de úrea bajo.

Se emplean tres etapas de descomposición de alta a baja presión: 17 Kg/cm²G, 2.5 Kg/cm²G y atmosférica, para remover completamente el carbamato de amonio y el exceso de amoníaco de la solución de urea antes que ésta fluya hacia el cristalizador.

La concentración de la solución de úrea que ingresa al cristalizador es aproximadamente 75% en peso.

3.3 Recuperación

Las diferencias entre diversos procesos de fabricación de úrea está relacionado con los métodos para tratar los gases de amoníaco y dióxido de carbono que no han reaccionado provenientes de la zona de descomposición que pueden ser resumidos en la siguiente clasificación:

- a.- Separar y recircular como gases
- b.- Separar como gases y recircular en una solución.

En el proceso Mitsui Toatsu de reciclaje total "C" mejorado se emplea el proceso de solución de reciclaje. La mezcla de gases de NH₃ y CO₂ provenientes del descomponedor son absorbidos en solución de agua y úrea en los respectivos absorbentes, y recirculados al reactor de síntesis de úrea. El exceso de amoníaco es

purificado en el absorbedor de alta presión y recirculado separadamente al reactor a través del condensador de amoníaco, reservorio de amoníaco, bombas de alimentación de amoníaco líquido y precalentadores.

3.4 Cristalización

La úrea en solución que fluye de los descomponedores es cristalizada al vacío y separada mediante centrifugas.

El calor necesario para evaporar el agua de la solución es proporcionado por tres fuentes principales:

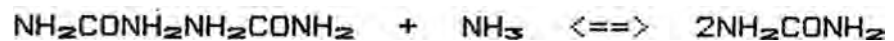
- a.- Calor de cristalización de la úrea.
- b.- Calor sensible de la solución proveniente de los descomponedores.
- c.- Calor recuperado del absorbedor enfriador de alta presión.

Para utilizar eficientemente el calor de cristalización y para evaporar el agua a baja temperatura es que se emplea el sistema de cristalización al vacío.

Los cristales formados en el cristalizador al vacío son centrifugados y luego secados a menos de 0.2% de humedad por medio de aire caliente en un equipo denominado secador fluidizante.

Para mantener el contenido de Biuret cerca de 0.1% en los cristales de úrea, una cierta cantidad de licor madre que contiene casi todo el biuret originalmente existente, es recirculado a la zona de recuperación como un líquido absorbente de Amoníaco y dióxido de

carbono. Este licor madre es finalmente enviado al reactor donde el biuret es convertido a urea en la presencia de un exceso de amoníaco:



3.5 Granulado

Esta es la zona de acabado final del producto, donde se le da la granulometría requerida (1-3 mm de \varnothing) conocida como perla o "prill" en inglés.

Los cristales secos son transportados al tope de la torre de granulación pasando a través del secador fluidizante. Luego los cristales son fundidos en un intercambiador de calor especialmente diseñado para esta función. Luego la úrea fundida fluye a través de distribuidores o roceadores que dejan caer la úrea líquida en forma de gotas pequeñas en contracorriente con aire de enfriamiento que es el que produce la solidificación del producto en forma de pequeñas esferitas.

El producto es recolectado en el fondo de la torre de granulado y los granos sobredimensionados son tamizados y removidos del producto final el que es luego almacenado en el almacén de úrea a granel.

4. PLANTAS DE SERVICIOS AUXILIARES

En la figura 1.4 se muestra el diagrama de bloques de las plantas de servicios auxiliares.

4.1 Captación de Agua de mar

El complejo de Fertilizantes capta agua de mar estando la toma ubicada a 3 kilómetros del complejo. El agua de mar se emplea en el sistema de enfriamiento y en la unidad de destilación de agua de mar.

4.2 Destilación de agua de mar

En esta unidad el agua de mar es destilada en un evaporador tipo flash de múltiple etapas que consta de 25 etapas para obtener 130 Tm/hr de agua con una conductividad de 10 siemens.

4.3 Unidad de desmineralización

En esta unidad el agua destilada es desmineralizada por medio de resinas de intercambio iónico. La conductividad del agua desmineralizada es de 0.1 siemens.

4.4 Generación de vapor

Existen 3 calderos para la producción de vapor: dos de ellos son calderos de baja presión (15 Kg/cm²G) y uno es de baja/alta presión (15/40 Kg/cm²G). Estos calderos son alimentados con agua destilada para su operación.

4.5 Unidad de Generación de CO₂

Esta planta utiliza Mono-etanolamina (MEA), para absorber el CO₂ presente en los gases de combustión que fluyen del caldero.

4.6 Sistema de agua de enfriamiento

El sistema de agua de enfriamiento es del tipo abierto y es continuamente alimentado con agua destilada como reposición. Esta agua es empleada para los equipos de

enfriamiento de la planta de amoníaco (80%) y de la planta de Urea (20%).

5. FACILIDADES DE ALMACENAMIENTO

5.1 Almacenamiento de Amoníaco

Se disponen de 3 Tanques de almacenamiento horizontales de amoníaco líquido, que operan a 7.5 Kg/cm²G y 18°C con una capacidad de 380 TM en conjunto.

Estos tanques disponen de un sistema de control continuo de la presión mediante compresión y condensación de los gases de amoníaco generados durante el almacenamiento.

5.2 Almacenamiento de úrea.

Se dispone de equipos de envasado de Urea con una capacidad de 576 Tm/día que consisten en fajas transportadoras, elevadores de cangilones, sistema automático de envasado, y máquinas cosedoras de envases. El envase típico empleado es el envase de polietileno de alta densidad.

Adicionalmente se disponen de áreas de almacenamiento para la úrea a granel y la úrea envasada, a decir:

a.- Urea a granel: 2500 T.M.

b.- Urea envasada: 17500 T.M.

FIGURA 1.1

COMPLEJO DE FERTILIZANTES
DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO

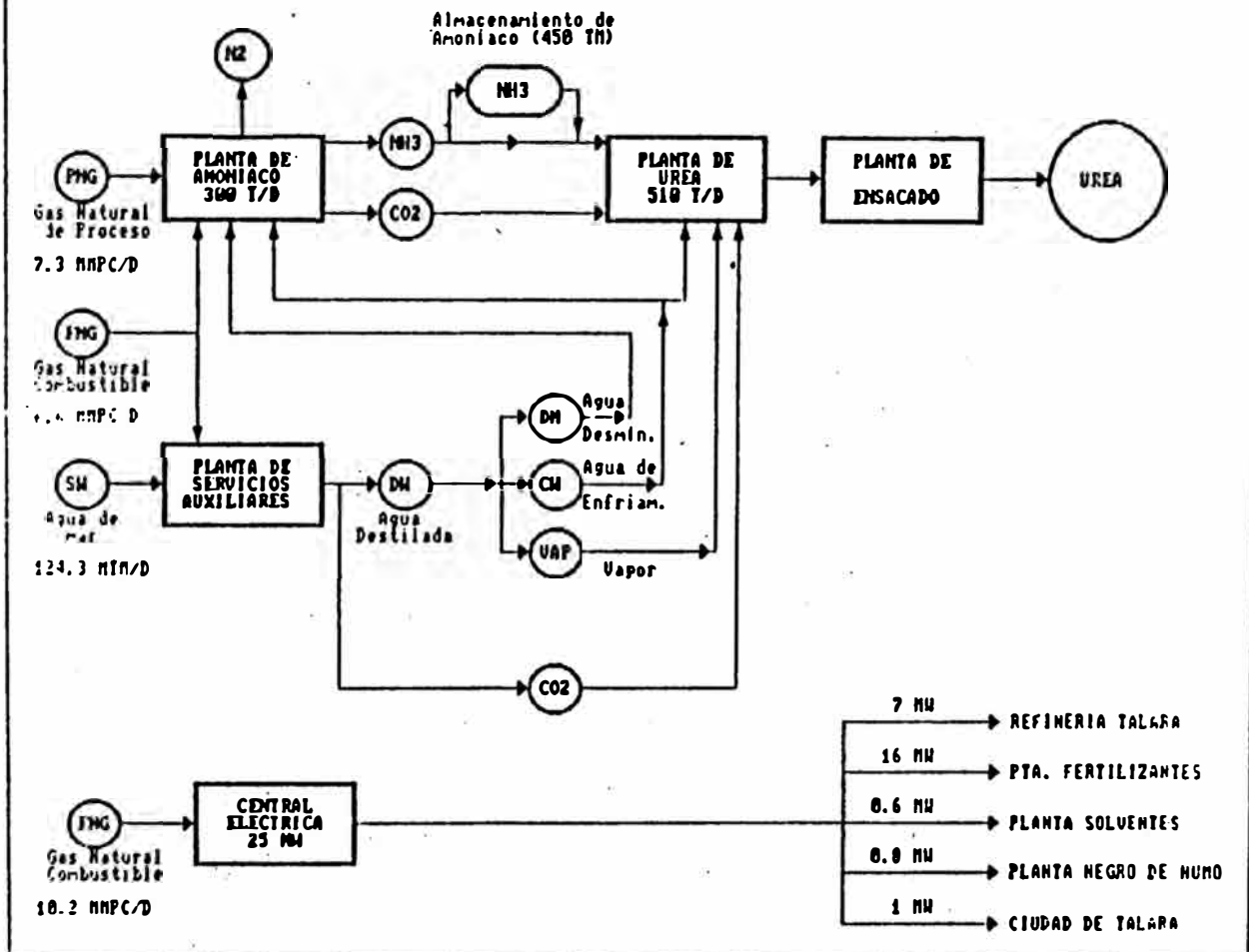


FIGURA 1.2

COMPLEJO DE FERTILIZANTES
 DIAGRAMA DE BLOQUES PLANTA DE AMONIACO

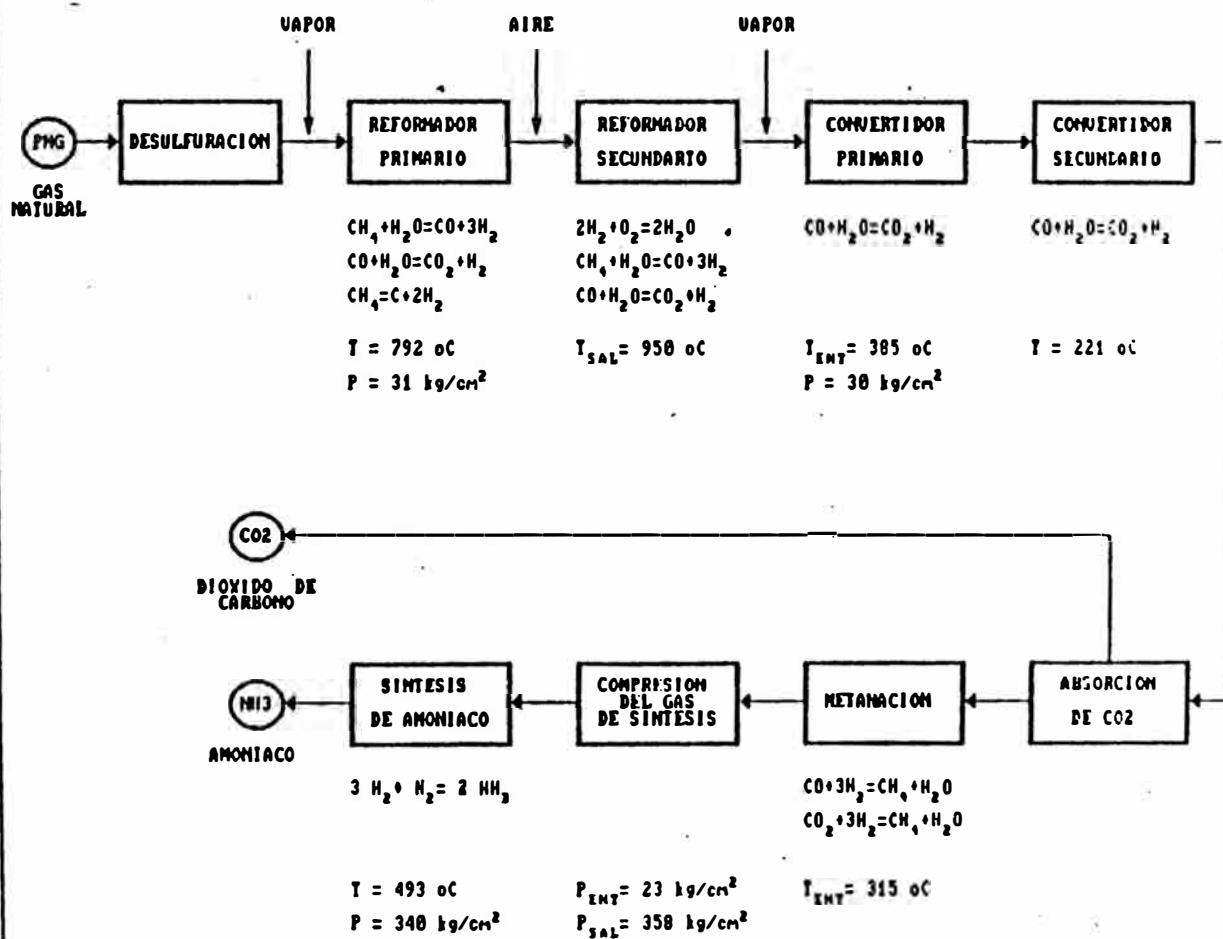


FIGURA 1.3
COMPLEJO DE FERTILIZANTES
DIAGRAMA DE BLOQUES PLANTA DE UREA

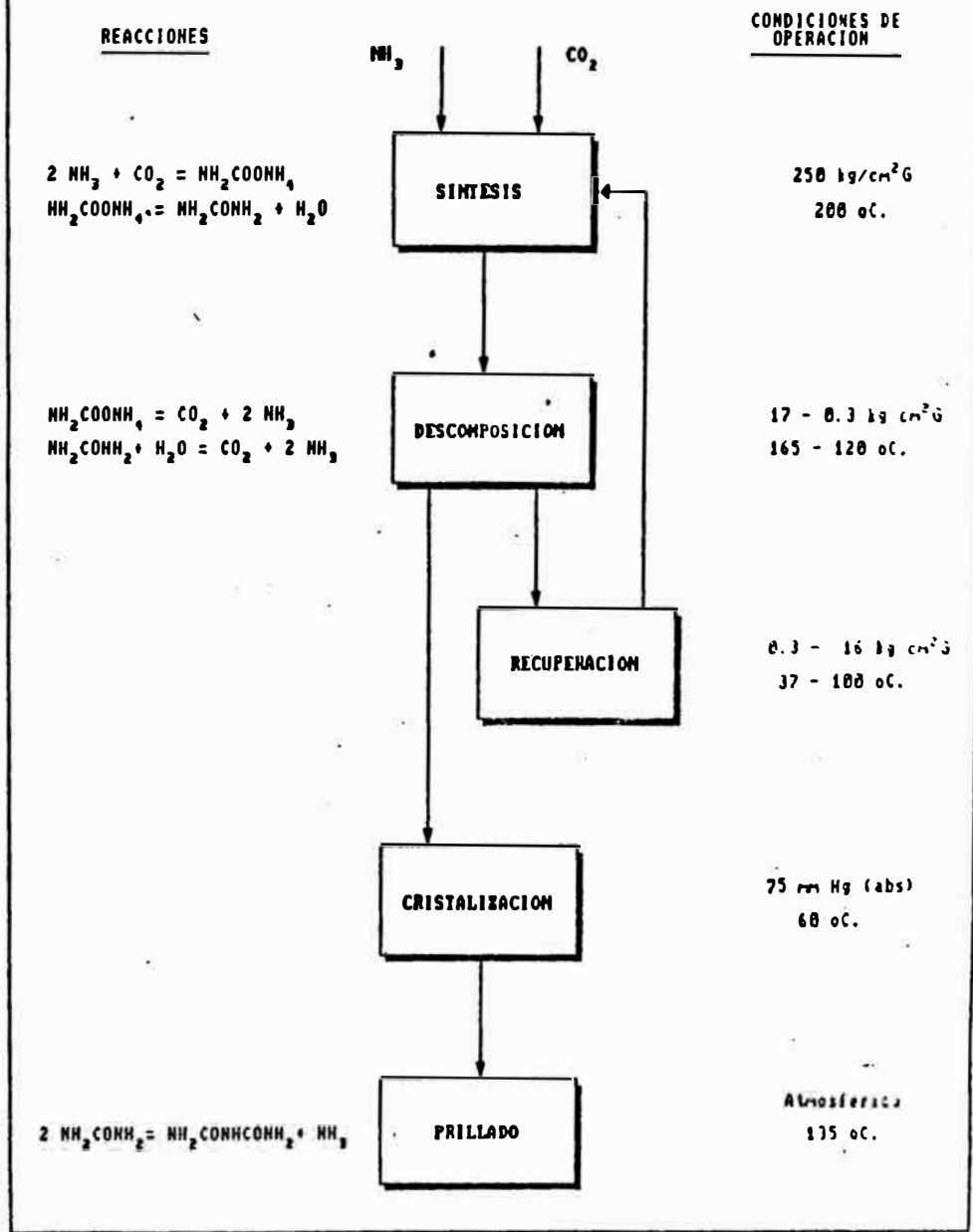
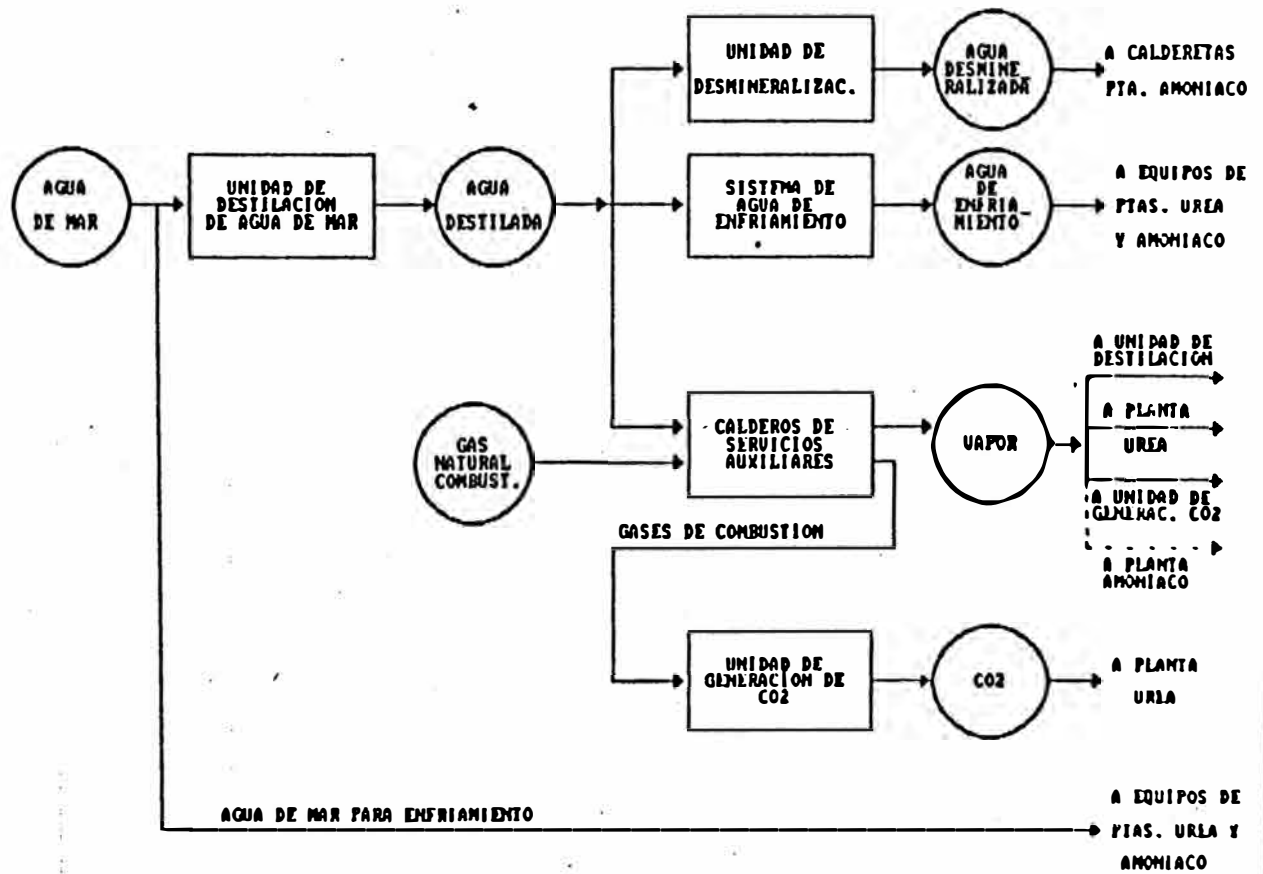


FIGURA 1.4

COMPLEJO DE FERTILIZANTES

DIAGRAMA DE BLOQUES SERVICIOS AUXILIARES



CAPITULO 2

CAPITULO 2

FUNDAMENTOS TEORICOS

1. DEL PRODUCTO

1.1. Descripción

El dióxido de carbono o anhídrido carbónico es un compuesto de carbón y oxígeno en proporción de 27.3% en peso de carbón a 72.7% de oxígeno. A condiciones normales de presión y temperatura el dióxido de carbono es 1.5 veces más pesado que el aire. Así mismo es incoloro, de olor ligeramente irritante y de sabor ácido.

El dióxido de carbono gaseoso es relativamente no-tóxico y no-reactivo. No arde y no permite la combustión ni la vida. Cuando se disuelve en agua forma el ácido carbónico (H_2CO_3). El pH del ácido carbónico varía de 3.7 a presión atmosférica hasta 5.2 a 23.4 atm.

El dióxido de carbono puede existir simultáneamente como sólido, líquido y gas a una temperatura de $-56.6^{\circ}C$ y 5.1 atm. Abs., su punto triple.. En la figura 2.1 se muestra el diagrama T-S para el dióxido de carbono.

A temperaturas y presiones debajo del punto crítico el dióxido de carbono puede ser sólido ("Hielo seco") dependiendo de las condiciones. El dióxido de carbono

sólido a presión atmosférica y -78.5°C se transforma directamente en gas (sublimación) sin pasar al estado líquido. A presiones más bajas se obtendrán menores temperaturas de sublimación.

A temperaturas sobre el punto triple y debajo de 31.1°C el dióxido de carbono líquido y gaseoso pueden existir en equilibrio en un recipiente cerrado. Dentro de este rango de temperatura, la presión en un recipiente cerrado que contenga dióxido de carbono líquido y gaseoso guarda una definida relación con la temperatura. Encima de la temperatura crítica (31.1°C) el dióxido de carbono no puede existir como líquido no importa cual sea la presión.

1.2. Propiedades físicas

En la tabla 2.1 se muestran las principales propiedades físicas del Dióxido de Carbono puro, y en la figura 2.1 la carta termodinámica T-S para este compuesto.

1.3. Grados Disponibles

En la tabla 2.2 se presentan los componentes máximos en ppm (vol.), excepto que se indique lo contrario para los grados disponibles de los tres tipos de dióxido de carbono de acuerdo a la CGA ("Compressed Gas Association") vigentes en U.S.A y Canadá.:

Tipo I :Dióxido de Carbono a Temperaturas ambiente

Tipo II :Dióxido de Carbono líquido a temperatura
sub-ambiente en contenedores a granel.

- Tipo III:Dióxido de Carbono sólido (Hielo seco)

En la tabla 2.3 se presentan las especificaciones nacionales para el anhídrido carbónico líquido de acuerdo a la norma ITINTEC 311-120 (1984).

1.4. Usos

a. Dióxido de carbono gaseoso

El CO₂ gaseoso es empleado para carbonatar bebidas gaseosas, para el control del pH en el tratamiento del agua, como materia prima en procesos químicos, como preservante de alimentos, para endurecer moldes en fundiciones; y en equipos neumáticos.

b. Dióxido de carbono líquido

El CO₂ líquido se utiliza como refrigerante para congelar y acondicionar productos alimenticios, para pruebas de aviación, misiles y componentes electrónicos a bajas temperaturas; estimulación de pozos de petróleo y gas; y para controlar reacciones químicas. También es empleado como agente extintor de incendios.

c. Dióxido de Carbono sólido

Es utilizado extensivamente para refrigerar productos lácteos, cárnicos, comidas congeladas y otros alimentos perecibles en tránsito. También es empleado como agente de congelamiento en muchos procesos industriales tal como esmerilado de materiales sensibles al calor, tratamientos en frío de metales, ajustes de partes de maquinarias.

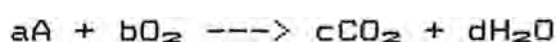
1.5. Métodos de manufactura.

El CO₂ gaseoso sin refinar puede obtenerse de los productos de la combustión del carbón, coque, gas natural, petróleo u otros combustibles carbonáceos; también como gas sub-producto de la reformación Vapor-Hidrocarburos, hornos de cal, etc.; de procesos de fermentación; y de gases encontrados en ciertos pozos y fuentes naturales. El gas obtenido de estas fuentes es licuado y purificado por diversos procesos hasta una pureza de 99.5% o más aún. A continuación damos una descripción sucinta de los métodos enumerados:

a. Gases de la combustión de Materiales carbonáceos

Esta fuente requiere del siguiente procedimiento:

Combustión de carbón, gas natural, petróleo, etc. produciéndose la siguientes reaccion química:



Donde "A" representa cualquier combustible carbonáceo y los valores estequiométricos "a", "b", "c", "d", dependen del combustible involucrado.

Absorción, que se efectua por lo general en torres empacadas con flujo en contracorriente de solucion Absorbente como Carbonato sódico, Carbonato de potasio, Soluciones de MEA (Monoetanol amina) o DEA (Dietanol amina).

La reacción que rige esta absorción es:



La absorción se efectúa a alta presión y relativamente a baja temperatura, el gas es desorbido a bajas presiones y temperaturas altas.

Purificación, con la finalidad de remover indicios de H_2S del gas carbónico, para lo cual se efectúa un lavado del gas con solución acuosa de permanganato Potásico a la que se agrega Carbonato Sódico para estabilizar el pH.

La reacción principal en este proceso es:

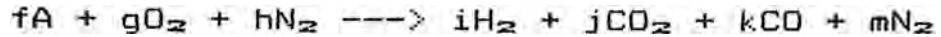


El dióxido de Manganeso precipitado es desechado, aunque en la práctica se usa la solución hasta que se agote o contenga tan poco permanganato que deje de ser eficaz.

b. Gas proveniente de la reformación vapor-Hidrocarburo

El proceso de reformación es ampliamente utilizado en la industria de fabricación del amoníaco y metanol, ya que la reformación permite generar el gas de síntesis que consiste en una mezcla 3 a 1 molar de H_2 y N_2 . Las reacciones de reformación se

puede simplificar a:



En la que "A" es cualquier hidrocarburo, que en la mayoría de los casos es gas natural (CH₄) y en otros casos menores se trata de nafta. Los valores "a" hasta la "j" dependen del hidrocarburo involucrado.

Como se observa el CO₂ es un subproducto de esta reacción, a efectos de purificar el gas de reformación se efectúan una serie de procesos adicionales con la finalidad de purificar el gas de síntesis, absorbiéndose en solución de proceso "Catacarb" el CO₂ y regenerándose posteriormente. El CO₂ obtenido de este proceso es de mayor pureza que el obtenido por combustión. Por ejemplo el H₂S está en el orden de 1ppm debido a que esta impureza es previamente adsorbida del gas natural en Oxido de Zinc para proteger los catalizadores empleados en el proceso.

c. Fermentación

Se utiliza como Materia prima la melaza, el maíz, trigo o papas para generar CO₂ para la elaboración de bebidas carbonatadas o cerveza.

La ecuación que describe este proceso es la fermentación de la glucosa para su conversión en

alcohol etílico y CO₂



El gas generado por fermentación contiene muchas impurezas como aldehidos, ácidos, alcoholes superiores, glicerol, furfural, e incluso H₂S. La purificación se efectúa con Carbono activado y otros procesos químicos como lavado con permanganato o Dicromato de Potasio para controlar el contenido de H₂S.

d. Sub-producto de la Descomposición de Carbonatos naturales

Los gases que salen por la parte superior del horno de cal contienen hasta 40% de CO₂ y pasan primero por una cámara seca para asentar la mayor parte del polvo que arrastra consigo el gas. Luego se efectúa un abatimiento de las partículas más finas por lavado en contracorriente con agua. Finalmente los gases llegan a una torre de absorción donde se separa el gas con cualesquiera de las soluciones absorbentes ya mencionadas.

1.6. Almacenamiento y manipuleo

a. Materiales adecuados para contenedores.

Para sistemas de baja presión (hasta 400 psig) los contenedores y equipos relacionados deberán tener presiones de diseño de al menos 10% por sobre la presión máxima operativa. Para tales sistemas se emplea la tubería roscada de acero forjado de

cédula 80 con juntas soldadas. Otros materiales empleados son el acero inoxidable, Tuberías de cobre o Bronce. Se debe emplear materiales especiales y construcciones para contenedores que operen debajo de -20°F (-28.9°C).

Debido a que el dióxido de carbono forma ácido carbónico cuando se disuelve en agua, los sistemas que manipulen soluciones acuosas de dióxido de carbono deben ser fabricados de material resistente al ataque por ácido como los aceros inoxidables, Hastelloy, o Monel, etc.

b. Manipuleo y almacenamiento en condiciones normales

El dióxido de carbono es contenido, embarcado y almacenado en forma sólida o líquida.

Como es más denso que el aire, el CO_2 puede acumularse en áreas bajas, por lo que se debe tener precauciones con la ventilación. Así mismo se deben colocar carteles de peligro en las zonas potenciales de tener altas concentraciones de este gas.

Los contenedores de CO_2 líquido se confeccionan sin aislamiento y sin refrigeración, (a excepción de los contenedores de producto a granel a bajas presiones) por lo que el CO_2 se mantiene a temperatura ambiente y relativamente alta presión (entre 1000-1500 psig).

Los contenedores a granel para almacenar CO_2 líquido deben estar bien aislados y equipados con medios, usualmente refrigeración, para controlar y limitar las presiones y temperaturas internas. Las temperaturas se mantienen debajo del ambiente usualmente en el rango de -20 a -10°F (-28.9 a 12.2°C) con presiones de CO_2 correspondientes a 200-345 psig.

El Dióxido de Carbono sólido tiene una temperatura de -109.3°F (-78.5°C) y debe ser protegido durante el almacenamiento con aislamiento térmico, para minimizar las pérdidas por sublimación. Así mismo el Hielo seco debe manipularse con guantes especiales para bajas temperaturas.

1.7. Efectos Fisiológicos

El dióxido de carbono se presenta en la atmósfera a una concentración de 0.03% en volumen y es un producto normal del metabolismo humano y animal. El dióxido de carbono actúa sobre funciones vitales en diferentes maneras; incluyendo la estimulación de la respiración, regulación de la circulación de la sangre y acidez de los fluidos corporales; y la concentración de dióxido de carbono en el aire afecta todo esto. Sin embargo, las concentraciones altas pueden tornarse peligrosas debido al desplazamiento del oxígeno por el

2.3 se muestra un sistema de licuefacción de N_2 en cascada, con el empleo de 3 tipos de refrigerantes diferentes.

- b. Enfriamiento por expansión Isoentrópica, En este caso el gas se expande en una máquina isoentrópica produciendo trabajo. No se requiere comprimir el gas sobre su presión crítica, pero en dicho caso la fracción de líquida obtenida es baja (Línea A-2 de fig.2.2). En cambio con el proceso Claude (Ver figura 2.4), que fue el primero en aplicarse a la licuación de gases, se obtiene fracciones altas, pero en este caso se comprimía el gas isotérmicamente por sobre la presión crítica y luego se expandía el gas isoentrópicamente.

Aunque el proceso Claude es el más eficiente proceso de licuefacción de un gas, el inconveniente es que no se cuentan con máquinas isoentrópicas que trabajen eficientemente a bajas temperaturas y en la región de dos fases, y que puedan satisfacer adecuadamente el grado de expansión necesario, lo que hace poco práctico este proceso para la escala comercial.

- c. Enfriamiento por expansión Isoentálpica.

En este caso se requiere que el gas se comprima por encima de su presión crítica (línea A-B de la fig.2.2), luego que se enfríe hasta un punto cercano a su temperatura crítica (línea B-A'), y

finalmente que se expanda isoentálpicamente (línea A'-3).

La expansión isoentalpica se efectúa a través de válvulas u orificios de estrangulación.

El enfriamiento del gas debido a la presión isoentálpica se origina por el efecto "Joule-Thomson" que veremos más adelante.

De los tres métodos el más económico y comercial es el tercero. Un ejemplo típico de este proceso es el proceso Linde, desarrollado por Carl von Linde en Alemania, a comienzos de siglo, que podemos observar en la figuras 2.5 a y b. El gas que entra es mezclado con el gas no licuado que retorna y la mezcla es comprimida hasta una presión superior a la Presión crítica. El gas comprimido es pre-enfriado mediante un sistema de refrigeración externo. El gas pre-enfriado es enfriado aún más por intercambio de calor en contracorriente con el gas no licuado. El gas que sale del intercambiador de calor pasa a través de una válvula de estrangulación donde se produce una expansión Joule-Thomson, reduciéndose la temperatura del gas obteniéndose una licuación parcial del gas.

2.2. Efecto Joule-Thomson

Si un gas ideal fuera expandido adiabáticamente desde una presión alta hasta una muy baja sin hacer trabajo

externo, la energía interna y por lo tanto la temperatura no variarían. Para cualquier gas real, dicha expansión isoéntalpica producirá un incremento o decremento de la temperatura excepto a ciertas condiciones. La relación del cambio de temperatura al cambio de presión a entalpía constante se denomina coeficiente Joule-Thomson (μ), que se define como:

$$\mu = \left[\frac{\delta T}{\delta P} \right]_h$$

Un valor positivo indica una caída de temperatura durante la expansión del gas.

El efecto del enfriamiento al someter el gas a una estrangulación es bastante familiar, ya que μ es positivo para casi todos los gases a presiones y temperaturas ordinarias; sólo el hidrógeno, Helio y neón exhiben un efecto de calentamiento al expandirse (μ negativo) a condiciones normales. Sin embargo todos los gases a suficiente alta temperatura tienen valores negativos del coeficiente Joule-Thomson. La temperatura y presión a la cual μ cambia de signo se conoce como la temperatura de inversión.

La termodinámica nos proporciona la siguiente ecuación que permite relacionar el coeficiente Joule-Thomson con variables mensurables:

$$\mu = \frac{1}{C_p} \left[T \left(\frac{\delta v}{\delta T} \right)_p - v \right]$$

Esta forma de ecuación es útil ya que muestra que μ debe ser cero para un gas que siga la ley de los gases ideales, ya que en ese caso :

$$Pv = RT$$

$$\left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_P = \frac{R}{P} = \frac{v}{T}$$

No obstante, debemos indicar que cuando μ es cero no significa que el gas sea ideal, ya que esta condición también se logra en el punto de inversión de los gases reales.

2.3. Criogenia

La palabra criogenia proviene del latín Kryos (muy frío) y Genes (volverse o producir) de lo que se puede definir que la criogenia trata de sistemas para producir temperaturas sumamente bajas. Los límites para diferenciar entre temperaturas normales y criogenicas no están muy definidos. En la tabla 2.4 se muestra una relación de productos con temperturas de ebullición normales menore a °F. Esta escala ha sido tomada del manual de la ASHRAE y muestra que el dióxido de carbono no está incluido en el rango criogénico. Aunque esto es relativo ya que otros autores fijan -150°C (-100°F) como temperatura límite para ser considerada criogénica, lo que involucraría al CO_2 . Incluso algunos han propuesto que se fije el valor de la temperatura de sublimación del hielo seco a presión atmosférica (-109°C).

2.4. Licuefacción de CO₂

Se puede licuar el dióxido de carbono a cualquier temperatura entre su punto triple (-56.7°C) y su punto crítico (31°C) con sólo comprimirlo a la presión necesaria.

Existen dos procesos estándares:

a. Licuefacción a temperatura próxima a la crítica.

En este caso el gas se comprime hasta 73 atmosferas abs. y luego se condensa empleando enfriadores con agua, o algún refrigerante que permita mantener temperaturas menores a los 31°C que es el punto crítico del CO₂.

b. Licuefacción en el intervalo entre -7 a 18°C

En este caso el CO₂ debe ser comprimido en el rango de 20 a 40 atm.Abs. y enfriado hasta condensar con el empleo de refrigerantes industriales como el Amoníaco líquido.

3.FASES EN LA PRODUCCION DE PETROLEO

3.1. Exploración

El petróleo, conjuntamente con gas y agua, se encuentra en los intersticios de rocas porosas, como la arenisca, rodeados de rocas no porosas lo que conforma una trampa geológica que retiene estos tres componentes en reservorios de tamaño variable y a distintas profundidades. Existen tres tipos de trampas: El

anticlinal, la falla y la trampa estratigráfica.(Ver fig 2.8).

La exploración de crudo requiere de:

- a. Conocimiento de la estructura del subsuelo y de cuáles favorecen la conformación de estos reservorios.
- b. Métodos para obtener datos acerca de las formaciones de subsuelo, Labor que primordialmente está a cargo de geofísicos.

La exploración geofísica obtiene datos de las variaciones de las propiedades físicas de las rocas de subsuelo para lo cual se emplean métodos como magnetométricos, gravimétricos y sismográficos.

Otro método importante empleado en la búsqueda de petróleo es el muestreo del subsuelo para lo cual se retira mediante equipos de perforación especiales una porción cilíndrica de las estructuras, lo que se denomina "Cores". La examinación de las muestras es tanto física como química.

Entre las disciplinas científicas que se emplean en la búsqueda de crudo se incluyen la geología, estratigrafía, paleontología, petrología, geología y biología marina,etc.

3.2. Perforación

La perforación de pozos se efectúa por el método rotatorio en el que una broca con material abrasivo se hace girar en el extremo de una columna de tuberías de

acero a través de la cual se hace fluir una corriente de lodo de perforación cuya finalidad es retirar los dendritos, producto de la perforación, hasta la superficie y mantener la broca fría. El lodo fluye a través de pequeñas aperturas en la broca y retorna a la superficie en el espacio anular entre la tubería de perforación y la pared del pozo. Usualmente el peso de la columna es suficiente para evitar penetraciones entre las diferentes formaciones atravesadas durante la perforación.

3.3. Completación de pozos

Preparar y completar un pozo para el inicio de su producción involucra hasta cinco fases principales:

- a. Insertar la tubería de revestimiento (Casing). Esta tubería proporciona una pared permanente al pozo, y buena parte de este trabajo se efectúa durante la perforación.
- b. Inyectar cemento en el espacio anular comprendido entre la pared exterior de la tubería de revestimiento y la pared del pozo. Esta labor es conocida como "Cementación".
- c. Instalación del Cabezal, que es un juego de válvulas y tuberías conocido como "Arbol de navidad" ubicado en el tope del pozo, que permite controlar el flujo de crudo del pozo a los tanques de almacenamiento.

- d. Para poner en contacto la estructura productora con la tubería central se hace descender hasta la profundidad requerida una escopeta que dispara proyectiles que perforan la pared del tubo de revestimiento, el cemento y la formación. A esta operación se le conoce como "Baleo" y es prácticamente el inicio de la producción del pozo.
- e. Ocasionalmente se encuentran formaciones de baja permeabilidad que dificultan el flujo normal de crudo desde la formación hasta la tubería de producción, lo que hace necesario emplear métodos artificiales para lograr esto.

Si la formación está conformada principalmente de piedra caliza, se utiliza ácido clorhídrico inhibido para disolver canales en la roca. En cambio en formaciones de areniscas el método preferido es la Fractura hidráulica conocido simplemente como "Frac", en la que un fluido con viscosidad lo suficientemente alta como para sostener arena gruesa en suspensión es bombeado a alta presión dentro de la formación fracturando la roca. Los granos de arena permanecen ayudando a mantener las fracturas abiertas.

En la versión original del proceso de fracturamiento el fluido empleado fue un gel. Hoy en día se emplean una diversidad de fluidos incluyendo Petróleo crudo, agua, CO₂ líquido o N₂

líquido. Esta técnica también puede emplearse en formaciones de piedra Calizas en cuyo caso el fluido de fracturamiento es ácido clorhídrico.

3.4. Producción

Usualmente la recuperación del petróleo crudo de un pozo que ha sido completado es por flujo natural (conocido como pozo surgente) aprovechando la presión del gas que se encuentra con el crudo en el reservorio. Una vez que la presión es insuficiente para hacer fluir el crudo se emplean métodos artificiales como el bombeo mecánico y el Gas-Lift para proseguir con la producción. En reservorios de baja presión esto puede requerirse desde el principio.

4. FRACTURAMIENTOS DE POZOS

Como hemos visto en el ítem anterior, el fracturamiento hidráulico de pozos es una parte de los trabajos de completación y se efectúa cuando la formación es de baja permeabilidad. En el presente ítem veremos con un poco más de detalle los factores involucrados en esta labor.

4.1. Generalidades

La fractura hidráulica ha jugado un rol importante en el incremento de la reservas de petróleo la producción diaria a nivel mundial. En la figura 2.9 se muestra un esquema simplificado del proceso típico de fracturamiento de pozos, que consiste en mezclar productos químicos especiales para elaborar un fluido de fracturamiento apropiado, el que luego es mezclado

con arena y finalmente bombeado al pozo, a una razón de flujo y presión adecuados como para abrir y extender una fractura en la formación. Al mismo tiempo el fluido arrastra el entibador o agente de sostén hasta las profundidades de la fractura. Cuando la fractura ha sido hecha adecuadamente se crea una "supervía" para que el crudo y el gas fluyan fácilmente desde el extremo de la formación hasta el pozo. Nótese que la fractura tiene dos alas extendidas en direcciones opuestas desde el pozo y está orientada más o menos en el plano vertical.

Los requerimientos para la tecnología de fracturamientos son múltiples, y se vuelven más complejos a medida que las formaciones objetivos se encuentran a mayor profundidad, temperatura y son de menor permeabilidad.

4.2. Factores que influyen en la fractura

a. Fluido de fracturamiento

El fluido de fractura es empleado básicamente para:

Abrir y extender la fractura

Transportar y distribuir el agente entibador.

El fluido seleccionado para un tratamiento puede tener una influencia significativa en el largo y conductividad de la fractura, así como en el costo del tratamiento.

Los fluidos que se filtran rápidamente en la formación tienen una baja eficiencia para producir fracturas en la formación.

Algunas de las características requeridas de un fluido de fracturamiento son:

Baja pérdida de fluido por filtración para obtener la penetración deseada con volúmenes de fluidos mínimos.

Suficiente viscosidad para crear el ancho necesario de fractura, y para transportar y distribuir el entibador en la fractura.

Baja pérdida de fricción durante el bombeo

Buena estabilidad a la temperatura de la formación.

Causar el daño mínimo a la formación

Ser fácilmente removible de la formación.

Ser compatible con los fluidos de la formación.

Bajo Costo.

b. Sistemas de fluidos

Se disponen de diferentes tipos de fluidos para los trabajos de fracturamientos. En la tabla 2.5 se muestran los diferentes tipos de fluidos o sistemas generalmente empleados. Adicionalmente al fluido básico hay muchos aditivos que realizan diferentes funciones. En la tabla 2.6 se presenta una lista de los más comunes.

Las principales consideraciones para seleccionar un sistema son:

Temperatura de la formación y perfil de temperatura del fluido.

Tiempo que el fluido permanecerá en la fractura.

Volumen total requerido para el tratamiento y razón de bombeo.

Tipo de la formación (Areniscas, Piedra Caliza, arcillas como Dolomitas, lutitas, etc.)

Requerimientos de control de pérdidas potenciales de fluido.

Sensibilidad de la formación a los fluidos.

Presión del reservorio.

Presión de bombeo y limitaciones en la fricción por tuberías

Tipo(s) y cantidad de entibador que será bombeado.

En la mayoría de las aplicaciones se emplean los polímeros de base de agua, que cubren un rango amplio de tipos de formaciones, profundidades, presiones, temperaturas, y son relativamente de bajo costo. Se puede entrelazar algo de goma Guar para aumentar la viscosidad y expandir el rango de temperatura de aplicación. La estabilidad a la temperatura se mejora con la adición de secuestradores de oxígeno (Sales de tiosulfato,

Metanol, etc). Se disminuye significativamente las pérdidas de fluido mediante la adición de hidrocarburos dispersos al 5%.

Las emulsiones de polímeros generalmente proporcionan en algo un mejor comportamiento en cuanto a pérdida de fluido, daño a la formación, y en algunos casos un mejor transporte de entibador. Sin embargo tienen un límite de temperatura superior en el orden de 250°F (121°C). Así mismo son relativamente más costosos.

Los Hidrocarburos gelificados se usan básicamente en formaciones sensibles al agua, donde los fluidos acuosos que invaden la fractura pueden dañar la permeabilidad de la formación.

Los alcoholes gelificados también se consideran para formaciones sujetas a bloqueo de poros por acción del agua. Se arguye que el CO₂ gelificado produce un daño mínimo a la formación con un buen nivel de recuperación del producto. Un problema común a los productos gelificados es su mayor costo relativo a los polímeros base agua.

Las espumas acuosas generalmente exhiben una buena performance de limpieza de post-fractura en la estimulación de reservorios de presión anormalmente baja que presentan problemas de limpieza de post-fractura con sistemas de fluidos de fractura más densos. Los sistemas de espumas se

están tornando más comunes en las labores corrientes de fracturas. Sin embargo debido a la compresibilidad del gas a altas presiones, las aplicaciones en formaciones profundas pueden ser costosas.

c. Agentes entibadores

Los agentes entibadores o de sostén tienen por finalidad mantener las fracturas abiertas después que el tratamiento hidráulico ha sido realizado. Luego los fluidos del reservorio pueden fluir a través del paso conductor creado por el agente de sostén.

La arena es de por sí el entibador más común empleado en estos trabajos. Existen normas API que establecen especificaciones de calidad de la arena para su uso en fracturamientos. Esto básicamente cubre Tamaños, distribución, esfericidad y redondez, solubilidad en ácido, contenido de sedimento y arcilla, y resistencia al aplastamiento. Para fracturas que deban soportar altas presiones se emplean otros materiales como las esferas de vidrio ,bauxita sinterizada (Óxido de aluminio), o esferas de material cerámico, dependiendo de la profundidad del pozo la aplicación de cada cual. El empleo de estos materiales se hace para evitar que el entibador se

resquebraje originando pérdida de conductividad en la fractura.

4.3. Aplicación del CO₂ como fluido de fracturamiento

a. Ventajas

Entre las ventajas de emplear el CO₂ como fluido de fracturamiento tenemos:

Tiene un costo relativo menor que el crudo en los sistemas para fracturar estructuras sensibles al agua.

Debido a la expansión del CO₂ cuando el pozo es desfogado se facilita la limpieza inmediata de los pozos sin tener que recurrir a procesos de limpieza artificial como el "SWABB". Esta limpieza se requiere por que no toda la arena aportada va a las fractura, acumulándose el sobrante en el pozo dificultando el libre flujo de crudo.

De acuerdo a estadísticas de zonas donde se emplea éste proceso, es común recuperar entre un 80-90% del fluido de estimulación.

La presencia del CO₂ gaseoso aligera la columna hidrostática, facilitando el aporte de fluidos de formación al pozo en reservorios de baja presión.

El uso del CO₂ incrementa la productividad del pozo dado que reduce la posibilidad de

dañar la formación con los fluidos del tratamiento.

En el tratamiento con petróleo, la viscosidad del petróleo es reducida considerablemente con la adición del CO_2 , facilitando la inyección de petróleo a altos regímenes dado que la caída de presión por fricción es reducida.

Cuando el fluido de tratamiento es agua, se genera una solución carbonatada ácida, esto nos permite prevenir el hinchamiento de arcillas, precipitación de hidróxidos y de yeso, reduciendo costos por consumo de ácidos y soluciones de cloruro de calcio para el mismo propósito, lo que hace ideal el empleo

CO_2 en estructuras que tienen alto contenido de arcillas.

El CO_2 es inyectado en estado líquido, incrementando la capacidad de acarreo de arena del fluido fracturante.

El CO_2 es compatible con ácido, petróleo o agua y con todos los aditivos utilizados en tratamientos de estimulación así mismo es compatible con los fluidos de formación.

b. Desventajas

Entre las desventajas del uso del CO_2 están:

Su costo es mayor que el fracturamiento con sistemas base-agua, por lo tanto sólo se emplea en formaciones sensibles al agua. Es decir las estructuras tipo arcillosas.

Existen riesgos en la manipulación del producto debido a las propiedades del CO₂ líquido. Uno de los problemas es la formación de hielo seco en caso de manipuleos deficientes del producto.

c. Efecto de las propiedades químicas del CO₂

El ácido carbónico se forma saturando el agua con

Este ácido tiene un pH de 3.3 a 3.7 y no requiere de ningún inhibidor durante su aplicación en tratamientos de pozos, el efecto en las estructuras es:

La alta concentración de iones de hidrógeno del ácido carbónico tenderá a contraer o flocular partículas de arcillas hidratadas, reemplazando elementos básicos de peso atómico apreciables con hidrógeno. Este control de hinchamiento es de suma importancia en formaciones que contienen cantidades apreciables de arcillas bentoníticas.

La mayor parte de las formaciones tales como arenas, lutitas y muchas formaciones de carbonatos contienen sales de hierro y

aluminio. estas sales son disueltas durante la acidificación Si el pH sube a 5 o más durante el tratamiento, estos iones de Hierro y aluminio se precipitarán como hidróxidos gelatinosos, bloqueando los canales de fluido (disminución de la capacidad de flujo).

El bajo pH del ácido carbónico evita que esto ocurra y evita también la precipitación del sulfato de calcio (yeso) disueltos de la formación.

d. Aplicación.

El CO₂ adicionado a un fluido fracturante (fase acuosa) en un rango de 65-90% incrementa la capacidad de transporte de arena. El fluido es bombeado como cualquier otra espuma. El líquido y la fase acuosa se mezclan a través de una "T", formando un fluido de dos fases. Esta mezcla líquido líquido es estabilizada con el uso apropiado de aditivos surfactantes y emulsificantes. Cuando la temperatura de las dos fases es mayor que que la temperatura crítica del CO₂ , éste se gasifica formando la espuma.

La concentración del surfactante y el agente gelificante necesario para la fase acuosa dependen de la temperatura del

fondo del pozo.

4.4. Fracturamientos en pozos de Talara

a. Procedimiento usual

Las formaciones productoras en Talara tienen un alto contenido de lutitas lo que las hace sensibles a los fracturamientos con sistemas de base acuosa, por lo que el 99% de los fracturamientos se efectúan con petróleo crudo mas aditivos. Como se verá en el capítulo 3, el consumo promedio de crudo es de 2300 bbls por cada fracturamiento.

Otra característica de la mayoría de las formaciones en Talara es su baja presión por haber sido ya ampliamente explotados.

La profundidad de los pozos varía desde 1500 hasta 9000 pies, considerándose pozos profundos a los mayores a 7000 pies, siendo la distribución aproximada la siguiente:

Rango de profundidad	% de Pozos
0- 1500 pies	20 %
1500- 7000 pies	50 %
7000- 9000 pies	30 %

Todas estas características hacen que los pozos en Talara sean potencialmente susceptibles de ser fracturados con CO₂ líquido. Siendo factible

emplear este método en los pozos comprendidos en el rango de 1500 a 7000 pies.

b. Prueba efectuada con CO₂ líquido en pozo 6867

Durante los meses de Noviembre y Diciembre de 1986 y enero de 1987 se efectuaron pruebas de fracturamiento con CO₂ líquido en el pozo 6867. El referido pozo tenía una profundidad de 6,212 pies. Se empleó espuma compuesta de 60% de CO₂ con 40% de agua, y se introdujo arena radioactiva para poder hacer evaluaciones de las dimensiones de la fractura una vez concluido el trabajo.

Si bien el resultado desde el punto de vista técnico fue exitoso, no lo fue así desde el punto de vista económico, debido a que el CO₂ líquido debió ser adquirido y trasladado desde la ciudad de Lima lo que incidió fuertemente en el costo del trabajo ya que el material representa el 90% del mismo, motivo por el cual no se continuaron con estas pruebas.

TABLA 2.1
PROPIEDADES FISICAS DEL CO₂

Símbolo internacional	CO ₂
Peso molecular	44.01
Presión de Vapor	
a 21.1 °C	5778 kPaG
a 0 °C	3385 kPaG
Densidad del gas	
a 21.1 °C	1.833Kg/m ³
a 0 °C	1.977Kg/m ³
Gravedad Específica del gas (aire =1)	
a 21.1 °C	1.522
a 0 °C	1.524
Volumen específico del gas:	
a 21.1 °C	0.545m ³ /Kg
a 0 °C	0.506m ³ /K
Densidad de líquido saturado	
a 21.1 °C	762Kg/m ³
a 0 °C	929Kg/m ³
a -16.7°C	1014Kg/m ³
a -28.9°C	1070Kg/m ³
Temperatura de Sublimación	-78.5°C
Temperatura Crítica	31.1°C
Presión Crítica	7382kPaAbs
Densidad Crítica	468Kg/m ³
Punto triple	-56.6 @ 416kPaG
Calor Específico del gas @25°C y 1 atm	
Cp	0.85kJ/kgC
Cv	0.66kJ/kgC
Cp/Cv @15°C	1.304

TABLA 2.2

**GRADOS DISPONIBLES DE CO₂ LIQUIDO
COMPRESSED GAS ASSOCIATION**

COMPONENTE	VALORES MAXIMOS			
	A	B	C	D
CO ₂ -Min.%(v/v)	99.5	99.5	99.5	99.5
Agua-ppm	120	32	120	56.3
Punto Rocío °F	-40	-60	-40	-52
Hidrocarburos volátiles como CH ₄	20	20	20	
Residuos no-volátiles-ppm	10	10	10	
Oxígeno-ppm			30	
Monóxido Carbono				10
Acido Sulfhídrico			1	1
NO _x			5	5
Fósforo			0.3	0.3
Dióxido de Azufre			5	5
Sulfuro Carbonilo			0.5	
Cumple USP				SI
Olor	LIBRE DE OLOR			

NOTA: Los espacios en blanco indican que no hay límite máximo para la característica especificada.

TABLA 2.3
GRADOS DISPONIBLES DE CO₂ LIQUIDO
NORMA IIINTEC 311.120

COMPONENTE	UNIDAD	GRADO A	GRADO B
Monóxido de Carbono	% volúmen	máximo 0.1	máximo 0.1
Humedad	ppm volúmen	máximo 10	más de 10
Contenido de Aceite	ppm en peso	máximo 10	máximo 10
Acido Sulfhídrico y sustancias reductoras		cumplirán el ensayo (*)	cumplirán el ensayo (*)

(*) El procedimiento se describe en la norma Itintec, consiste en hacer burbujear 1 litro de anhídrido carbónico a través de 25 ml de solución de nitrato de plata amoniacal. Se considera que el ensayo se ha cumplido cuando no se produce enturbamiento ni oscurecimiento de la solución.

TABLA 2.4
TERMOMETRO CRIOGENICO

COMPUESTO	T. EBULLICION °F	CRIOGENICO
Propano	- 44	No
Dióxido de Carbono	-109	No
Etano	-127	No
Etileno	-155	No
Metano	-259	Si
Oxígeno	-297	Si
Aire, Monóxido de Carbono	-313	Si
Nitrógeno	-320	Si
Neón	-411	Si
Hidrógeno	-423	Si
Helio	-452	Si
Cero Absoluto	-460	--

TABLA 2.5**SISTEMAS DE FLUIDOS DE FRACTURAMIENTO**

- A.Soluciones de Polímeros en base Agua:
 Goma Guar natural
 Hidroxypropyl guar (HPG)
 Hidroxyetil celulosa (HEC)
 Carboxymetil Hidroxietil celulosa (CMHEC)
- B.Emulsiones de Polímeros en aceite-agua
 2/3 Hidrocarburos + 1/3 de solución de polímeros
 en base agua
- C.Hidrocarburos Gelificados:
 Petróleo destilado, diesel, kerosene, o Crudo.
- C.Alcohol gelificado (metanol)
- D.CO₂ gelificado
- E.Acido gelificado (HCl)
- F.Espumas acuosas
 Fase acuosa: Guar, soluciones HPG
 Fase gaseosa: Nitrógeno, CO₂

TABLA 2.6**ADITIVOS DISPONIBLES PARA SISTEMAS DE FRACTURAMIENTO**

Agentes antiespumante
 Espumantes
 Reductores de fricción
 Inhibidores de Corrosión
 Inhibidores de Scale
 Agentes secuestrantes
 Surfactantes
 Estabilizadores de temperatura
 Agentes de control de Bacteria
 Reductores de viscosidad (Breakers)
 Reguladores de pH (Buffers)
 Estabilizadores de arcillas
 Agentes entrelazadores o quelantes
 Agentes desemulsificantes
 Agentes emulsificantes
 Agentes dispersantes

FIGURA 2.1

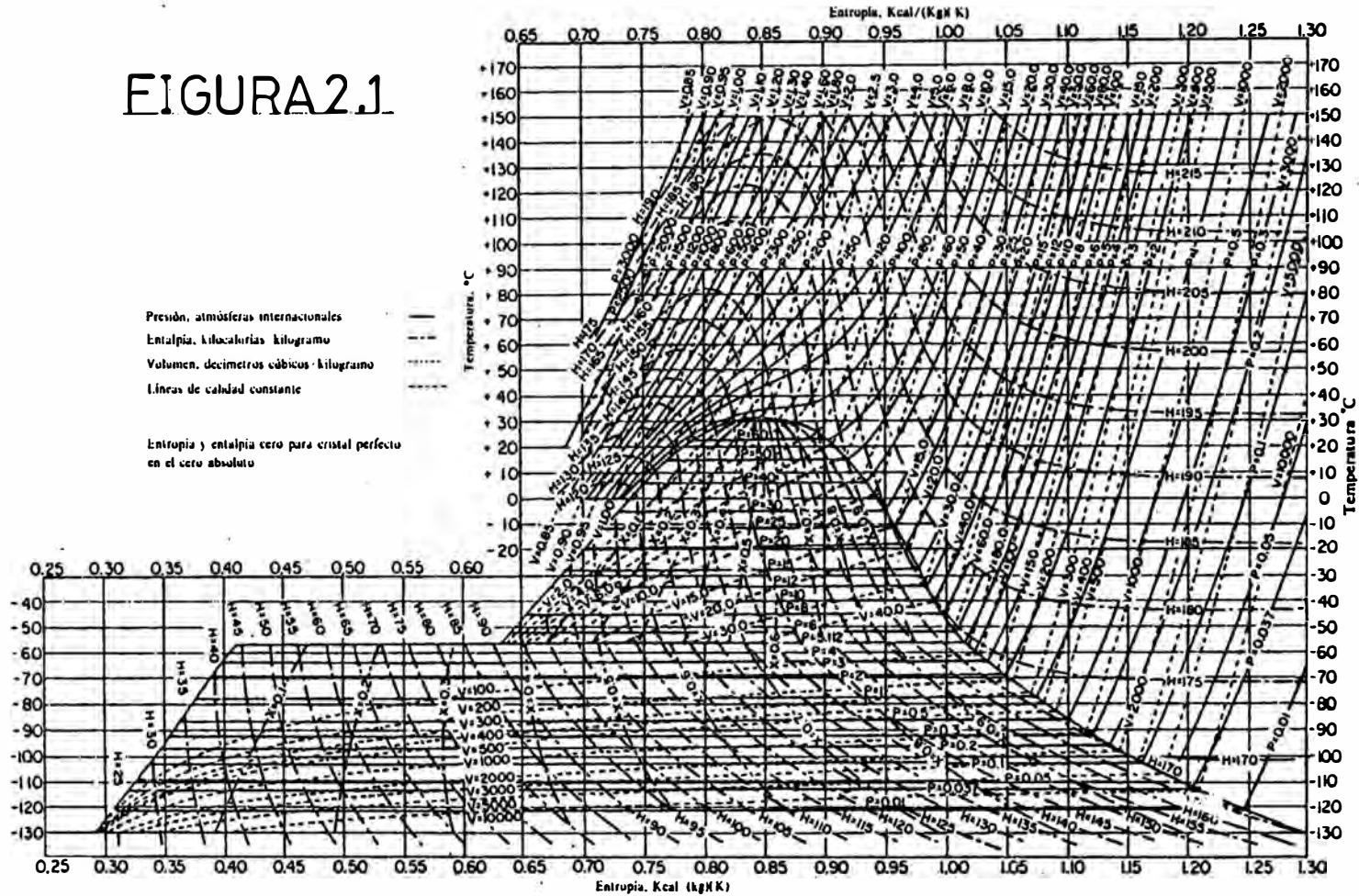


Diagrama de temperatura-entropía para el dióxido de carbono [de *Thermodynamic Functions of Gases*, vol. 1, Butterworth, Londres, 1956. Material registrado en los derechos de autor. Reimpreso con autorización de los autores y los editores. Se puede obtener una reproducción mural de este diagrama en Butterworth & Co. (Canadá), Ltd.]

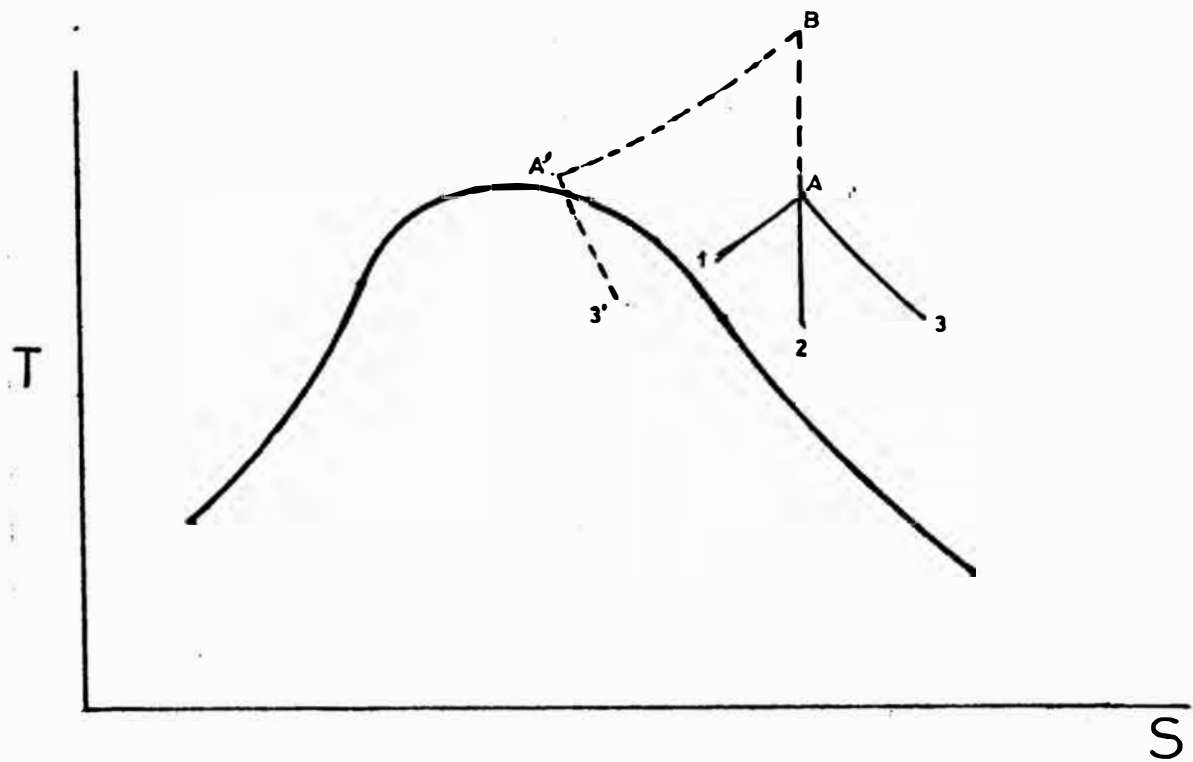
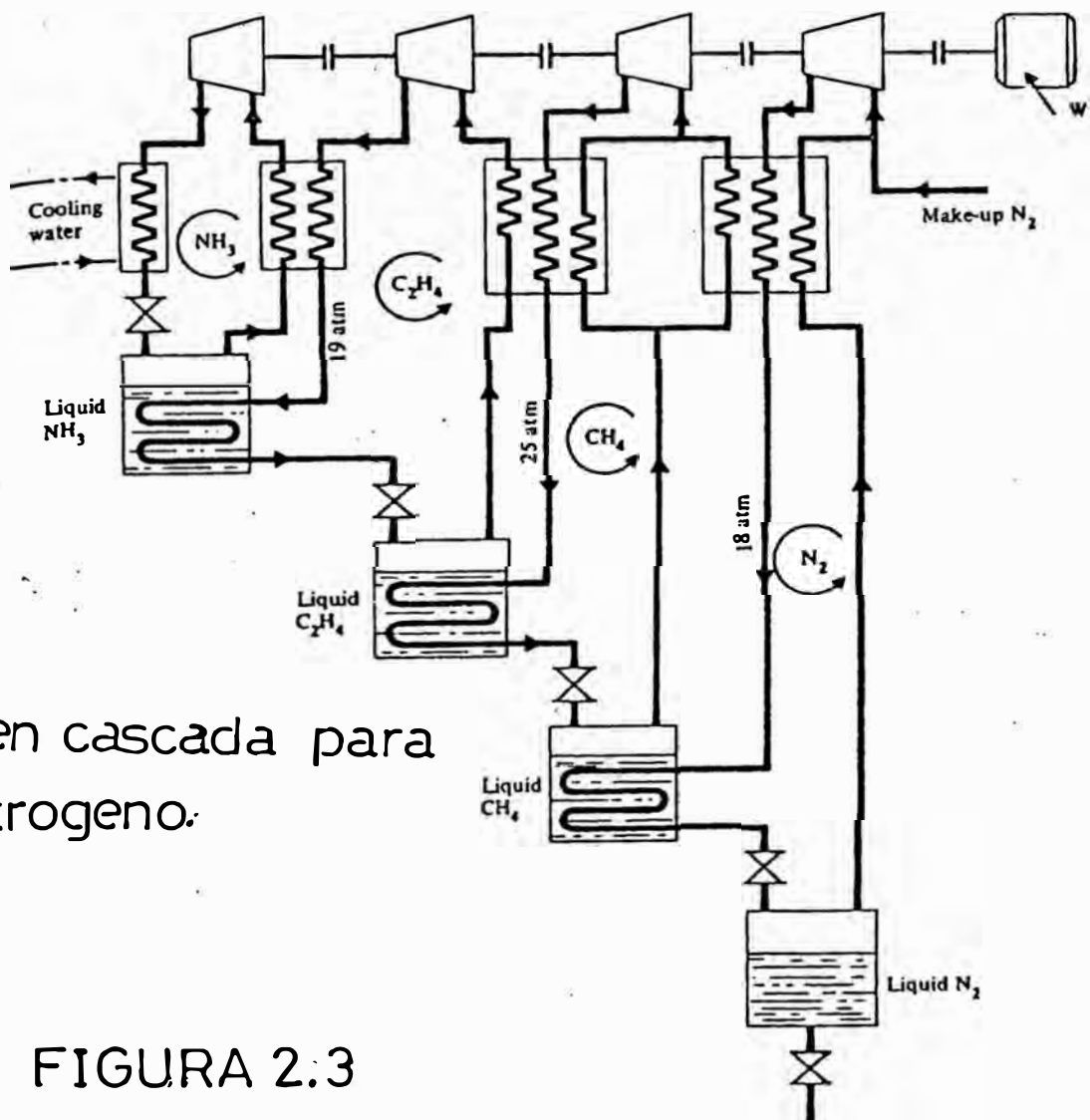
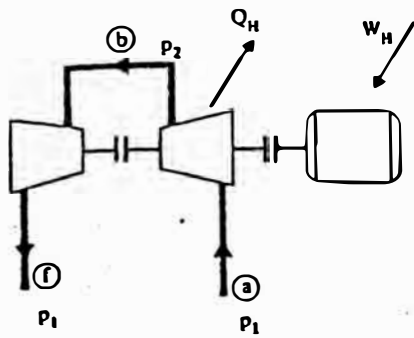


FIGURA 2.2



Proceso en cascada para licuar nitrogeno.

FIGURA 2.3



Proceso Claude

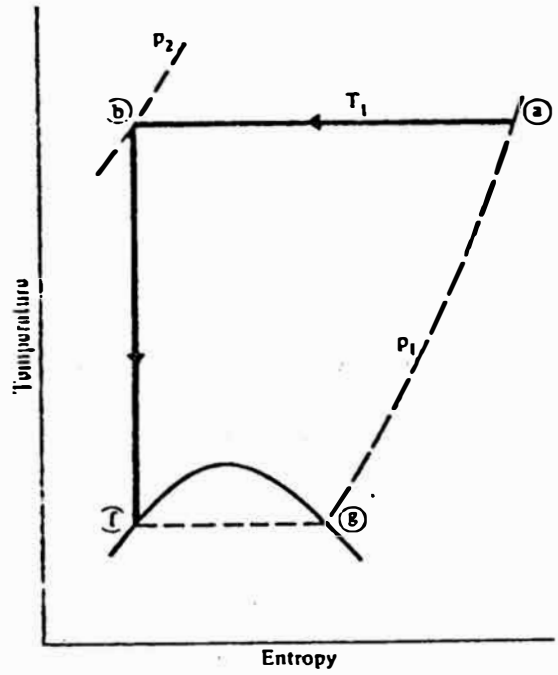


FIGURA 2.4

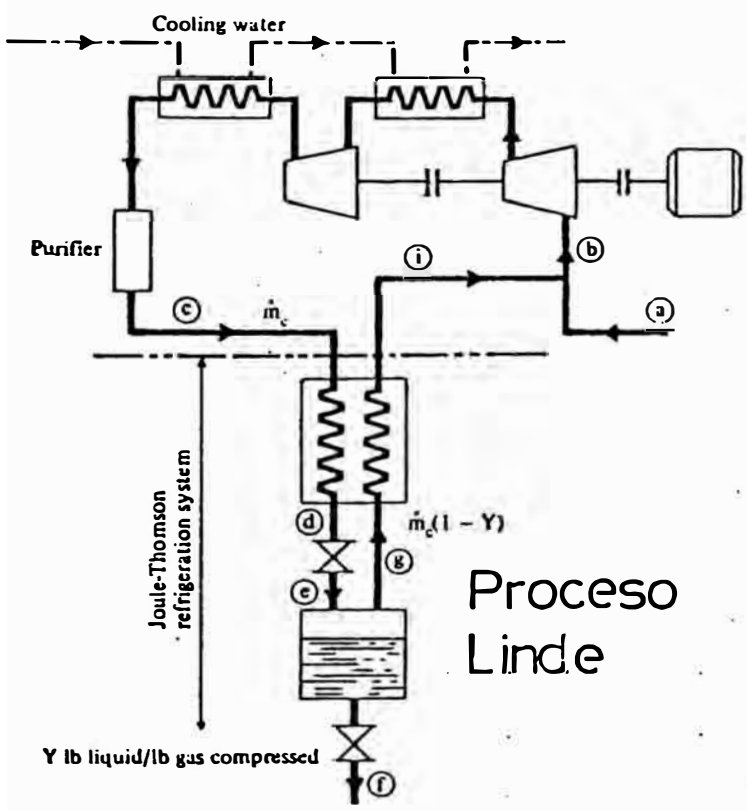


FIGURA 2.5.a

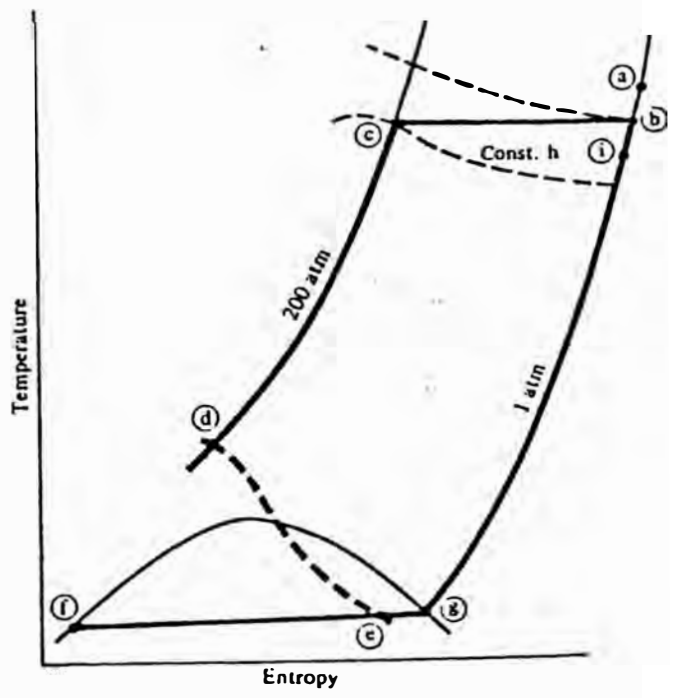


FIGURA 2.5.b

EFFECTO JOULE - THOMSON

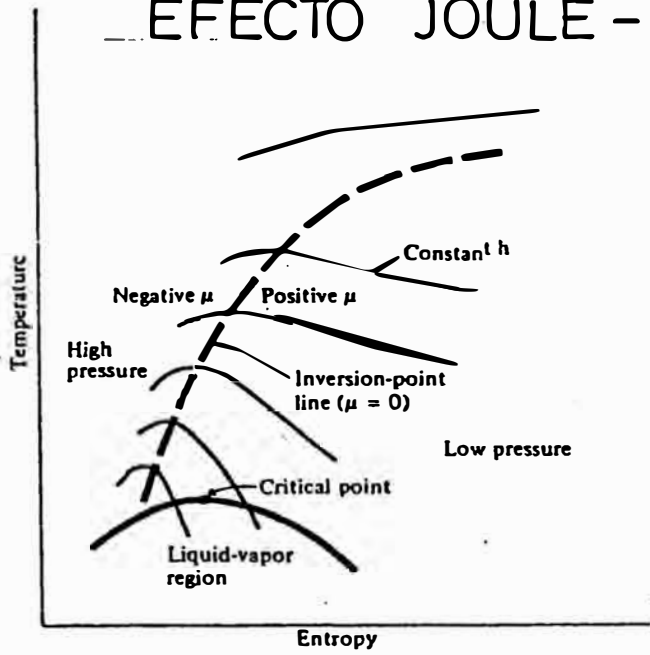


FIGURA 2.6.a

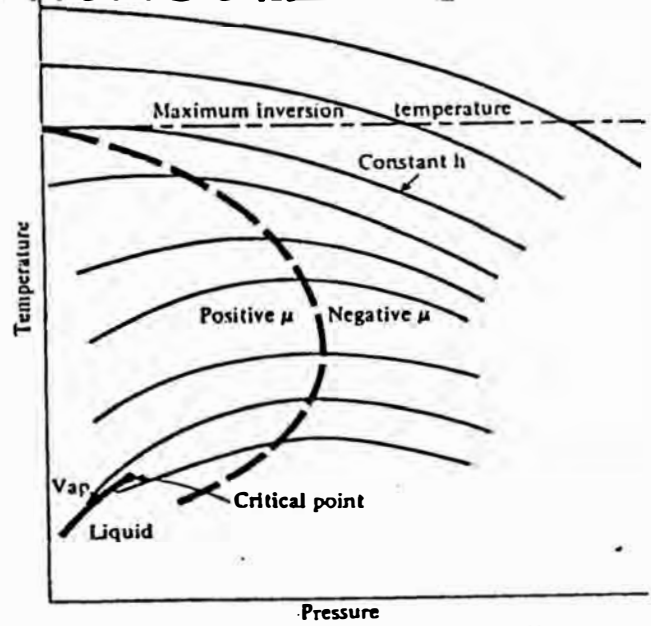


FIGURA 2.6.b

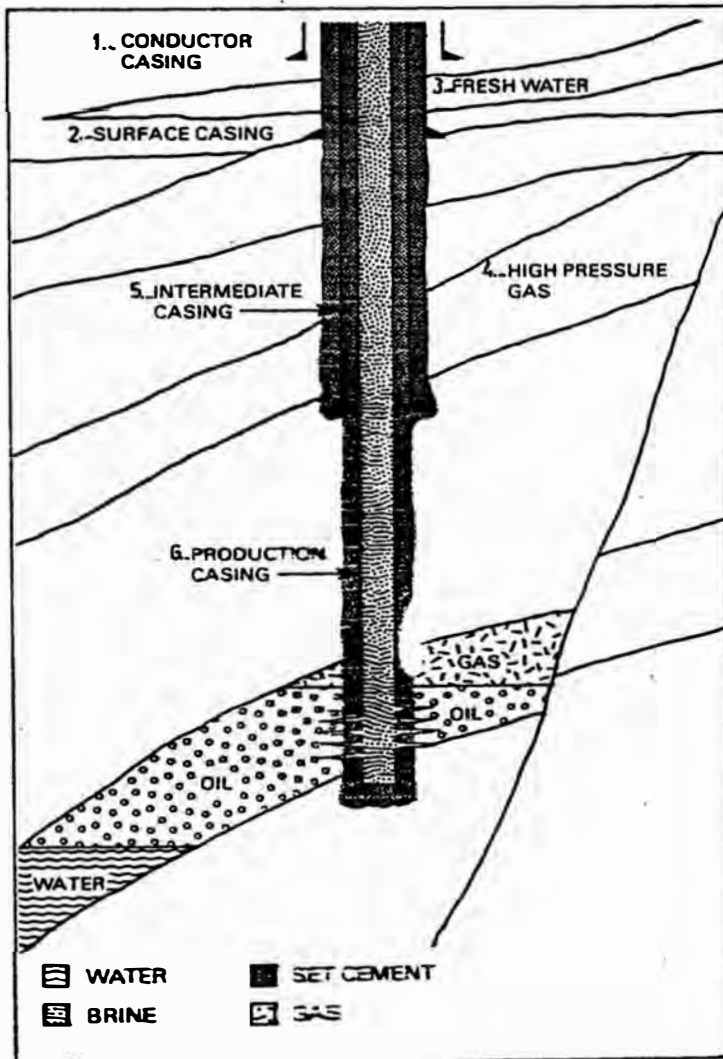


FIGURA 2.7

- 1. conductora
- 2. revest. superficial
- 3. agua fresca
- 4. gas a alta presión
- 5. revest. intermedio
- 6. revest. producción

FIGURA 2.8
TIPOS DE FORMACIONES

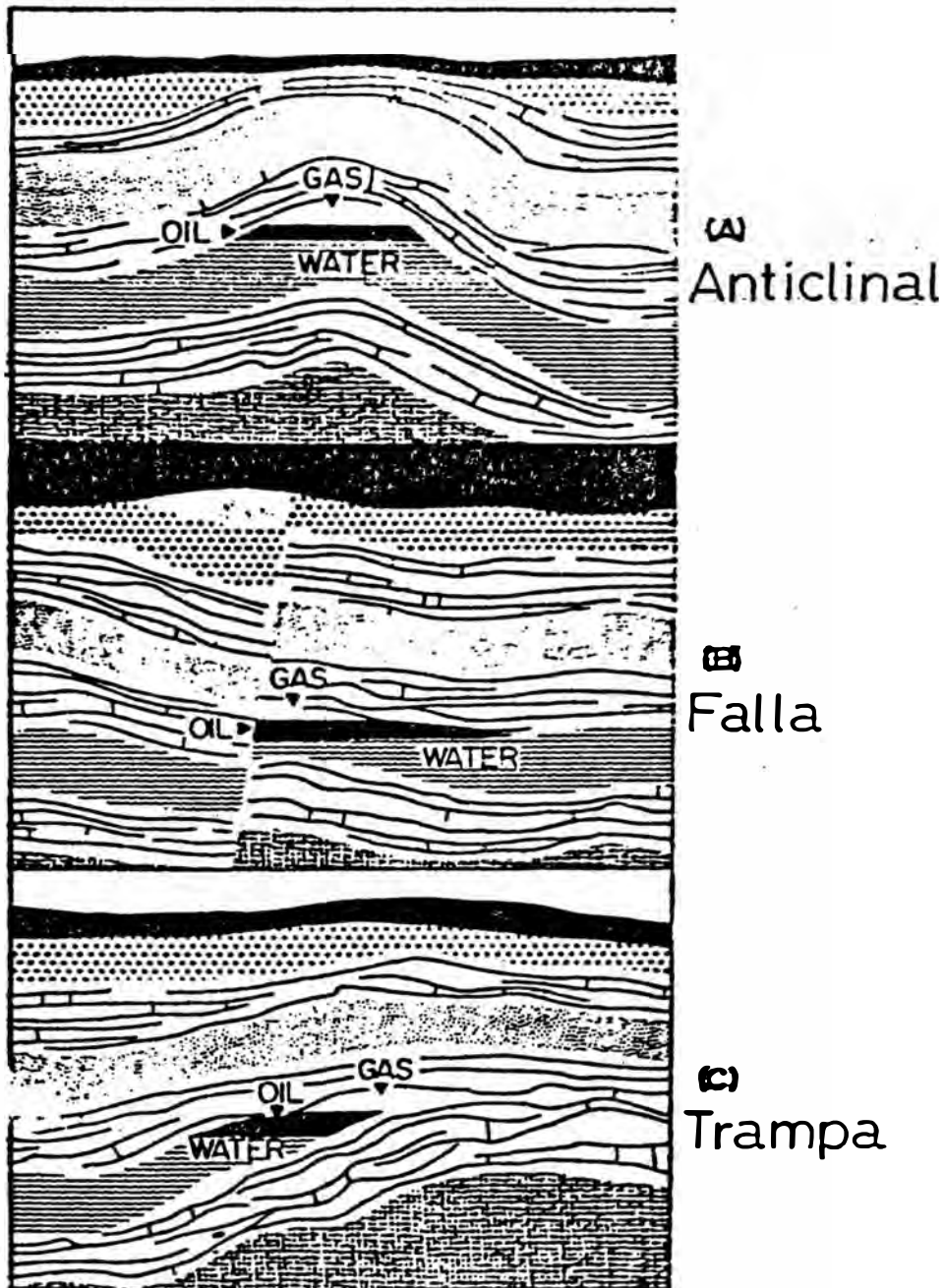
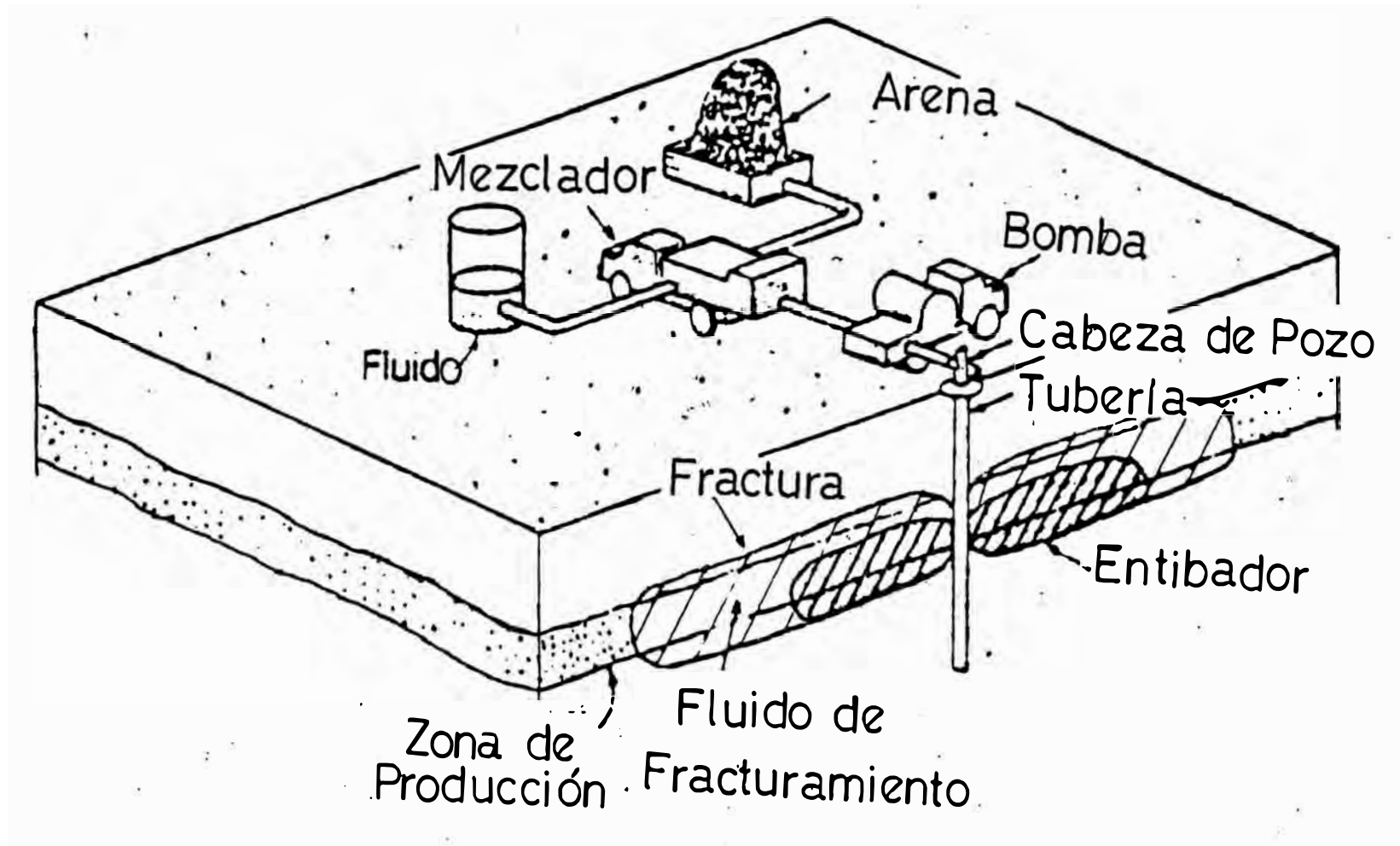


FIGURA 2.9
PROCESO DE FRACTURAMIENTO



CAPITULO 3

CAPITULO 3

DISEÑO DEL PROCESO PARA PRODUCIR CO₂ LIQUIDO EN LA PLANTA DE FERTILIZANTES

1. CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DEL PROCESO

1.1. Objetivo

El objetivo del presente proyecto es utilizar el excedente de CO₂ gaseoso del complejo de Fertilizantes para obtener CO₂ líquido que será empleado en los trabajos de completación de pozos de petróleo en las operaciones Nor-Oeste de Petroperú, específicamente en los trabajos de fracturamiento que actualmente se efectúan con crudo.

Los criterios utilizados para el diseño han sido:

Producir CO₂ líquido con el mínimo de inversión y costo operativo posible.

Producir CO₂ líquido que cumpla con las normas de calidad vigentes en el país.

Suplir el CO₂ líquido suficiente para que la empresa pueda reemplazar el petróleo crudo que actualmente se emplea en los trabajos de fracturamiento de la provincia de Talara.

1.2. Excedente de CO₂

De acuerdo al diseño la capacidad de producción de CO₂ gaseoso en el complejo de fertilizantes es de de 8560

Nm³/h mientras que el consumo requerido por la planta de urea es de 8150 Nm³/h lo que da un excedente de 410 Nm³/h.

En la tabla 3.1 se muestran los datos estadísticos de producción y consumo de CO₂ gaseoso en el Complejo de Fertilizantes. Como se observa en promedio el excedente neto promedio asciende a 7000 TM/año que corroboran la existencia de un excedente de producción de CO₂ gaseoso en el complejo. Para el cálculo de este excedente neto se ha restado a la diferencia entre la producción y consumo anual los venteos de CO₂ a la atmósfera que se realizan en operación como factor de seguridad para el control de la presión en la línea de suministro de CO₂ a la planta de Urea.

En la misma tabla se observa que en los últimos años ha habido una tendencia a la disminución de este excedente, pero esto se ha debido a que la planta de Servicios Auxiliares ha disminuido su producción de CO₂ debido a falta de insumos requeridos para el proceso de absorción.

1.3. Trabajos de Fracturamiento de Pozos en Talara

En la tabla 3.2 se muestra la cantidad de fracturamientos efectuados en Talara en los últimos tres años. Como se observa el promedio mensual es de 10 pozos fracturados por mes y si tenemos en cuenta que en el proyecto Laguna Zapotal se fracturan 2 pozos

mensuales, resulta que el total de fracturamientos efectuados por Petroperú en Talara son de 12 al mes.

Prácticamente el 99% de los pozos se fracturan con petróleo crudo y el 1% restante con Diesel.

En la tabla 3.3 se muestra el consumo de crudo por fracturamiento, con un promedio de 2300 barriles por cada uno.

1.4. Determinación de la Demanda

El uso de CO₂ líquido en labores de completación de pozos de petróleo representa un nuevo mercado en el país, por lo tanto es necesario establecer un nivel de demanda a efectos de dimensionar la planta de licuefacción de CO₂ que se piensa instalar en el complejo de Fertilizantes.

Para estimar la demanda hemos considerado que sólo se podrán fracturar con CO₂ líquido el 50% del total de pozos sometidos a este tratamiento, lo que equivale a 6 fracturamientos al mes en la provincia de Talara. Debemos mencionar que 50% es una cifra bastante conservadora, teniendo en cuenta que el porcentaje usual en otros países de Sudamérica como Brasil y Argentina está en el orden de 80 a 90%.

De acuerdo a los estimados que hacen compañías con experiencia en este tipo de labor, en promedio se consumen 40 TM de CO₂ líquido por cada fracturamiento

de pozo, lo que representaría una demanda total de 240 TM/mes equivalente a 2880 TM/año.

1.5. Capacidad de la planta de licuefacción de CO₂

La capacidad de la planta será tal que pueda producir hasta 1.2 veces la demanda anual estimada para fracturar los pozos de Petroperú, en el Nor-Oeste, esto quiere decir 3500 TM/año.

De acuerdo a las estadísticas, el factor de servicio de la planta en un año normal es de 77%, lo que significa que en un año normal de operación se cuentan con 280 días en que los equipos se encuentran trabajando satisfactoriamente. En base a esta cantidad de días operativos se determina que la capacidad de licuefacción de la planta debe ser 12.5 TM/día que equivalen a 520 Kg/hr.

1.6. Selección del Proceso

Los niveles de Presión a los que se dispone el gas en la Planta de fertilizantes son:

0.12 Kg/cm²G en la línea de suministro

260 K/cm²G en la descarga del compresor UGB-101

Hemos considerado emplear la segunda opción para disminuir la inversión en Equipos de proceso, ya que de lo contrario se debería adquirir un compresor adicional.

Los dos métodos principales para licuar el CO₂ son:

- a. Enfriamiento a una Presión moderada: Para lo cual se requiere que el gas se encuentre a 20 atm aprox. y que se cuente con un fluido refrigerante que pueda condensar el gas a bajas temperaturas (aprox. -18°C).
- b. Enfriamiento por expansión: Empleando el efecto Joule-Thompson. se consigue licuar el CO_2 gas siempre y cuando éste se encuentre por encima de su presión crítica (75.2 Kg/cm^2) y próximo a su temperatura crítica (31°C)

Se empleará el segundo proceso porque requiere una menor inversión y sus costos operativos son menores que para el primer caso.

1.7. Calidad del producto

Inicialmente los cálculos de los equipos principales del proceso se efectuaron considerando que el fluido a tratar era CO_2 puro. Posteriormente con la planta ya diseñada se efectuó una simulación empleando el programa "CHEMCAD" de COADE-McGraw Hill, donde se incluyeron las impurezas principales (H_2 , N_2 , y H_2O) que acompañan al dióxido de carbono gaseoso suministrado a la planta de Urea. Se han efectuado dos simulaciones la primera es para determinar la composición del gas en la descarga del compresor UGB-101 (Ver anexo H), y la segunda para determinar la

composición del CO₂ líquido en la planta de licuefacción diseñada (Ver anexo I).

En resumen se tuvieron los siguientes resultados:

-La pureza del CO₂ líquido será de 99.65%

-El contenido de agua del producto final será de 715 ppm (molar),

De acuerdo a esto el CO₂ líquido producido en la Planta de fertilizantes cumplirá con las especificaciones del Grado "B" del ITINTEC.

Para efectos de exportación es conveniente que se cumpla con las especificaciones del grado "A" de la CGA (Compressed Gas Association) de Estados Unidos y Canadá, para lo cual es necesario reducir el contenido de agua en el producto de 715 a 120 ppm molar, por lo que hemos considerado como un adicional la instalación de un desecador de gas que emplee adsorbentes como la sílica gel, para poder cumplir con esta especificación. Así mismo, para aminorar el problema del alto contenido de aceite del gas comprimido suministrado por el UGB-101 se ha considerado en el proceso el empleo de un filtro de aceite para el gas (similar al AG-705, empleado para el gas de síntesis de la Planta de amoniaco) con lo que se reduce el contenido de aceite de 80 a 10ppm.

2.Descripción General del Proceso

El proceso seleccionado consiste en disminuir la temperatura del CO_2 suministrado por el compresor UGB-101 hasta valores próximos de la temperatura crítica y luego expandirlo para conseguir el enfriamiento necesario para licuar el gas por el efecto Joule-Thompson. La fracción de líquido es almacenada y la fracción de gas es recirculada a la succión del compresor.

En rasgos generales las etapas principales para la obtención de CO_2 líquido son:

2.1. Licuefacción del CO_2

Una parte del CO_2 de la descarga del UGB-101 se hace fluir a través de un filtro de aceite para disminuir su contenido de 80 hasta 10 ppm. Posteriormente el gas ingresa al pre-enfriador UEA-1106 donde se disminuye su temperatura de 120 a 40°C. A continuación el gas ingresa al separador UFA-1106 para retirar el agua condensada y en seguida el gas ingresa al desecador UFD-503A/B con lo que se disminuye el contenido de agua del gas de 2150 hasta 120 ppm molar. Luego el gas ingresa al enfriador UEA-1107 donde se disminuye la temperatura del gas hasta 33.7°C previo a su expansión de 250 hasta 25 atm. Abs a través de la válvula PCV-152, con lo que se consigue una fracción de 65% de CO_2 líquido. Finalmente en el seprador UFA-1107 se efectúa la separación de las fases. La fracción gaseosa generada se emplea como fluido refrigerante en el UEA-

1107 donde incrementa su temperatura de -10 a 27°C y luego es expandido mediante la válvula PCV-153 hasta la presión de succión del compresor UGB-101 para ser finalmente recirculado. La fracción líquida del separador fluye hacia el tanque de almacenamiento a través de la válvula LCV-152 la que sirve para controlar el nivel en el separador.

En la figura 3.2 y 3.3 se muestran los diagramas de flujo y P&I del proceso de licuefacción del CO_2 procedente de la descarga del compresor UGB-101.

2.2. Almacenamiento y Refrigeración:

El CO_2 líquido producido será enviado a un tanque de almacenamiento. La presión de almacenamiento se ha fijado en 21.4 ata (300 psig) que se encuentra dentro del rango de presión estándar de almacenamiento recomendada por la ASHRAE (American Society of Heating, Refrigerating and Air conditioning Engineers) que es la que usualmente se emplea para la comercialización de este producto.

Debido a que el CO_2 licuado se encuentra a temperatura bajo cero (-10°C) se deberá considerar, además del aislamiento en frío, un sistema de refrigeración que permita mantener el producto en estas condiciones, de lo contrario las pérdidas por gasificación serían excesivas.

En las figuras 3.4 y 3.5 se muestran los diagramas de flujo y P&I de la zona de almacenamiento de CO₂ líquido.

3. Condiciones de operación de la zona de Licuefacción

En el anexo A se incluyen todos los cálculos relativos a la determinación de las condiciones de operación de la zona de licuefacción.

A continuación damos una explicación suscita de los criterios empleados para la determinación de los parámetros de operación.

3.1. Fracción de Líquido en el separador:

La fracción de líquido requerida en el separador es 65% teniendo en cuenta que el excedente de CO₂ gaseoso es 410 Nm³/hr y que la capacidad de la planta ha sido fijada en 12.5 TM/día.

3.2. Condiciones de Operación de intercambiadores

Para fijar las condiciones de operación de los intercambiadores de calor se ha efectuado un trabajo de optimización utilizando los siguientes criterios:

- El enfriamiento del CO₂ gaseoso se efectúa en dos etapas con dos enfriadores que tienen diferentes costos operativos.
- El primer enfriador utiliza agua como fluido de enfriamiento. En el complejo se dispone de agua de mar y de agua tratada como fluidos de

enfriamiento. El diseño del enfriador depende del fluido seleccionado: El uso de agua de mar supone menores costos operativos y una mayor inversión por el empleo de materiales resistentes a su acción corrosiva, mientras que al usar agua tratada se puede disminuir la inversión en el equipo pero aumentarán los costos operativos.

-El segundo enfriador emplea la fracción de gas del separador UFA-1107 como fluido de enfriamiento por lo tanto su costo operativo es mucho menor.

-La temperatura del gas que sale del tren de intercambiadores se fija por la conversión requerida en el separador en un valor de 33.7°C.

En conclusión la temperatura intermedia de los intercambiadores debe ser optimizada debido que a medida que ésta aumenta disminuye el costo del primer intercambiador pero aumenta el del segundo, por lo tanto es menester encontrar el punto de menor costo operativo.

La optimización se ha efectuado calculando el costo operativo para varias opciones de la temperatura intermedia, tanto para el uso de agua de mar como de agua tratada en el enfriador UEA-1106. Los resultados se muestran en las tablas 3.4.a y 3.4.b, y en las figuras 3.6 y 3.7, de donde se concluye que la temperatura intermedia que da el menor costo operativo es 40°C para ambos casos. Finalmente, para determinar

el fluido de enfriamiento que se empleará en el UEA-1107 se ha evaluado la rentabilidad marginal que se produciría al invertir en un enfriador que resiste el agua de mar cuyo costo operativo es menor que el agua tratada. Los cálculos indican que esta opción no es viable económicamente y por lo tanto se concluye que se empleará agua tratada en el primer enfriador.

3.3. Balance de Materia y Energía

En la tabla 3.5 se muestran las bases de diseño del proceso para una fracción de líquido de 65% en el separador UFA-1107.

En la figura 3.8 se muestra la carta termodinámica del CO₂ donde se indica la secuencia para el proceso de compresión y licuefacción del gas.

4. Condiciones de operación en zona de Almacenamiento

4.1. Presión de Almacenamiento

De acuerdo a la ASHRAE (American Society of Heating, Refrigerating and Air Condition Engineers), y la CGA (Compressed Gas Association) la presión estándar de comercialización del gas está en el rango de 200 a 345 psig. Hemos seleccionado el valor intermedio de 300 psig (21.4 ata) para el almacenamiento del dióxido de carbono líquido.

4.2. Capacidad de Almacenamiento

La capacidad de almacenamiento de CO₂ líquido ha sido fijada de forma que se pueda abastecer con un 20% de exceso la cantidad requerida para un trabajo de fracturamiento, esto significa que se requiere un tanque de almacenamiento de 50 TM de capacidad.

4.3. Sistema de Refrigeración

Durante el proceso de almacenamiento parte del producto se evapora debido a dos causas principales:

El 5% del dióxido de Carbono líquido proveniente del separador UFA-1106 se vaporiza por la expansión de 25 a 21.4 atm Abs. en la válvula LCV-152.

Se produce evaporación de CO₂ líquido debido a la transmisión de calor del ambiente al tanque de almacenamiento.

De acuerdo a los cálculos efectuados, la mayor parte de la generación de gases se produce por el segundo motivo, lo que justifica la instalación de aislamiento térmico en el tanque de almacenamiento para evitar una merma excesiva del producto.

Para determinar la conveniencia de instalar un sistema de refrigeración adicional, es necesario efectuar un análisis de optimación del espesor del aislamiento ya que la capacidad de este sistema depende directamente de la cantidad de gases generados y esto a su vez de este espesor.

En el anexo B se muestran los cálculos y bases empleadas en la optimación. El espesor óptimo es 2.8 pulgadas tal como puede observarse en la figura 3.9.

En la tabla 3.6 se muestran las condiciones de operación de la zona de almacenamiento para distintos espesores, resaltándose la del espesor seleccionado.

5. Diseño y Especificaciones de Equipos del Proceso

5.1. Proceso de Licuefacción:

a. Compresor UGB-101

Este equipo ya existe en la planta de urea. Su función es comprimir el CO_2 gaseoso desde 0.12 hasta 260 K/cm² para la síntesis de la urea.

Se ha considerado emplear una parte de la descarga del gas para el proceso de licuefacción, a fin de evitar la adquisición de un compresor adicional, disminuyendo así la inversión.

b. Filtro de Aceite UFD-502

El filtro tiene por finalidad disminuir el contenido de aceite del gas que proviene de la descarga del compresor de 80 a 10 ppm de forma que se cumpla con las especificaciones de calidad requerida.

Para el diseño de este equipo se ha escalado el filtro AG-705 que existe en la planta de amoníaco, empleando el mismo tiempo de residencia para dimensionar el

recipiente y la misma velocidad másica superficial para el cálculo del área de filtrado requerida.

Las especificaciones se muestran en la tabla 3.8.

c. Enfriador UEA-1106

Para el diseño de los enfriadores se ha elaborado un programa de calculo en lenguaje Quickbasic, que se muestra en el anexo C desarrollado en base al procedimiento de cálculo de intercambiadores sin cambio de fase que se estipula en las obras de Kern, y de Ludwig.

De acuerdo a las evaluaciones económicas preliminares el fluido de enfriamiento debe ser agua tratada.

Para disminuir el costo del equipo el fluido de mayor presión que en este caso es el CO₂ circulará por el lado de los tubos. Así mismo la temperatura óptima de salida del gas en este enfriador es 40°C.

Los materiales seleccionados son tubos de acero inoxidable debido a que parte del agua de la corriente de CO₂ gaseoso condensará en el intercambiador lo que la hace corrosiva al acero al carbono. Para el lado del casco se ha seleccionado acero al carbono.

En la tabla 3.9 se muestra el reporte para el enfriador UEA-1106 con las características térmicas y mecánicas del equipo.

d. Separador UFA-1106

No obstante que la simulación en CHEMCAD indica que en este equipo no se separa agua hemos creído conveniente considerarlo para lograr un mayor tiempo de operación del desecador.

Para dimensionar el equipo hemos empleado el mismo tiempo de residencia del gas en el separador UFA-1105 del compresor UGB-101.

En la tabla 3.12 se muestra las especificaciones para el separador.

Nota: La razón por la que el programa de simulación no indica separación de fases en este equipo es porque las cantidades de agua y los otros componentes que fluyen con el CO_2 son pequeñas y se requeriría un valor de convergencia de 1×10^{-12} aproximadamente, mientras que el programa sólo tiene un valor máximo de convergencia de 1×10^{-6} para el cálculo del equilibrio líquido vapor.

e. Desecador UFD-503

Este equipo ha sido considerado adicionalmente para poder cumplir con normas de calidad internacionales del CO_2 líquido. Su función es disminuir la humedad del CO_2 gas de 2150 a 120 ppm molar.

El equipo se ha dimensionado escalando el desecador de sílica gel que se dispone en la planta de amoníaco para el aire de instrumentos.

Se ha considerado la instalación de dos torres con adsorbente para trabajar en forma continua.

En la tabla 3.10 se muestran las especificaciones para el equipo.

f. Intercambiador de calor UEA-1107

En este caso tanto por el lado del casco como por los tubos circula CO_2 gaseoso por lo que ambos serán de acero inoxidable. Igual que para el caso del UEA-1106 el fluido de mayor presión circulará por los tubos.

En la tabla 3.11 se muestra el reporte para este equipo.

g. Separador UFA1106

Para el diseño del separador de fases se ha empleado el procedimiento UOP, para lo cual se ha elaborado un programa que permite el dimensionamiento de este equipo, y el cálculo del espesor del mismo de acuerdo a los estándares del ASME. El tiempo de residencia empleado es de 20 minutos para la mitad del flujo de la fase líquida.

El material seleccionado para este equipo es el acero inoxidable.

En el anexo 3.3 se muestra el reporte para el separador UFA-1106.

h. Instrumentación

Las válvulas de control PCV152, PCV153 y LCV152 han sido dimensionadas empleando el método masoneilan. En el anexo E se incluyen los cálculos respectivos.

En la tabla 3.13 se muestran las especificaciones de las válvulas de control requeridas. En el ítem 8 de la misma se da una equivalencia con las válvulas masoneilan que podrían servir para estas condiciones de trabajo (Flujos pequeños y altas caídas de presión).

En la tabla 3.14 se indican los otros instrumentos requeridos para el control del sistema.

i. Tuberías

Se ha elaborado un programa de cálculo de diámetro óptimo y de espesor de tuberías (En el anexo G se muestra el listado del programa).

En la tabla 3.15 se observan las especificaciones de las tuberías consideradas en el proceso de licuefacción de CO₂.

5.2. Facilidades de Almacenamiento y Refrigeración:

a. Tanque de Almacenamiento

El tanque de almacenamiento seleccionado es de 50 TM de capacidad de 13.8 mt de longitud y 2.3 mt de diámetro. La capacidad volumétrica del tanque se ha seleccionado de forma que las 50 TM de CO₂ líquido ocupen el 80% del volumen del tanque.

Esta capacidad puede ser cubierta en 4 días de operación del sistema de licuefacción de CO₂.

Las condiciones de operación del tanque son 300 psig (21.41 atm Abs) y 0°F (-17.8°C).

En la tabla 3.16 se muestran las especificaciones del tanque de almacenamiento.

b. Sistema de Refrigeración

La zona de almacenamiento incluirá un sistema de refrigeración diseñado para 40,000 BTU/hr de capacidad de refrigeración.

Para efectos de estimar costos preliminares para la optimación del aislamiento térmico se efectuaron los cálculos de energía requerida asumiendo que el fluido refrigerante era amoníaco líquido que operaba a 100°F en el condensador y -25°F en el evaporador. En el anexo B se incluyen todos los cálculos relativos a la zona de almacenamiento.

No se ha efectuado un diseño en detalle de la zona de refrigeración porque por lo general se le considera un accesorio estándar de los tanques de almacenamiento de CO₂ líquido. En la figura 3.10 se muestra el sistema de almacenamiento "Liquiflow" (Marca registrada de Liquid Carbonic) que incluye su propio sistema de refrigeración.

c. Instrumentación

En la tabla 3.14 se ha incluido la instrumentación con que deberá contar el sistema de almacenamiento para un control adecuado.

6. Ubicacion de los Equipos

La ubicación de la planta será en el área libre de la zona norte del compresor de CO₂ UGB-101, en la planta de Urea.

Puede observarse el diagrama de Ubicación de equipos de las zonas de licuefacción y de almacenamiento en la figura 3.11.

TABLA 3.1

PRODUCCION Y CONSUMO DE CO2

AÑO	PRODUCCION DE CO2			CONSUMO CO2 PTA UREA TM	EXCEDENTE TOTAL TM	VENTEO REQ'D TM	EXCEDENTE NETO TM
	PTA. AMONIACO TM	PTA. SS. AA. TM	TOTAL TM				
76	82839	12398	95237	79465	15772	1367	14405
77	92692	12192	104883	93887	10996	1367	9630
78	89584	11176	100761	92156	8605	1367	7238
79	90949	13631	104580	91413	13167	1367	11800
80	94630	14426	109056	102748	6308	1367	4942
81	113079	15384	128464	122108	6356	1367	4989
82	97531	14293	111824	102655	9169	1367	7803
83	10517	254	10771	9229	1542	1367	175
84	98163	9449	107612	103000	4612	1367	3245
85	88219	11184	99404	90127	9277	1367	7910
86	115370	14636	130006	120421	9585	1367	8218
87	81751	11482	93233	80820	12413	1367	11046
88	100779	8138	108917	104401	4516	1367	3149
89	33571	4655	38226	32436	5790	1367	4424
TOTAL:	1189675	153297	1342973	1224866	118107	19132	98975
PROMEDIO:	84977	10950	95927	87490	8436	1367	7070

TABLA 3.2

FRACTURAMIENTOS EFECTUADOS EN PETROPERU-TALARA

MES	AÑO			
	86	87	88	89
ENE	10	9	11	8
FEB	12	7	12	8
MAR	10	5	13	13
ABR	11	11	14	9
MAY	6	11	12	12
JUN	9	10	10	15
JUL	6	7	9	12
AGO	8	11	14	10
SET	3	11	13	9
OCT	10	11	18	*
NOV	5	8	16	*
DIC	9	10	7	*
TOTAL: ANUAL	99	111	149	96
PROMEDIO: MENSUAL	8	9	12	8
PROMEDIO: TOTAL	10 FRAC'S/MES PETROPERU + 2 FRAC'S/MES LAGUNA ZAPOTAL 12 FRAC'S TOTALES EN TALARA			

TABLA 3.3

CONSUMO DE CRUDO POR FRACTURAMIENTO

AGOSTO' 89		SETIEMBRE' 89		OCTUBRE' 89		NOVIEMBRE' 89	
POZO No	CONSUMO BBLs	POZO No	CONSUMO BBLs	POZO No	CONSUMO BBLs	POZO No	CONSUMO BBLs
7214	1600	6828	3400	7601	2700	6085	2550
7414	3300	6856	1800	7478	2800	6213	2800
7364	1200	6704	2850	7354	2100	7313	2050
6271	2700	6047	1500	7312	2300	7234	1400
		6239	1500				
		A-72	2350				
PROMEDIO TOTAL: 2300 BBLs/FRACTURAMIENTO							

TABLA 3.4

OPTIMIZACION DE TEMPERATURA DE SALIDA DE U-EA-1106

a.Fluido de enfriamiento : SH

				CALCULOS ENFRIADOR UEA-1106							CALCULOS INTERCAMBIADOR UEA-1107							COSTO		INVERSION	
T2	H2	H7	T7	DUTY	Ug	DMLT	AREA	COSTO	COSTO	DUTY	Ug	DMLT	AREA	COSTO	COSTO	OPERATIVO	OPERATIVO	TOTAL	TOTAL		
x°C	Kcal/Kg	Kcal/Kg	x°C																	Kcal/hr	kcal/h-m2C
34	134.38	175.93	-9.66	35133.83	200	24.1	7.29	72253	8496.01	221.47	40	43.68	0.13	471	225.34	8721.35	72723.88				
36	135.63	179.50	2.41	34127.13	200	27.8	6.15	60908	7325.05	1228.17	40	38.42	0.80	2967	439.70	7764.76	63874.39				
38	136.88	183.07	14.48	33120.43	200	30.7	5.39	53401	6537.95	2234.87	40	32.57	1.72	6367	744.56	7282.51	59768.37				
40	138.13	186.64	26.55	32113.73	200	33.3	4.82	47773	5938.75	3241.57	40	25.67	3.16	11720	1244.60	7183.34	59493.12				
42	139.38	190.21	38.62	31107.03	200	35.6	4.37	43265	5451.52	4248.27	40	15.75	6.74	25038	2541.12	7992.64	68302.57				

b.Fluido de enfriamiento : CH

				CALCULOS ENFRIADOR UEA-1106							CALCULOS INTERCAMBIADOR UEA-1107							COSTO		INVERSION	
T2	H2	H7	T7	DUTY	Ug	DMLT	AREA	COSTO	COSTO	DUTY	Ug	DMLT	AREA	COSTO	COSTO	OPERATIVO	OPERATIVO	TOTAL	TOTAL		
x°C	Kcal/Kg	Kcal/Kg	x°C																	Kcal/hr	kcal/h-m2C
34	134.38	175.93	-9.66	35133.83	200	29.5	5.96	20139	10771.32	221.47	40	43.68	0.13	471	225.34	10996.66	20609.78				
36	135.63	179.50	2.41	34127.13	200	32.0	5.34	18031	10003.28	1228.17	40	38.42	0.80	2967	439.70	10442.98	20997.32				
38	136.88	183.07	14.48	33120.43	200	34.2	4.84	16347	9362.51	2234.87	40	32.57	1.72	6367	744.56	10107.08	22714.11				
40	138.13	186.64	26.55	32113.73	200	36.3	4.43	14944	8806.25	3241.57	40	25.67	3.16	11720	1244.60	10050.85	26664.30				
42	139.38	190.21	38.62	31107.03	200	38.2	4.07	13742	8310.21	4248.27	40	15.75	6.74	25038	2541.12	10851.33	38780.17				

TABLA 3.5

CONDICIONES DE OPERACION
ZONA LICUEFACCION

PUNTO	DESCRIPCION	FLUJO KG/HR	ESTADO G/L	PRESION OPERACION ATMA	TEMP. OPERACION mC	ENTALPIA kcal/kg	VOLUMEN ESPECIFICO Lt/kg
1	Descarga de UGB-101	805.360	G	252.0	120.0	178.0	2
2	Salida Tubos EA1106	805.360	G	252.0	40.0	138.1	1.16
3	Fase Gas FA1107	805.360	G	252.0	40.0	138.1	1.16
4	Salida Tubos EA1107	805.360	G	252.0	33.7	134.1	1.15
5	Salida PCV152	805.360	G/L	25.0	-10.0	134.1	5.9
6	Fase Liq FA1106	523.484	L	25.0	-10.0	112.0	1
7	Fase Gas FA1106	281.876	G	25.0	-10.0	175.0	15
8	Salida Casco EA1107	281.876	G	25.0	26.6	186.6	20
9	Salida PCV153	281.876	G	1.0	-3.0	186.6	500
10	Succion de UGB101	281.876	G	1.0	30.0	194.0	600

TABLA 3.6

Calculo de Espesor Optimo de Aislamiento de tanque FFB-103

Refrigerante :Amoniaco Liquido

t in	Q BTU/hr	Peso Lb	Aislamiento		FCO2 lb/hr	Recirculacion de CO2			Q Evap. BTU/Hr	FNH3 lb/hr	Sistema de refrigeracion			CHSR US\$/ano	Costo FA US\$/ano	Costo Total US\$/ano
			Costo US\$	Carg Fijo US\$/ano		Costo Comp	Mtto US\$/Año	E.E. US\$/Año			CCH US\$/ano	CEC US\$/ano	IER US\$			
1.00	25907.16	310.24	5309.56	1592.87	293.90	2367.06	236.71	364.57	35268.53	78.81	3106.22	2099.45	10938.75	1093.87	6900.82	8493.68
1.10	23644.77	341.71	5531.96	1659.59	273.64	2287.77	228.78	339.44	32837.38	73.38	2892.10	1954.73	10313.62	1031.36	6446.40	8105.99
1.20	21750.73	373.25	5754.91	1726.47	256.68	2219.00	221.90	318.40	30802.05	68.83	2712.84	1833.57	9783.99	978.40	6065.11	7791.58
1.30	20141.86	404.88	5978.41	1793.52	242.28	2158.69	215.87	300.53	29073.16	64.97	2560.57	1730.65	9329.24	932.92	5740.55	7534.07
1.40	18758.25	436.59	6202.47	1860.74	229.89	2105.31	210.53	285.16	27586.34	61.65	2429.62	1642.15	8934.35	893.43	5460.89	7321.63
1.50	17555.70	468.38	6427.07	1928.12	219.12	2057.68	205.77	271.80	26294.08	58.76	2315.81	1565.22	8588.08	858.81	5217.41	7145.53
1.60	16500.83	500.25	6652.23	1995.67	209.67	2014.88	201.49	260.09	25160.53	56.22	2215.97	1497.74	8281.86	828.19	5003.47	6999.14
1.70	15568.03	532.20	6877.93	2063.38	201.32	1976.18	197.62	249.72	24158.14	53.98	2127.69	1438.07	8009.05	800.91	4814.01	6877.39
1.80	14737.26	564.23	7104.19	2131.26	193.88	1941.00	194.10	240.50	23265.40	51.99	2049.06	1384.93	7764.40	776.44	4645.03	6776.28
1.90	13992.65	596.34	7331.00	2199.30	187.21	1908.87	190.89	232.22	22465.24	50.20	1978.59	1337.30	7543.71	754.37	4493.37	6692.67
2.00	13321.45	628.53	7558.36	2267.51	181.20	1879.39	187.94	224.77	21743.97	48.59	1915.06	1294.36	7343.59	734.36	4356.49	6624.00
2.10	12713.32	660.80	7786.27	2335.88	175.75	1852.23	185.22	218.01	21090.47	47.13	1857.51	1255.46	7161.27	716.13	4232.33	6568.21
2.20	12159.76	693.15	8014.74	2404.42	170.80	1827.12	182.71	211.86	20495.62	45.80	1805.12	1220.05	6994.44	699.44	4119.19	6523.61
2.30	11653.75	725.59	8243.75	2473.13	166.27	1803.84	180.38	206.24	19951.87	44.59	1757.23	1187.68	6841.19	684.12	4015.66	6488.78
2.40	11189.41	758.10	8473.32	2542.00	162.11	1782.18	178.22	201.09	19452.89	43.47	1713.28	1157.98	6699.91	669.99	3920.56	6462.55
2.50	10761.79	790.70	8703.44	2611.03	158.28	1761.97	176.20	196.34	18993.37	42.44	1672.81	1130.63	6569.24	656.92	3832.89	6443.93
2.60	10366.71	823.37	8934.12	2680.24	154.74	1743.07	174.31	191.95	18568.82	41.49	1635.42	1105.36	6448.02	644.80	3751.83	6432.06
2.70	10000.59	856.13	9165.34	2749.60	151.46	1725.36	172.54	187.88	18175.38	40.62	1600.77	1081.94	6335.25	633.52	3676.64	6426.24
2.80	9660.35	888.97	9397.12	2819.14	148.41	1708.71	170.87	184.10	17809.77	39.80	1568.56	1060.17	6230.06	623.01	3606.71	6425.85
2.90	9343.34	921.88	9629.46	2888.84	145.58	1693.05	169.30	180.58	17469.11	39.04	1538.56	1039.89	6131.72	613.17	3541.51	6430.35
3.00	9047.27	954.88	9862.34	2958.70	142.92	1678.27	167.83	177.29	17150.95	38.33	1510.54	1020.95	6039.56	603.96	3480.57	6439.27
3.10	8770.12	987.96	10095.78	3028.73	140.44	1664.30	166.43	174.21	16853.13	37.66	1484.31	1003.22	5953.02	595.30	3423.48	6452.21
3.20	8510.14	1021.12	10329.77	3098.93	138.11	1651.08	165.11	171.32	16573.76	37.04	1459.71	986.59	5871.59	587.16	3369.89	6468.82
3.30	8265.78	1054.37	10564.32	3169.29	135.93	1638.55	163.86	168.61	16311.17	36.45	1436.58	970.96	5794.84	579.48	3319.49	6488.78
3.40	8035.67	1087.69	10799.41	3239.82	133.87	1626.66	162.67	166.05	16063.89	35.90	1414.80	956.24	5722.36	572.24	3272.00	6511.82
3.50	7818.60	1121.09	11035.07	3310.52	131.92	1615.35	161.53	163.64	15830.63	35.38	1394.26	942.36	5653.81	565.38	3227.17	6537.69
3.60	7613.49	1154.58	11271.27	3381.38	130.09	1604.58	160.46	161.36	15610.22	34.88	1374.84	929.24	5588.88	558.89	3184.79	6566.17
3.70	7419.38	1188.14	11508.03	3452.41	128.35	1594.32	159.43	159.21	15401.63	34.42	1356.47	916.82	5527.28	552.73	3144.66	6597.07
3.80	7235.41	1221.79	11745.35	3523.60	126.70	1584.52	158.45	157.16	15203.94	33.98	1339.06	905.05	5468.76	546.88	3106.60	6630.21
3.90	7060.80	1255.52	11983.22	3594.97	125.14	1575.16	157.52	155.22	15016.30	33.56	1322.54	893.88	5413.09	541.31	3070.47	6665.43
4.00	6894.86	1289.33	12221.64	3666.49	123.65	1566.21	156.62	153.38	14837.98	33.16	1306.83	883.27	5360.08	536.01	3036.11	6702.60
4.10	6736.96	1323.22	12460.62	3738.19	122.24	1557.65	155.76	151.63	14668.30	32.78	1291.89	873.17	5309.52	530.95	3003.40	6741.58
4.20	6586.52	1357.19	12700.15	3810.05	120.89	1549.43	154.94	149.96	14506.64	32.42	1277.65	863.54	5261.26	526.13	2972.22	6782.26
4.30	6443.03	1391.24	12940.24	3882.07	119.60	1541.56	154.16	148.36	14352.45	32.07	1264.07	854.37	5215.15	521.51	2942.46	6824.54
4.40	6306.02	1425.37	13180.88	3954.26	118.38	1533.99	153.40	146.84	14205.22	31.74	1251.10	845.60	5171.03	517.10	2914.04	6868.31
4.50	6175.06	1459.59	13422.08	4026.62	117.20	1526.72	152.67	145.39	14064.49	31.43	1238.71	837.22	5128.78	512.88	2886.87	6913.49
4.60	6049.75	1493.88	13663.83	4099.15	116.08	1519.73	151.97	143.99	13929.83	31.13	1226.85	829.21	5088.29	508.83	2860.85	6960.00
4.70	5929.75	1528.26	13906.14	4171.84	115.01	1513.01	151.30	142.66	13800.88	30.84	1215.49	821.53	5049.45	504.95	2835.93	7007.77

TABLA 3.7ESPECIFICACIONES DEL COMPRESOR DE CO₂

1. Número local : UGB-101

2. Servicio : Compresión de Dióxido de Carbono gaseoso.

3. Datos de Diseño :

3.1 Composición del gas manipuladò
(% volumen; base seca a 0°C y 760 mmHg).

- CO₂ : 98.5
- H₂ + N₂ : 1.5
- Aire : 500 ppm
- NH₃ : 5 ppm
- S : 1 ppm

3.2 Humedad relativa a la succión : 100%

3.3 Factor de ensuciamiento del Gas : 0.0002 m²-hr-°C/kcal

4. Condiciones de operación

4.1 Capacidad (0°C, 760 mmHg) : 8560 m³/hr

4.2 Presión de Succión/Descarga - Kg/cm²G

- 1ra etapa : 0.10/2.8
- 2da etapa : 2.60/11.3
- 3ra etapa : 10.9/33.9
- 4ta etapa : 32.9/92.2
- 5ta etapa : 90.2/260

4.3 Temperatura de Succión/Descarga - °C

- 1ra etapa : 40/136
- 2da etapa : 40/133
- 3ra etapa : 40/125
- 4ta etapa : 40/120
- 5ta etapa : 50/118

4.4 Factor de compresión - Z

- 1ra etapa suc/desc : 0.992/1.010
- 2da etapa : 0.977/0.920
- 3ra etapa : 0.973/0.900
- 4ta etapa : 0.825/0.825
- 5ta etapa : 0.495/0.646

TABLA 3.8**ESPECIFICACION DEL FILTRO DE ACEITE U FD 502****1.Servicio**

Filtro de aceite del gas de suministro a la planta de licuefacción de CO₂.

2.Condiciones de Operación

Fluido	CO ₂ gaseoso
Presión	252 Atm.Abs.
Temperatura	120 °C
Contenido de Aceite a la entrada	80 ppm (en peso)
Contenido de Aceite a la salida	10 ppm (en peso) máx.

3.Condiciones de Diseño

Presión	277.2 Atm.Abs.
Temperatura	130 °C

4.Materiales

Casco	Acero al Carbono
Elemento Filtrante (Eq.al del filtro de gas de síntesis AG705 de la Pta.de Amoníaco).	
-Forro interior	Sheerlon 48
-Medio	Fibra de vidrio
-Forro Exterior	Orlon

5.Dimensiones

Casco (mm)	100 DI*19 TH*520 LG
Elemento filtrante (mm)	64 DI*17.5TH*500 LG
Area filtrante (m ²)	0.1

TABLA 3.9**ESPECIFICACIONES DE UEA 1106****A.Descripción general**

Servicio : Pre-enfriador de CO₂ gas.
 Dimensiones : Diámetro del casco- 0.254 mt
 Longitud- 3.415 mt.
 Tipo : DEU
 Posición : Horizontal
 Area Transf. : 5.3 m²

B.Performance

	CASCO	TUBOS
Fluido	Agua	CO ₂ gas
Caudal- Kg/hr	2471	805.36
Densidad- gr/cc	1.000	0.661
Viscosidad- Cpo.	0.792	0.062
Calor específico- Cal/gr °C	1.000	0.553
Temperatura ent/sal -°C	27/40	120/40
Presión de Operación -atm Abs.	6	252
Nº de pasos	1	2
Caída de presión -atm Abs.	0.05	0.03
Coef.Ensuciamiento- m ² .hr.°C/Kcal	0.0003	0.0002
Calor Intercambiado- Kcal/hr		32133
Coef.Transf.Global- Kcal/hr.m ² .°C		265

C.Características mecánicas

	A.Carbono	A.Inox.304
Material	A.Carbono	A.Inox.304
Presión de Diseño- atm. Abs.	7	277.2
Temp. de Diseño- °C	50	130
Tubos	Nº: 26-Tubos U	
	Dimensiones: 19 DI*3414 L*2.4 Th (mm)	
	Arreglo: Triangular	
	Pitch: 25.4 mm	
Casco	Diámetro interior: 254 mm	
	Espesor: 5 mm	
Baffles	Espaciado: 127 mm	
	% Corte: 25%	

TABLA 3.10

ESPECIFICACION DEL DESECADOR UFD-503**1. Condiciones de Diseño**

Fluido manipulado:	CO2 gaseoso comprimido
Flujo	805.36 kg/hr
Presión de Trabajo	252 atm abs.
Presión de diseño	277 atm abs.
Temperatura de Entrada	40°C
Humedad Relativa a la entrada	100%
Humedad Absoluta entrada	2188 ppm molar
Humedad Absoluta salida	120 ppm molar
Ciclo de Regeneración	cada 8 horas
Fuente de calor para Regen.	Energía eléctrica

2. Características de las Torres

Número requerido	2
Material del casco	Acero inoxidable 304
Diámetro	30 cm.
Altura	120 cm.

3. Características del desecante

Tipo	Desecante por adsorción
Material	Sílica Gel (Opcional Alúmina)
Densidad	45 lb/ft ³
Capacidad de adsorción	0.5 gr/gr
Volumen por cada Torre	0.083 mt ³

TABLA 3.11**ESPECIFICACIONES DE UEA-1107****A. Descripción general**

Servicio	: Enfriador de CO ₂ gas.
Dimensiones	: Diámetro del casco- 0.254 mt Longitud- 2.44 mt.
Tipo	: DEU
Posición	: Horizontal
Area Transf.	: 3.41 m ²

B. Performance

	CASCO	TUBOS
Fluido	CO ₂ gas	CO ₂ gas
Caudal- Kg/hr	281.876	805.36
Densidad- gr/cc	0.057	0.831
Viscosidad- Cpo.	0.0142	0.0781
Calor específico- Cal/gr °C	0.309	0.838
Temperatura ent/sal -°C	-10/27	40/33.7
Presión de Operación -atm Abs.	25	250
Nº de pasos	1	2
Caída de presión -atm Abs.	0.055	0.0125
Coef. Ensuciamiento- m ² .hr.°C/Kcal	0.0002	0.0002
Calor Intercambiado- Kcal/hr		3245
Coef. Transf. Global- Kcal/hr.m ² .°C		46.3

C. Características mecánicas

Material	Ac. Inox. 304	Ac. Inox 304
Presión de Diseño- atm. Abs.	27.5	275
Temp. de Diseño- °C	40	50
Tubos	Nº: 26 Dimensiones: 19 DI* 2195 Lef* 2.1 TH (mm) Arreglo: Triangular Pitch: 25.4	
Casco	Diámetro interior: 254 Espesor: 4 mm	
Baffles	Espaciado: 127 % Corte: 25%	

TABLA 3.12
SEPARADORES

	UFA-1106	UFA-1107
1.Función	Separador de Agua	Separador de fases
2.Condiciones de Operación		
Fase Gaseosa	CO ₂	CO ₂
Fase Líquida	H ₂ O	CO ₂
Presión de Op. (Atm.Abs.)	250	25
Temp. de Op.(°C)	40	-10
Flujo Fase gaseosa(m ³ /hr)	1	4.5
Flujo Fase líquida(lt/hr)	0,365	532
3.Condiciones de Diseño		
Presión de Diseño (Atm.Abs)	275	27.5
Temperatura de Diseño (°C)	50	0
Tiempo residencia fase líq.(hr)		0.33
Tiempo residencia fase gas.(sec)	5	
4.Características mecánicas		
Material	AISI-304	AISI-304
Diámetro Interno (mm)	65	532
Altura (mm)	450	1596
Espesor(mm)	9.5	7
5.Otras características		
Aislamiento térmico Frío	NO	SI
Vaso visor	SI	SI
Válvula de seguridad	NO	SI
Ind./Control. de Presión	SI	SI

TABLA 3.13
VALVULAS DE CONTROL

1.Tag	PCV-152	PCV-153	LCV-152
2.Servicio	Control de Presión en UFA1106	Control de Presión en UFA1107	Control de Nivel en UFA1107
3.Condiciones de Operación			
Fluido	CO ₂ gas	CO ₂ gas	CO ₂ liq.
Flujo Normal (kg/hr)	805.36	281.88	523.44
Presión de Ent.(atmA)	250	25	25
Temp. de Ent.(°C)	40	-10	-10
Factor Comp. Z	0.5	0.8	
Caída de Presión(atmA)	225	24	5
4.Válvula			
Tipo	Globo	Globo	Globo
Tamaño(inch)	1/4	1/2	1/2
Cv Calculado	0.11	0.44	0.32
Cv Seleccionado	0.55	1.00	1.00
5.Acción			
Aire para Flujo para Falla	Abrir Abrir Cerrar	Cerrar Abrir Abrir	Abrir Abrir Cerrar
6.Característica	EP	EP	EP
7.Materiales			
Cuerpo	SS-316	SS-316	SS-316
Vástago y Tapón	SS-316	SS-316	SS-316
Asiento	SS-316	SS-316	SS-316
8.Equivalencia			
Válv.Masoneilan	Annin Group 94	24000 Series Control Valv	24000 Series Control Valv

TABLA 3.14**INSIRUMENTACION REQUERIDA PARA EL CONTROL
DEL PROCESO DE LICUEFACCION DE CO₂**

Instrumento	Función
FR-01	Registro de Flujo de CO ₂ gas al UEA-1106
FRS-02	Registro/Integrador de CO ₂ líquido producido
LG-103	Vaso de nivel de TK FFB-103
LI-103	Indicador de Nivel de TK FFB-103
LIC-152	Indic/Control Nivel en UFA-1107
MI-01	Indicador de Humedad en salida UFD-503 A/B
PG-103	Manómetro local de TK FFB-103
PIC-103	Indic/Control Presión en TK-FFB-103
PIC-152	Indic/Control Presión en UFA-1106
PIC-153	Indic/Control Presión en UFA-1107
TG-103	Indic.Local de Temperatura en TK FFB-103
TI-153-	Indicador múltiple de temperatura
" -01	Salida de CO ₂ gas de tubos del UEA-1106
" -02	Salida de CO ₂ gas de tubos del UEA-1107
" -03	Salida de CO ₂ líquido del UFA-1107
" -04	Salida de CO ₂ gas de casco del UEA-1107
" -05	Salida de Agua de Enf. del UEA-1106
" -06	Temperatura en TK Almacenamiento FFB-103
SV-01	Válvula de Seguridad de UFA-1107
SV-02	Válvula de Seguridad de TK FFB-103

TABLA 3.15
 ESPECIFICACIONES DE TUBERIAS

Codigo	Tamano Nominal	Origen y Destino	Fluido	Condic. Operacion		Condic. Diseno		Material	Sch.	Dimensiones		Aislamiento	
	pulg.			Presion	Temp.	Presion	Temp.			espesor	Oi	Tipo	Mat'l
				Atm. Abs	C	Atm. Abs	C			pulg	pulg.		
101	1/2	UGB101-ER1106(T)	CO2	252	120	277.2	130	Ac. Carb.	X5-80	.546	0.147	NO	-
102	1/2	ER1106-ER1107(T)	CO2	250	40	275	50	Inox.304	40S	.622	0.109	NO	-
103	1/2	ER1107-PCV152	CO2	250	34	275	45	Inox.304	40S	.622	0.109	NO	-
104	1	PCV152-FA1106	CO2	25	-10	27.5	0	Inox.304	5S	1.185	0.065	FRIO	POLIURETANO
105	1/2	FA1106-FFB103	CO2	25	-10	27.5	0	Inox.304	5S	.710	0.065	FRIO	POLIURETANO
106	3/4	FA1106-ER1107(C)	CO2	25	-10	27.5	0	Inox.304	5S	.920	0.065	FRIO	POLIURETANO
107	3/4	ER1107-PCV153	CO2	25	27	27.5	0	Inox.304	5S	.920	0.065	FRIO	POLIURETANO
108	2	PCV153-UGB101	CO2	1	-3	1.7	7	Inox.304	5S	2.245	0.065	FRIO	POLIURETANO
109	2	CH-ER1106	CH	7	27	7.7	37	Ac. Carb.	40	2.067	0.154	NO	-
110	2	ER1106-CH	CH	7	40	7.7	50	Ac. Carb.	40	2.067	0.154	NO	-

TABLA 3.16
FACILIDADES DE ALMACENAMIENTO

1. Tanque FFB-103

Tipo	Cilíndrico Horizontal
Servicio	Almacenamiento de CO ₂ líquido
Capacidad	50 TM
Presión Operación	21.4 atm.Abs (300 psig)
Temperatura	-18°C (. 0°F)
Material	A. Carbono con 3.5% de Níquel
Diámetro Interno	2.0 mt
Longitud	18.0 mt
Espesor del casco	22 mm
Aislamiento Térmico	Poliuretano 2.8" de espesor.
Instrumentación:	<ul style="list-style-type: none"> -Indicador de nivel -Vaso visor -Indicador de Presión -Indicador de Temperatura. -Válv. de Seguridad

2. Sistema de refrigeración

Capacidad Refrigeración	40000 BTU/hr
Fluido de refrigeración	Amoníaco líquido
Temp.en Evaporador	-31.7°C (-25°F)
Temp.en Condensador	37.8°C (100°F)

FIGURA 3.1

EXCEDENTES DE CO2

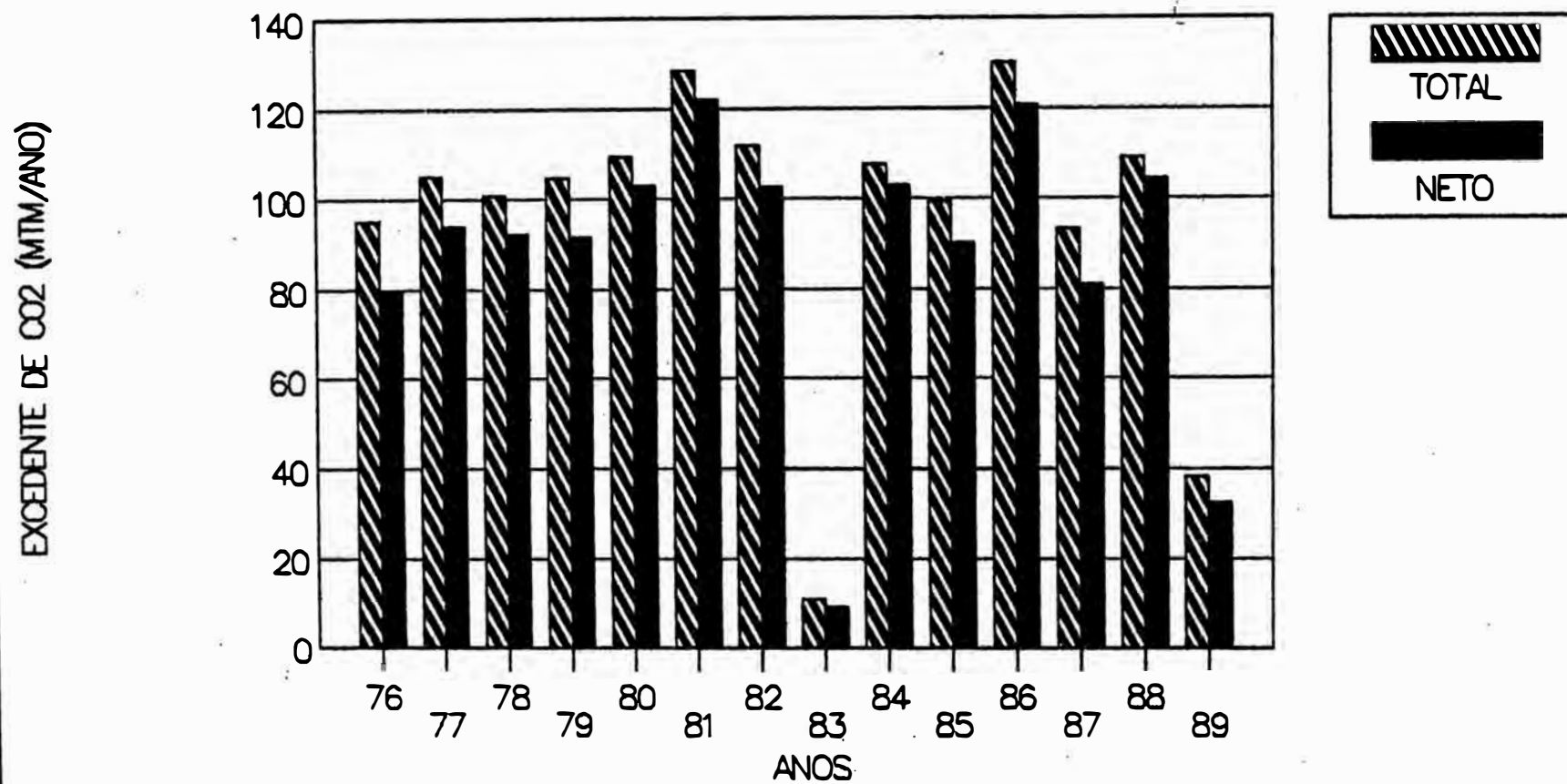
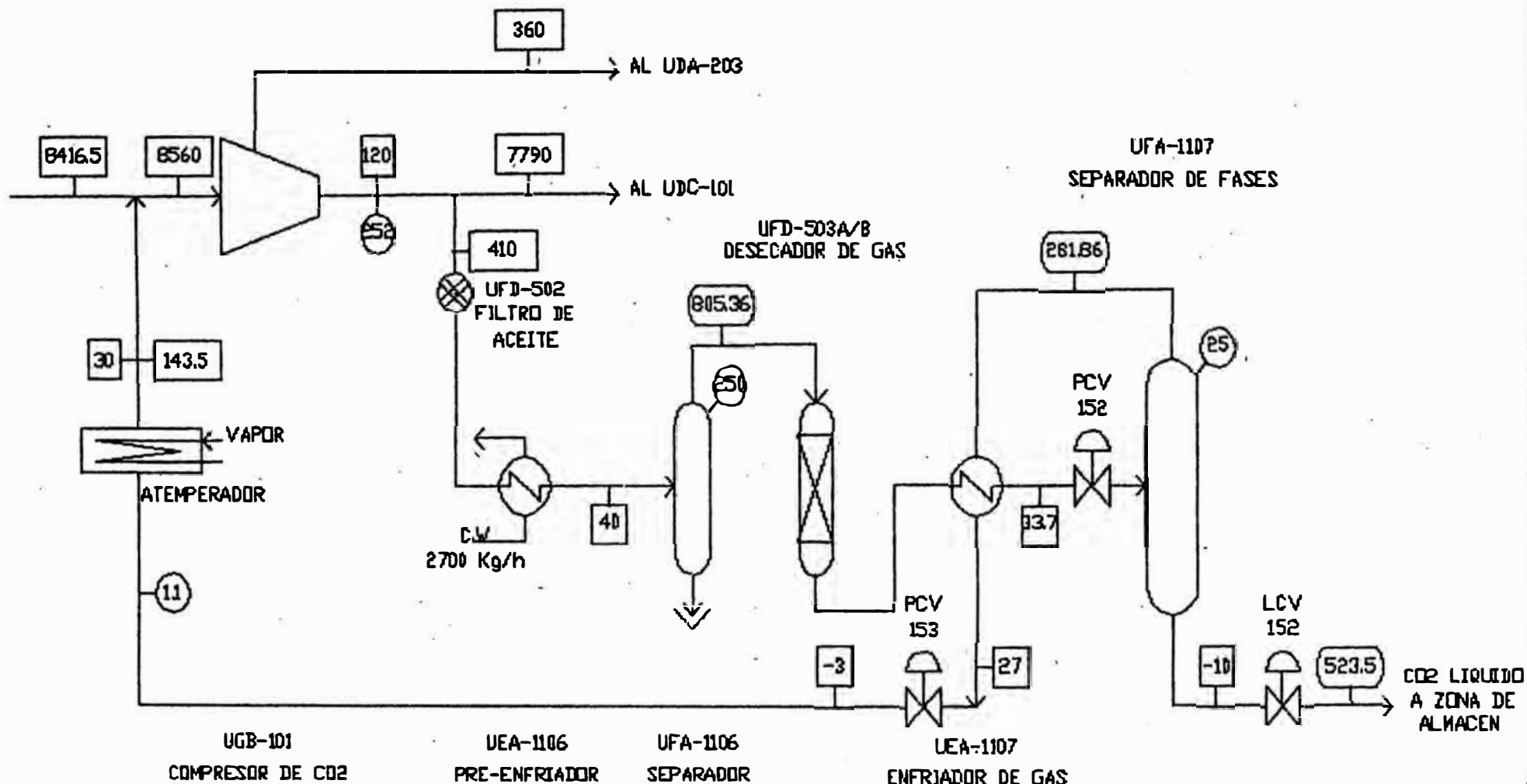


FIGURA 3.2

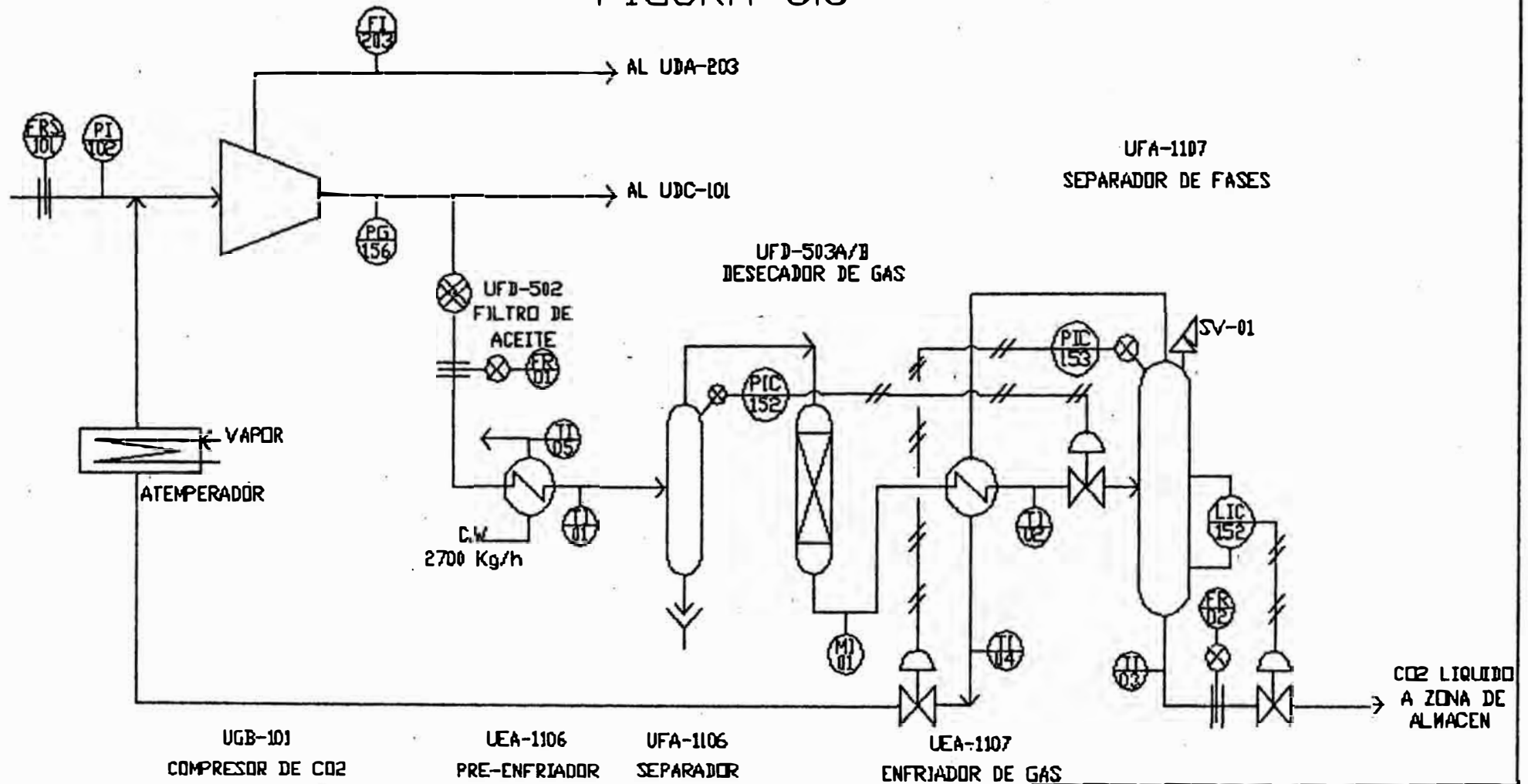


- Presion - Atm. Abs
- Temperatura - °C
- ▭ Flujo CO2 - Nm3/hr
- ◻ Flujo CO2 - Kg/hr

PETROLEOS DEL PERU
PLANTA DE FERTILIZANTES

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA ZONA
DE LICUEFACCION DE CO2

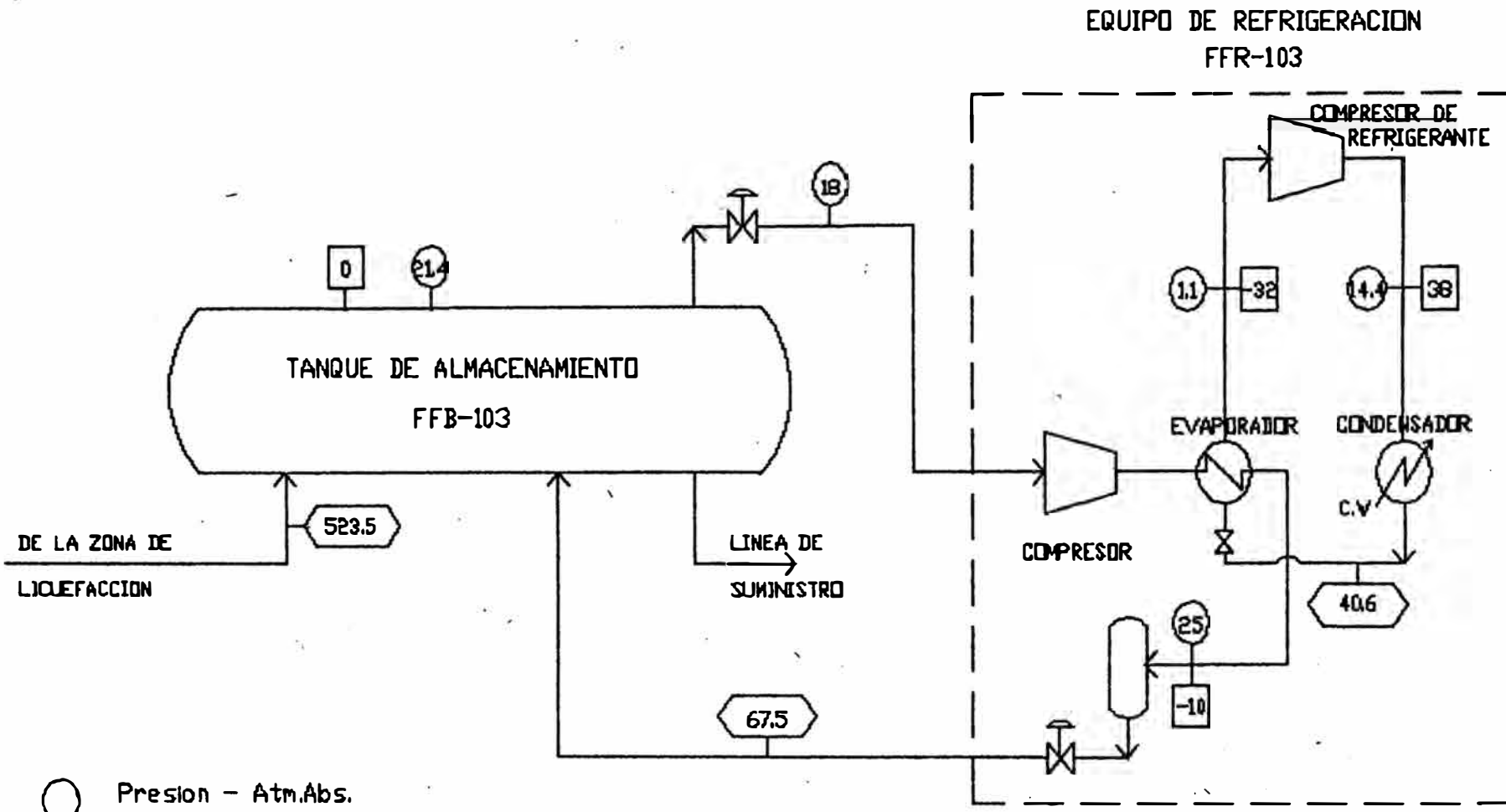
FIGURA 3.3



PETROLEOS DEL PERU
PLANTA DE FERTILIZANTES

DIAGRAMA P&ID DE LA ZONA
DE LICUEFACCION DE CO2

FIGURA 3.4



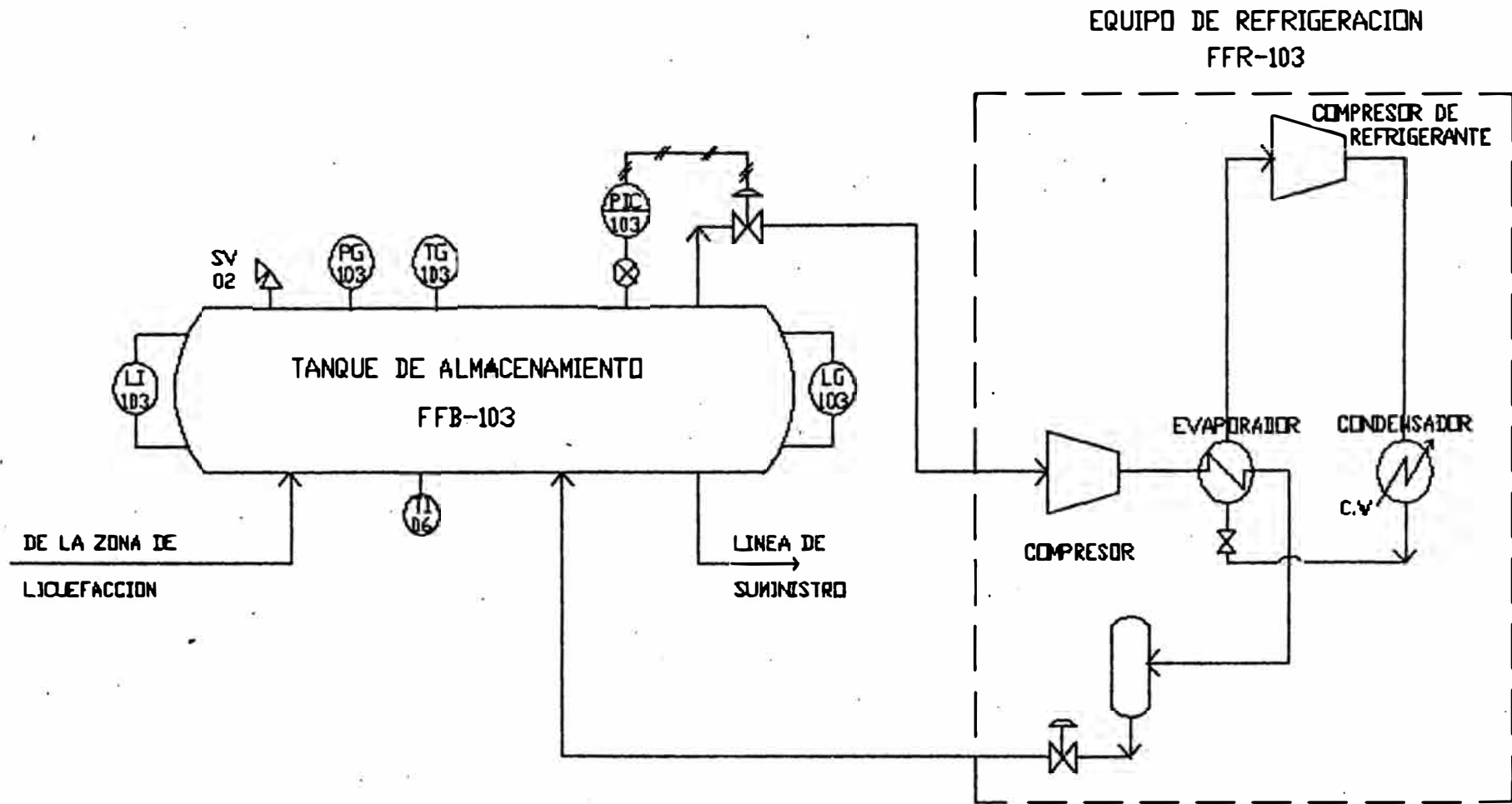
- Presion - Atm.Abs.
- Temperatura - °C
- ⬡ Flujo - Kg/hr

EQUIPO DE REFRIGERACION
FFR-103

PETROLEOS DEL PERU
PLANTA FERTILIZANTES

DIAGRAMA DE FLUJO
ZONA DE ALMACENAMIENTO
DE CO2 LIQUIDO

FIGURA 3.5



PETROLEOS DEL PERU
PLANTA FERTILIZANTES

DIAGRAMA P&I
ZONA DE ALMACENAMIENTO
DE CO₂ LIQUIDO

FIGURA 3.6

COSTO PROCESO LICUEFACCION CON S.W.

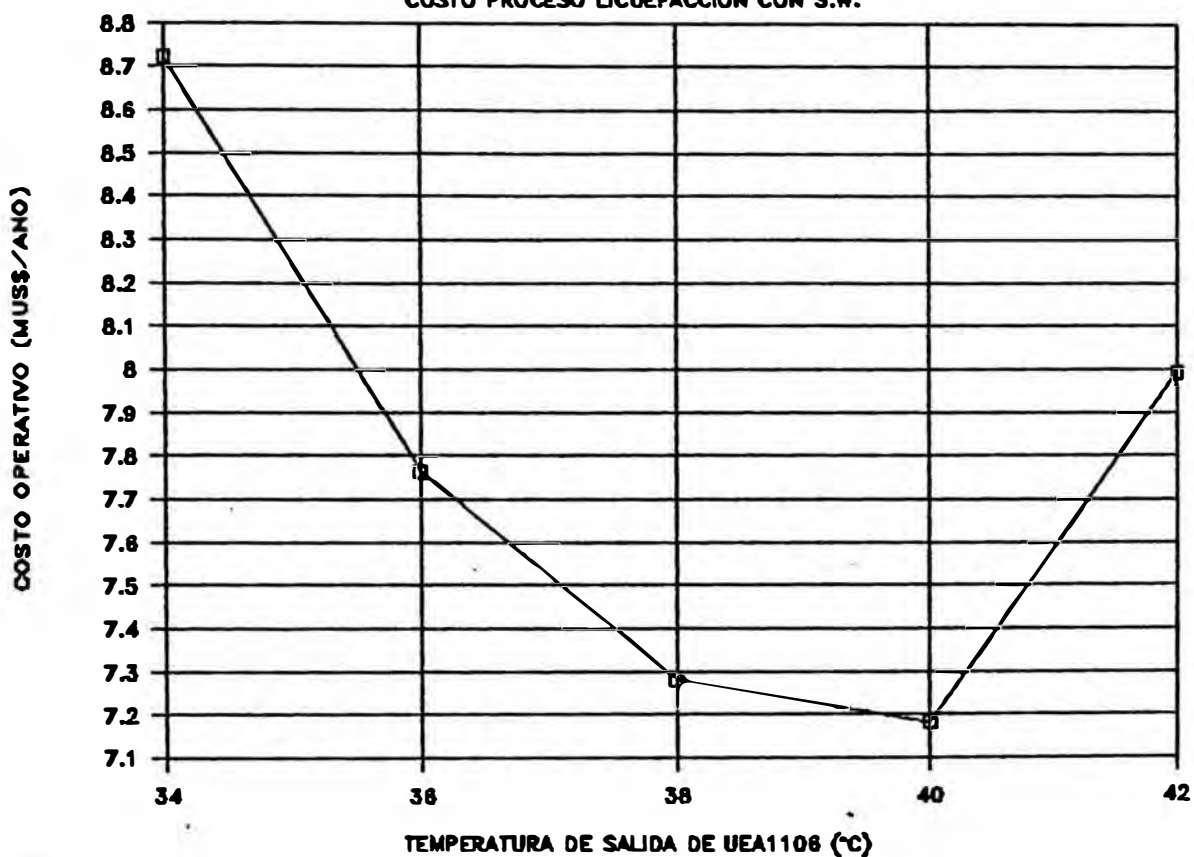


FIGURA 3.7

COSTO PROCESO DE LICUEFACCION CON C.W.

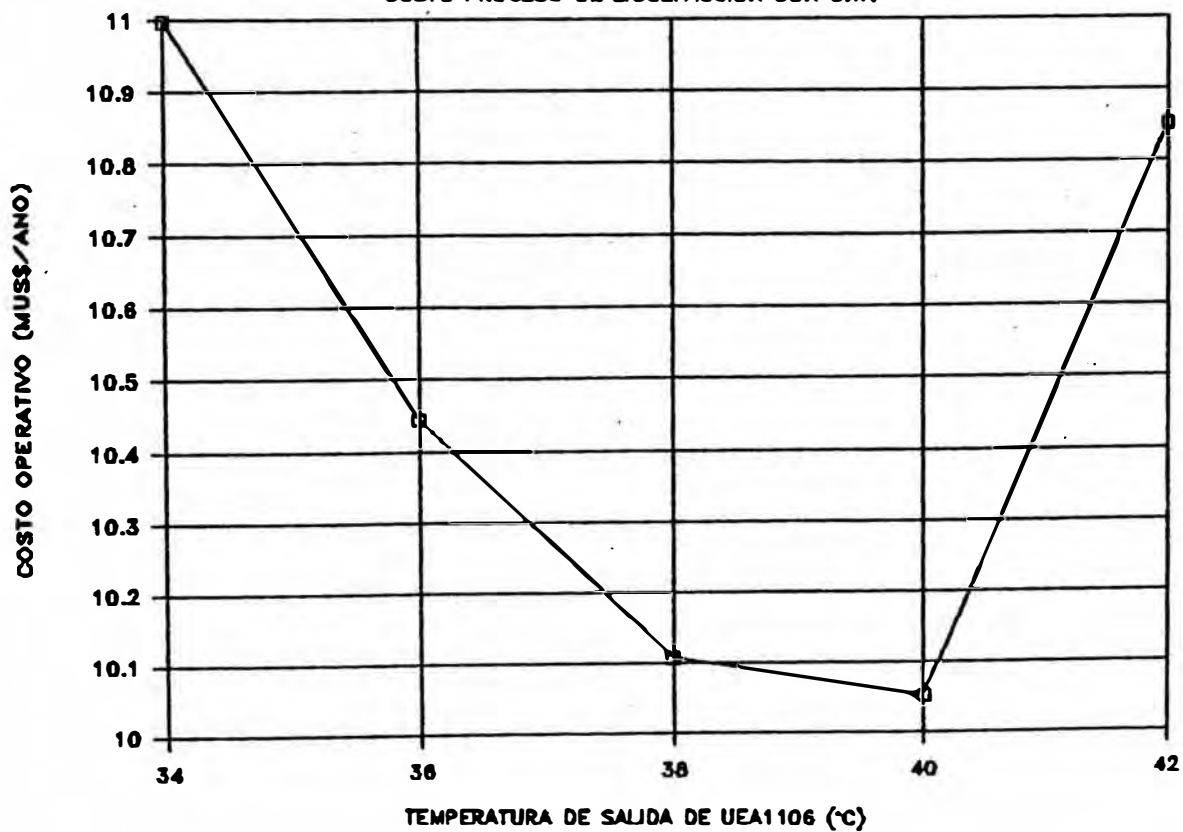


FIGURA 3.8

Presión, atmósferas internacionales ———
 Entalpia, kilocalorías kilogramo - - - - -
 Volumen, decímetros cúbicos kilogramo
 Líneas de calidad constante - - - - -

Entropia y entalpia cero para cristal perfecto
 en el cero absoluto

A-J: CONDICIONES DE COMPRESOR UGB 10.1

J-A: PROCESO DE LICUEFACCION

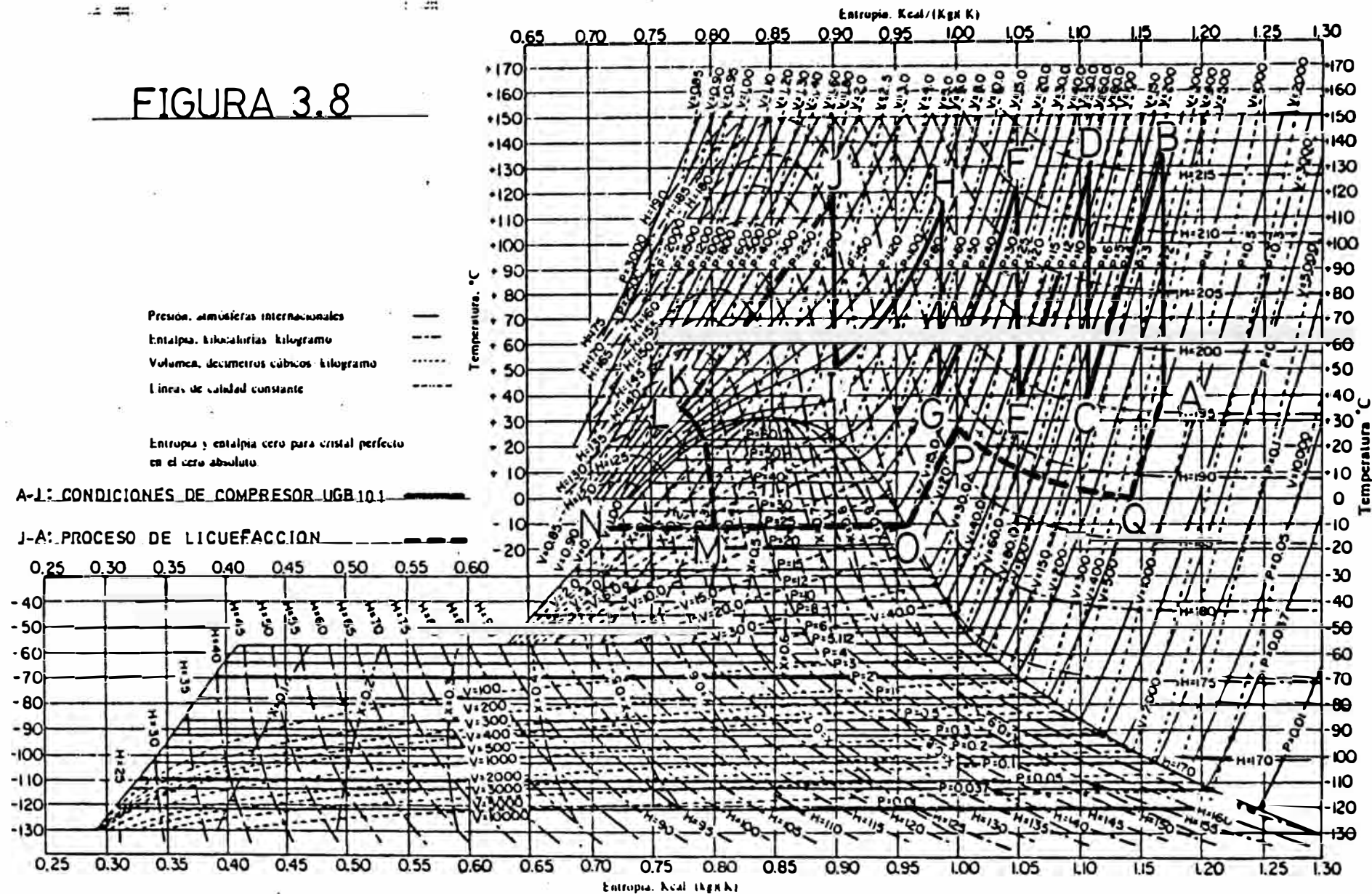
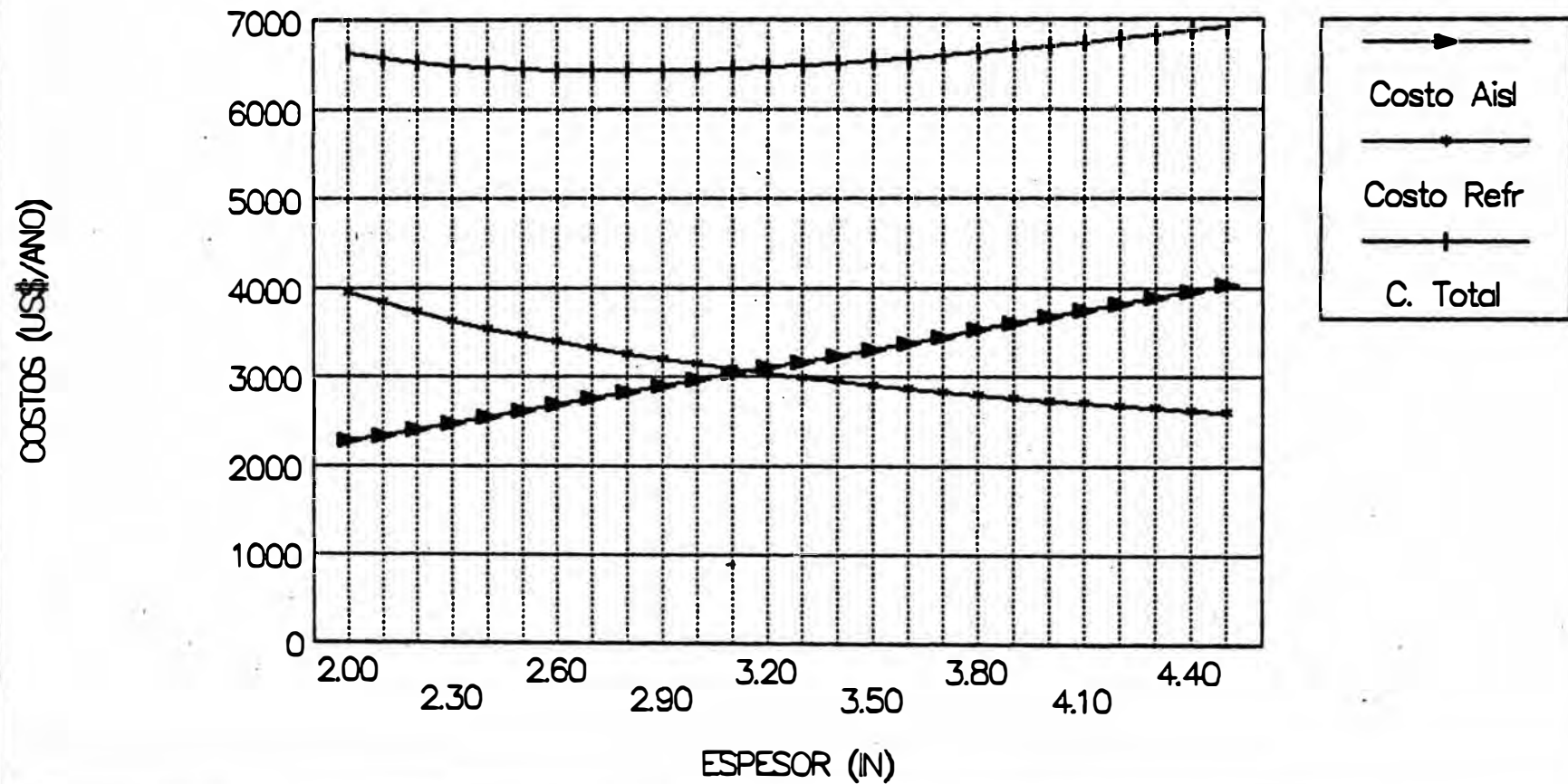


FIGURA 3.9

ESPESOR OPTIMO DE AISLAMIENTO



NOTA: Las exigencias de Diseño de la Cisterna de Transporte es similar a la del tanque fijo de almacenamiento. La que se utilizará es de 22 toneladas de capacidad neta y con Ranpeolas internas para reducir el movimiento del líquido. No viene con Equipo de Refrigeración.

FIGURA 3.10

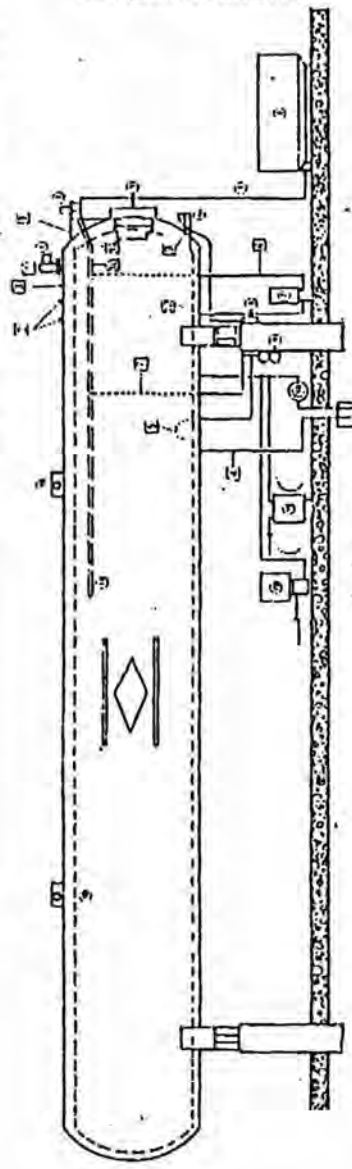


TYPICAL LIQUID CO.
STORAGE SYSTEMS

Capacity is shown inside or in bold type printed here. Lighter capacity is designed to maintain liquid column stresses at 3.0 P.S.I. and 8.5' to both fixed and mobile liquid service. These ratings apply to all quantities of CO₂ for use in applications for fire extinguishing service. The maximum rated pressure is 100 P.S.I. for all quantities of CO₂ for use in applications for fire extinguishing service. The maximum rated pressure is 100 P.S.I. for all quantities of CO₂ for use in applications for fire extinguishing service.

STANDARD HORIZONTAL VESSEL SIZES

Length	Height	Capacity
14 FOR SERIES E	13' 7"	10,000 LB
12 FOR SERIES G	12' 0"	7,500 LB
10 FOR SERIES G	10' 0"	5,000 LB
8 FOR SERIES G	8' 0"	3,000 LB
6 FOR SERIES G	6' 0"	1,500 LB



- 1. STATE Safety
- 2. Manual Pressure Control
- 3. Regulator
- 4. Safety Valve
- 5. Relief Valve
- 6. Refrigeration Plant
- 7. Receiver (Iron Unit)
- 8. Vaporizer
- 9. Inherent Evaporator
- 10. Inherent Evaporator
- 11. Inherent Evaporator
- 12. Inherent Evaporator
- 13. Inherent Evaporator
- 14. Inherent Evaporator

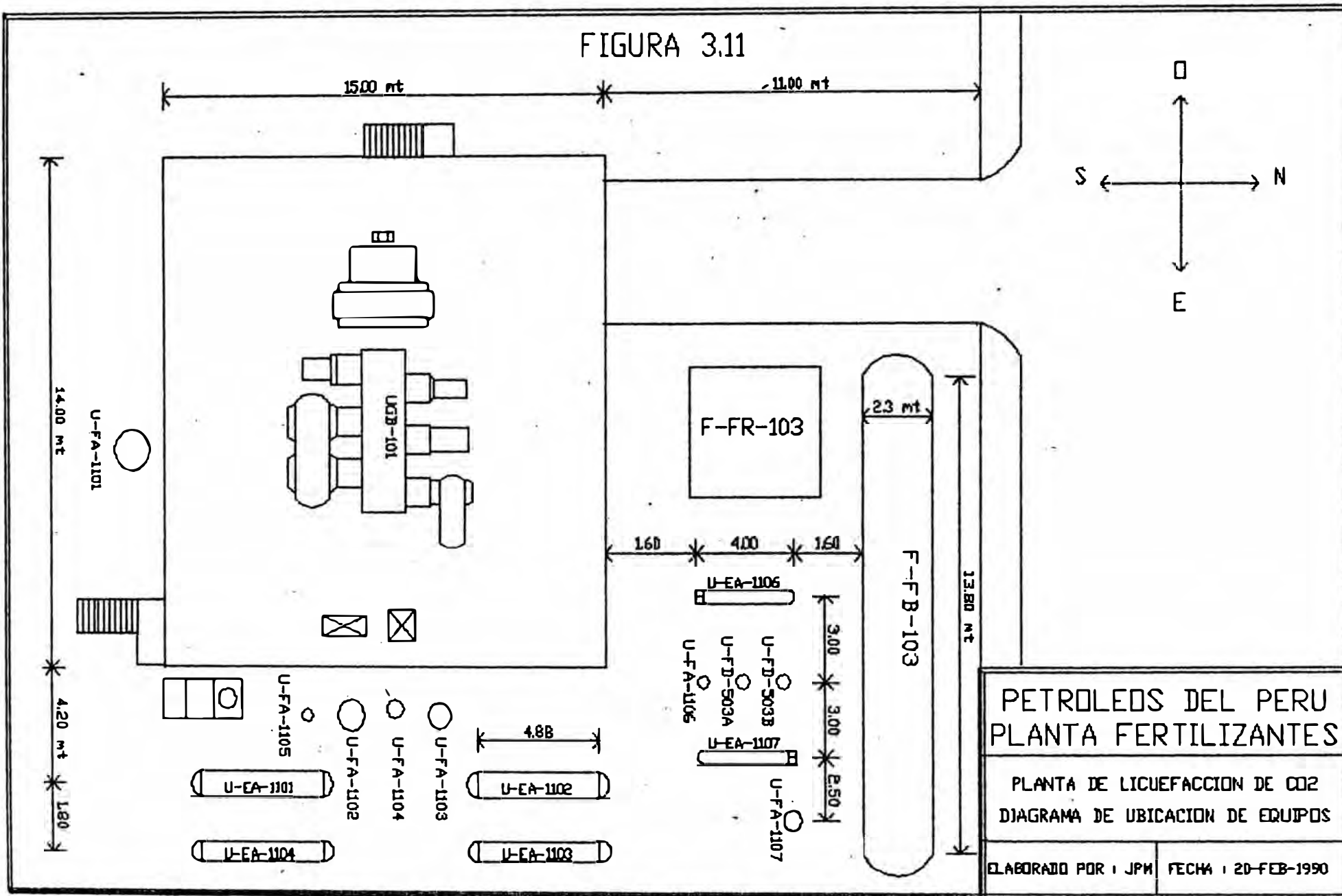
STORAGE TANK - GENERAL SPECIFICATIONS

REVISION	DESCRIPTION
1	For use in maximum, Series F per C, release time tank
2	Provide tank with top 1/2 in. dia.
3	CONNECTIONS
4	1" 2" Series F
5	2" Series F
6	2" Series F
7	2" Series F
8	2" Series F
9	2" Series F
10	2" Series F
11	2" Series F
12	2" Series F
13	2" Series F
14	2" Series F
15	2" Series F
16	2" Series F
17	2" Series F
18	2" Series F
19	2" Series F
20	2" Series F
21	2" Series F
22	2" Series F
23	2" Series F
24	2" Series F
25	2" Series F
26	2" Series F
27	2" Series F
28	2" Series F
29	2" Series F
30	2" Series F

ACCESSORIES

DESCRIPTION	Quantity	Specification
1. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
2. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
3. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
4. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
5. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
6. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
7. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
8. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
9. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
10. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
11. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
12. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
13. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
14. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
15. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
16. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
17. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
18. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
19. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
20. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
21. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
22. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
23. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
24. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
25. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
26. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
27. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
28. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
29. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1
30. SAFETY RELIEF DEVICES	1	See Section 1.1

FIGURA 3.11



PETROLEOS DEL PERU	
PLANTA FERTILIZANTES	
PLANTA DE LICUEFACCION DE CO2	
DIAGRAMA DE UBICACION DE EQUIPOS	
ELABORADO POR : JPM	FECHA : 20-FEB-1990

CAPITULO 4

CAPITULO 4

EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO

Los cálculos correspondientes al presente capítulo se muestran en el anexo J.

1. Inversión requerida

La inversión se ha estimado en base al costo CIF de los equipos principales del proceso empleando porcentajes de este costo para el cálculo de todos los componentes de la inversión. La inversión total de capital resulta 663 MU\$. En la Tabla 4.1 se muestra el desagregado de la inversión.

2. Costo del producto

El costo del producto asciende a 209 US\$/tm. En la tabla 4.2 se presentan desagregados los principales componentes del costo. Como referencia podemos indicar que el costo del producto en Lima es de 500 US\$/tm.

Para el cálculo del costo del producto hemos considerado las siguientes bases:

CO ₂ gaseoso(*)	: 58 U\$/tm
Agua Enfriamiento	: 25.3 ¢/m ³
Agua de mar	: 3.0 ¢/m ³
Vapor	: 2.5 US\$/tm
Electricidad	: 7.3 ¢/Kw-Hr

(*) Se ha considerado el costo del CO₂ suministrado por la planta de SS.AA., debido a que el costo del CO₂ gaseoso de la planta de amoníaco se considera cero debido a que en

dicha planta el costo operativo de todas las unidades se cargan al amoníaco que es su producto principal. Así mismo se debe tener en cuenta que el CO₂ que se utilizaría para el proceso de licuefacción provendría necesariamente de un incremento en la producción en la planta de Servicios Auxiliares.

3. Ahorros logrados

Al sustituir el crudo por CO₂ líquido como fluido de fracturamiento en el 50% de estos trabajos efectuado en las operaciones de Talara se obtiene un ahorro de 2117 MU\$/año. El precio del barril considerado es de 17.2 US\$/bbl de acuerdo a la circular PLAN-002-89.

En la Tabla 4.3 se muestra los cálculos respectivos.

4. Punto de Equilibrio

Para el cálculo del punto de Equilibrio se ha desglosado todos los costos en que se incurren en la elaboración del CO₂ líquido en sus porcentajes de componente fijo y variable de acuerdo a lo indicado en las normas para evaluar proyectos en Petroperú. En la tabla 4.4 se muestran los resultados de este desagregado.

Los ingresos totales se han calculado para cualquier nivel de producción teniendo en cuenta que el CO₂ líquido producido sustituirá al petróleo crudo en los trabajos de fracturamiento de Pozos.

De acuerdo a lo estipulado anteriormente el punto de equilibrio se consigue con una producción de 493 TM/año, que equivale al 14% de la capacidad de diseño de la planta tal como puede apreciarse en la figura 4.1.

5. Rentabilidad

Del análisis de la rentabilidad del proyecto que se muestra en la tabla 4.5 obtenemos los siguientes indicadores:

Indicador	Calculado	Requerido
TIR	210.8	>15%
VAN(15%)	6358 MU\$	>0
Tiempo de Recupero	0.5 años	<5
Indice VAN	11.0	>1

Todos los indicadores satisfacen los requerimientos estipulados en las normas de evaluación de Proyectos de Petroperú.

TABLA 4.1**ESTIMADO DE INVERSION****A. Estimado de Costo de Equipos principales**

	US\$
1. Zona de licuefacción	
Intercambiador de Calor UEA1106	15,508
Intercambiador de Calor UEA1107	12,667
Separador de Fases UFA1106	2,140
Separador de fases UFA1107	13,350
Filtro de Aceite	1,345
Deshumidificador UFD-503	15,461
2. Zona de Almacenamiento	
Tanque de Almacenamiento FFB103	37,660
Sist. Refrigeración (40,000 BTU/hr)	17,250
Aislamiento (Sólo Mat'l)	6,045
Total FOB'89	121,426
Total CIF'89	145,711

B. Estimado de la Inversión del Proyecto

1. Gastos Directos	
Costo de Equipos=E	146,000
Instalación=47%E	68,620
Instrumentos y Controles instalados=18%E	26,280
Tubería Instalada=66%E	96,360
Inst. Eléctrica=11%E	16,060
Mejoras de Terreno=10%E	14,600
Facilidades=10%E	14,600
Total Gastos de Planta Directos	382,520
2. Gastos Indirectos	
Ingeniería y Supervisión=33%E	48,180
Gastos de Construcción=41%E	59,860
Total Gastos Directos e Indirectos	490,560
Derechos de Contratista=5% Gastos D+I	24,528
Contingencias=10% Gastos D+I	49,056
Inversión de Capital Fijo	564,144
Capital de Trabajo=15% de la Inv. Total de Capital.	99,555
INVERSION TOTAL DE CAPITAL	663,699

TABLA 4.2
ESTIMADO DEL COSTO DEL PRODUCTO

Base: Producción de un año= 3500 TM de CO₂ líquido

	US\$/año
A. Costos de Manufactura	
1. Costos Directos	
1.1 Materia Prima	203,000
1.2 Labor Operación	105,120
1.3 Labor de Supervisión	26,280
1.4 Energía y Servicios	68,487
1.5 Mantenimiento y Reparación	61,414
1.6 Suministros para la operación	8,462
1.7 Servicio de Laboratorio	10,512
2. Cargos Fijos	
2.1 Depreciación 10% de Inv. Cap. Fijo	56,414
2.2 Seguro 1% de Inv. Cap. Fijo	5,641
3. Gastos generales de Planta 50% de Labor de operación, Supervisión y Mantenimiento	96,407
Total Costos de Manufactura	641,737
B. Gastos Generales	
1. Gastos Administrativos 20% de la Labor de Operación	21,024
2. Costo de Distribución Y Mercadeo 5% del Costo Total del Producto	34,882
COSTO TOTAL DEL PRODUCTO	697,643
COSTO TOTAL + 5% CONTINGENCIAS	732,525
COSTO UNITARIO DEL PRODUCTO @3500 TM/AÑO	209 US\$/TM

TABLA 4.3**CALCULO DEL AHORRO OBTENIDO****A.COSTO DE MATERIAL PARA FRAC'S CON CRUDO**

1.Numero de Frac's anuales que podrían hacerse con CO ₂ líquido.(50% de 12 frac's al mes)	72
2.Crudo utilizado en promedio en cada fracturamiento.	2300 bbl/frac
3.Precio del Barril de crudo	17.2 US\$/bbl
4.Costo del Crudo empleado anualmente	2'848,320 US\$/año

B.COSTO DE MATERIAL PARA FRAC'S CON CO₂ LIQUIDO DE LIMA

1.Consumo de CO ₂ líquido anual	3500 TM/año
2.Merma de Transporte Lima-Talara	700 TM/año
3.Total CO ₂ líquido requerido.	4200 TM/año
4.Costo Producto @500 US\$/TM	2'100,000 US\$/año
5.Costo Transporte 210 cist/año*750millas*2.5US\$/milla	393,750 US\$/año
6.Costo Total Frac's con CO ₂ de Lima	2'493,750 US\$/año

C.COSTO DE MATERIAL PARA FRAC'S CON CO₂ LIQUIDO PRODUCIDO EN TALARA

3500 TM/año @ 209 US\$/TM	731,500 US\$/año
---------------------------	------------------

D.AHORRO

Ahorro al sustituir el Crudo por el CO ₂ líquido producido en la Planta de Fertilizantes como fluido de fracturamiento de pozos.	2'116,820 US\$/año
---	--------------------

TABLA 4.4
DESAGREGADO DE GASTOS FIJOS Y VARIABLES

	GASTO TOTAL US\$	GASTO FIJO US\$	GASTO VARIABLE US\$
COSTOS DIRECTOS			
Materia Prima	203,000	--	203,000
Labor	105,120	105,120	--
Supervisión	26,280	26,280	--
Serv. Industriales	68,487	54,790	13,697
Mantto y Rep.	61,414	46,060	15,354
Suministros	8,462	6,770	1,692
Laboratorio	10,512	--	10,512
COSTOS INDIRECTOS			
Depreciación	56,414	56,414	--
Seguros	5,641	5,641	--
Gastos Generales	96,407	96,407	--
Gastos Administ.	21,024	21,024	--
Mercadeo	34,882	34,882	--
TOTAL	697,643	453,388	244,255

TABLA 4.5

PETROLEOS DEL PERU - PRODUCCION INDUSTRIAL

EVALUACION DE INVERSIONES POR FLUJO DE FONDOS (EN MUB* BIN ESCALAR)

Planta de fertilizantes

Partida Número: 3260

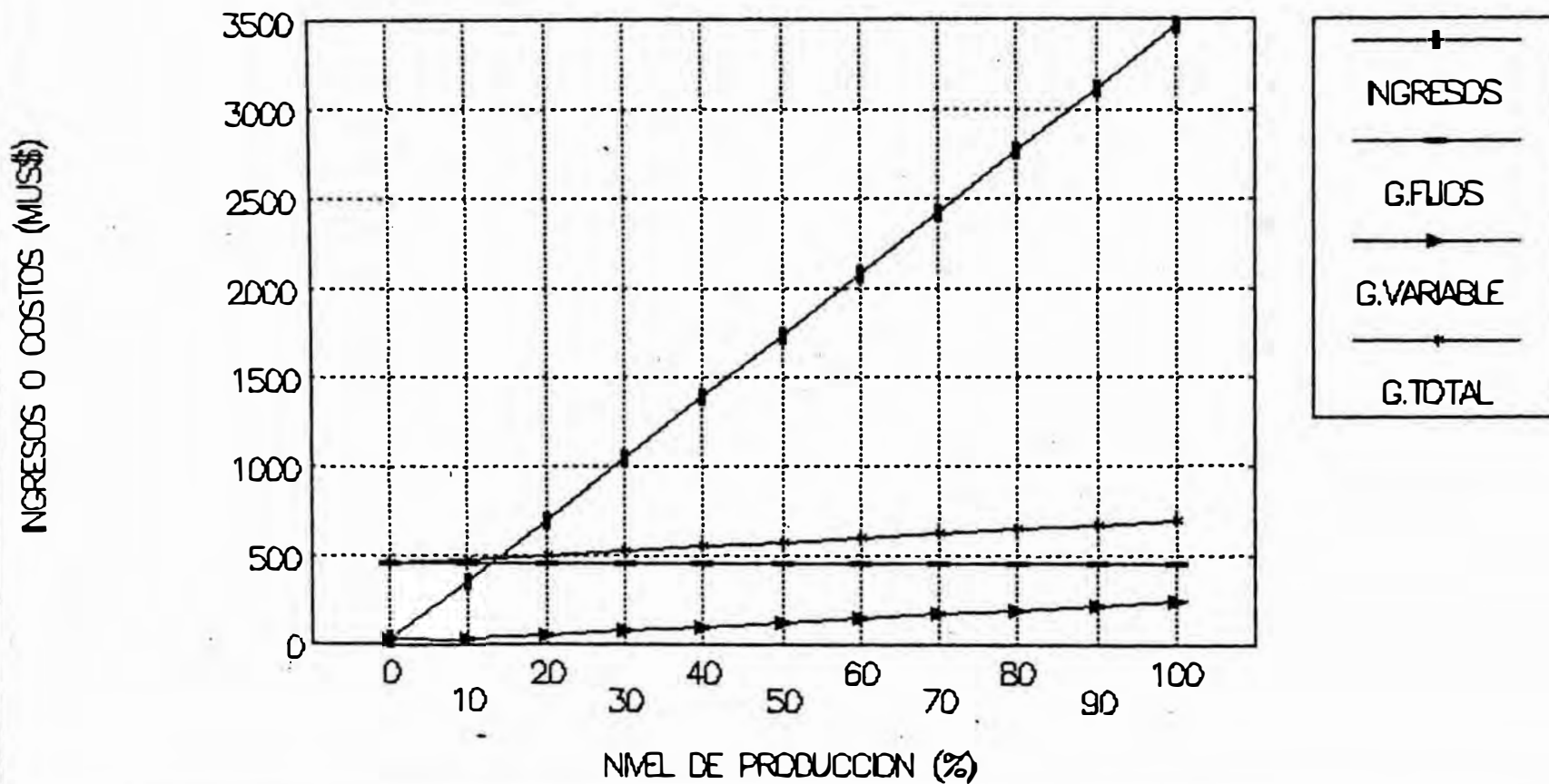
Descripción: EQUIPO Y MAQUINARIA E INST. DE PROCESO

API- S/M PROYECTO DE FABRICACION DE CO2 LIQUIDO

Años	Inversión	Ingresos o Ahorro	Deprec. Lineal	Monto Disponib.	Impuestos 35%	Utilidad Neta	FLUJO NETO DE FONDOS	Van al 10 %	Van al 15 %	Van al 20 %	
0	663.7	0.0	0.0		0.0	0.0	(663.7)	(663.7)	(663.7)	(663.7)	
1		2,116.8	66.4	2,050.4	717.7	1,332.8	1,399.1	1,272.0	1,216.7	1,166.0	
2		2,116.8	66.4	2,050.4	717.7	1,332.8	1,399.1	1,136.3	1,058.0	971.6	
3		2,116.8	66.4	2,050.4	717.7	1,332.8	1,399.1	1,051.2	920.0	837.7	
4		2,116.8	66.4	2,050.4	717.7	1,332.8	1,399.1	933.6	800.0	674.7	
5		2,116.8	66.4	2,050.4	717.7	1,332.8	1,399.1	868.8	693.6	562.3	
6		2,116.8	66.4	2,050.4	717.7	1,332.8	1,399.1	789.8	604.9	468.6	
7		2,116.8	66.4	2,050.4	717.7	1,332.8	1,399.1	718.0	528.0	350.5	
8		2,116.8	66.4	2,050.4	717.7	1,332.8	1,399.1	632.7	437.4	259.4	
9		2,116.8	66.4	2,050.4	717.7	1,332.8	1,399.1	593.4	397.7	211.2	
10		2,116.8	66.4	2,050.4	717.7	1,332.8	1,399.1	529.4	343.8	226.0	
Van al	: I T.I.R. (VAN = 0)							210.82			
0%	13,327.8										
10%	7,933.5	: Tiempo Recup Inv (años)							0.5		
15%	6,358.3										
20%	5,202.2	: Índice VAN= ((VAN al 10 %)-(Inv al 10 %))/Inv al 10 %							11.0		
EFECTOS DE VARIACION EN VALORES DE BASE:											
TIR CON CAMBIOS EN VALORES BASE											
	FACTOR	VALOR BASE	V.Base+10%		V.Base+20%		V.Base-10%		V.Base-20%		
	Inversión	663.7 MUB.	192.0%	176.3%	233.8%	262.6%					
	Ahorros	2,116.8 MUB.	231.5%	252.3%	190.1%	169.3%					

FIGURA 4.1

PUNTO DE EQUILIBRIO



CAPITULO 5

CAPITULO 5

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1.CONCLUSIONES

- 1.1. El proyecto de producir CO₂ líquido en la planta de fertilizantes para sustituir el crudo empleado en los trabajos de fracturamiento de los pozos de Talara es viable técnica y económicamente.
- 1.2: El proyecto es de riesgo debido a que el proceso de producción del CO₂ líquido no es convencional, pero la alta rentabilidad del proyecto justifica la inversión.
- 1.3. Para poder producir el CO₂ líquido en la planta de fertilizantes se requiere efectuar instalaciones de equipos y facilidades adicionales, por lo que el proyecto podría implementarse en un lapso de 3 años.
- 1.4. El CO₂ líquido obtenido cumple con las especificaciones del grado "B" de la norma ITINTEC 311.120 para este producto. La instalación de deshumidificadores de Sílica Gel permitirá cumplir con el grado "A" de las especificaciones de la "Compressed gas Association" de Estados Unidos y Canadá, lo que haría competitivo el producto ante una eventual posibilidad de exportar al área andina.

- 1.5. La implementación de este proyecto permitiría incrementar el valor agregado de un producto que actualmente se deshecha a la atmósfera.
- 1.6. Los fracturamientos con CO₂ líquido no prosiguieron luego de la prueba efectuada en el pozo 6867 debido a que el producto tenía que ser adquirido y transportado desde la ciudad de Lima que hacía que el costo incurrido en este producto igualara prácticamente el del crudo empleado en los fracturamientos.
- 1.7. La sustitución del crudo por CO₂ líquido en estas labores trae además beneficios intangibles como son un mayor acarreo de arena al pozo, se incrementa la productividad del pozo y se aligera la columna hidrostática facilitando las labores en reservorios de baja presión.

2.RECOMENDACIONES

- 2.1. Se debe generar una Autorización para inversión (API) para el proyecto a efectos que se efectúen estudios de detalle a cargo del Departamento técnico de la Gerencia de Refinación y petroquímica.

La Gerencia de Exploración-Producción debe evaluar la factibilidad de emplear CO₂ líquido en las labores de fracturamiento en Talara tomando como base la calidad y costo del producto así como la capacidad de producción estipulados en el presente estudio.

2.3. Sería conveniente evaluar la factibilidad de producir CO₂ líquido utilizando los gases de combustión de las turbinas de la central eléctrica Malacas con la finalidad de satisfacer cualquier incremento en la demanda de este producto como fluido de fracturamiento o para otros usos, y con miras a efectuar exportaciones en países del área andina.

BIBLIOGRAFIA

- ASHRAE "ASHRAE Handbook & Product Directory Systems", ASHRAE, 1973, U.S.A.
- ASHRAE "ASHRAE Handbook & Product Directory Applications", ASHRAE, 1974, U.S.A.
- Abramovitz Jules L. "Economic pipe insulation for cold systems", Chem. Eng., Oct 25, 1976, U.S.A
- Bland William "Petroleum Processing Handbook", McGraw-Hill, 1967, USA
- Borda Montero Jorge A. "Estudio de Factibilidad para la instalacion de una Planta de Hielo Seco"., Tesis de Grado, U.N.I., Peru
- Compressed Gas Association "Handbook of Compressed Gases"., Van Nostrand, 2nd., U.S.A
- Corripio Armando "Estimate costs of heat exchangers and storage tanks via Correlations"., Chem. Eng., Jan 25, 1982, U.S.A
- Crane Engineer Division "Flow of Fluids trough valves, fittings and pipe", Crane Co., 1st, U.S.A
- Dossat Roy "Principios de Refrigeracion", C.E.C.S.A., 10a Ed, Mexico
- Driskell Les. "Select the right control valve for difficult service", Chem. Eng., Aug 17, 1987, U.S.A
- Fisher Controls "Control Valve Handbook", Fisher, 2nd, U.S.A.
- Halliburton Co. "Aplicacion de CO2 como fluido de Fracturamiento", Halliburton, 1986, U.S.A.
- Hicks & Chohey "Manual de calculos de ingenieria Quimica", McGraw-Hill, 1986, U.S.A
- Hughes, B.J. "Fluidos de Fracturamiento, Aditivos, Agentes de sosten", Hughes Co., 1984, U.S.A
- ITINTEC "Norma 311.120 para el Anhidrido carbonico licuado", ITINTEC, Julio, 1984, Peru

- Jones
E.A. "Separators, Drums and Receivers"., UOP Design,
Sem., Oct. 1981, U.S.A
- Kern
Donald "Procesos de Transferencia de
calor", CECOSA, 15, Espana
- Kern
Robert "Arrangements of process and storage
vessels"., Chem. Eng., Nov 7, 1977, U.S.A
- Koppel & Lowell "Process Systems Analysis and
control", McGraw-Hill, 1st, U.S.A
- Liss
Mitchell V. "Selecting Thermal
insulation", Chem. Eng., May 26, 1986, U.S.A.
- Loomis
A.W, Editor "Compressed Air and Gas
Data", Ingersoll-Rand, 3rd, U.S.A
- Ludwig
Ernest "Applied Process Design for Chemical and
Petrochemical Plants", Gulf Publishing, U.S.A
- Masoneilan "Masoneilan Handbook for Control valve
sizing", Masoneilan, 6th, U.S.A
- Mattley
Jack. "Cost indexes end 1987 on an
upswing"., Chem. Eng., Apr 11, 1988, U.S.A.
- NACE "Process Industries
Corrosion", Nace, 1975, U.S.A
- NACE "Nace Basic Corrosion Course", Nace, 1970, U.S.A
- Peters &
Timmerhaus "Plant Design and Economics for Chemical
Engineers", McGraw-Hill, 3rd, U.S.A
- Purohit
G.P. "Estimating Costs of Shell-and-tube heat
exchangers"., Chem. Eng., Aug 22, 1983, U.S.A
- Robles Guzman
Pedro E. "Speed Up Heat-Exchanger
Design"., Chem. Eng., Mar 14, 1988, U.S.A
- Rohsenow
Warren M. "Handbook of Heat Transfer", McGraw-Hill, 1st
Ed., U.S.A
- Sierra
Leopoldo "Diseño y Estimado de Costos para la
estimulaci"n del pozo 6867 Taiman con
CO2", ESTEPSA, Set. 1986, Per#
- Sierra
Leopoldo "C-O-Two Foam: First Three Succesfull Jobs
done in Peru", ESTEPSA, 1987, Peru

- Tammami, Ben "Weighted mean-temperature-difference for Exchangers with Phase Change", Chem. Eng., Nov11, 1985, U.S.A.
- Tankha A "Selecting Formed heads for cylindrical vessels", Chem. Eng., JUN 1, 1981, U.S.A
- Treseder "Nace Corrosion Engineer's reference Book", Nace, 3rd, U.S.A
- UOP "UOP Engineering Spring Seminar", UOP, 1984, U.S.A.
- Valve Manufact Association "Valves & Actuator for the CPI", Chem. Eng., Dec7, 1987, U.S.A
- Veatch Ralph "Overview of Current Hydraulic Fracturing, Design and Treatment Technology", Jour. Pet. Tech., 1983, U.S.A
- Weistmantel Guy E. "Corrosion and Abrasion Resistant Materials '87"., Chem. Eng., Aug17, 1987, U.S.A.
- Wood Bernard D. "Applications of Thermodynamics", Addison, 1stEd., U.S.A.
- Wooley Robert, J. "Calculator Program for finding values of Physical Properties", Chem. Eng., Mar31, 1986, U.S.A

ANEXO A

ANEXO "A"

CALCULOS DE CAPITULO 3

1. SELECCION DEL PROCESO

1.1. Criterios generales

Existen dos posibilidades para licuar el CO_2 gaseoso de la descarga del compresor de la planta de urea UGB-101:

La primera, es usar el proceso Linde para licuar parcialmente el CO_2 .

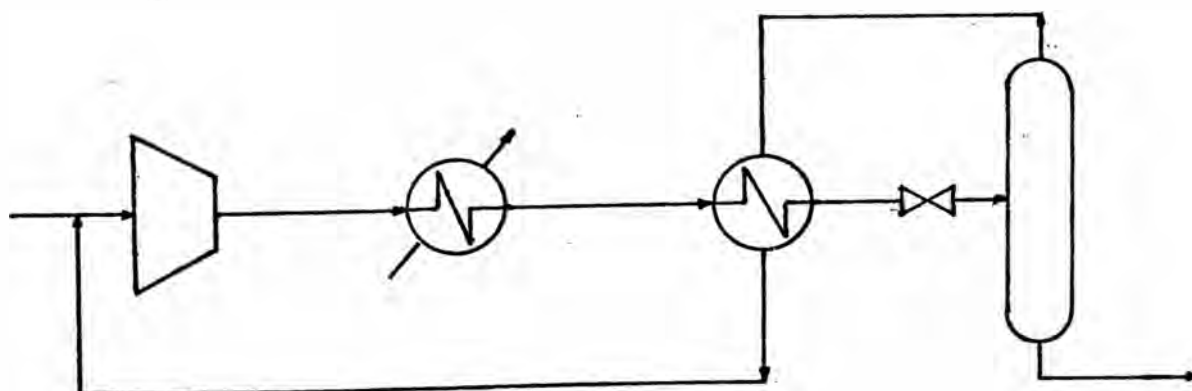
La segunda opción es condensar el CO_2 empleando algún refrigerante.

En el presente ítem evaluaremos el proceso más conveniente para nuestro caso. Para simplificar la evaluación consideramos que el fluido es CO_2 puro, y que la materia prima del proceso es el CO_2 de la descarga del UGB-101 que se encuentra a 252 atm.Abs y 120°C .

1.2. proceso Linde

a. Descripción : El siguiente diagrama ilustra el proceso linde. La descarga del compresor UGB-101 se pre-enfría con agua en un intercambiador, posteriormente empleando la fracción gaseosa del separador se enfría más aún el gas. Finalmente el gas se expande de 252 a 25 atm Abs. en el separador, con lo que se consigue licuar parcialmente el gas. La fracción gaseosa se recircula y la líquida se almacena.

PROCESO LINDE



b. Balance de materia y Energía: Se verán con más detalle en lo que resta del anexo.

c. Inversión requerida

En el anexo J se detallan los cálculos para determinar la inversión requerida en este proceso del cual extraemos sólo los equipos involucrados en la simplificación:

- Costo de equipos

Equipo	Costo US\$
Pre-enfriador	15,508
Enfriador	12,667
Separador	13,350
TOTAL	41,525

- Inversión de capital fijo.

En base a datos de la obra de Peters, se obtiene que el factor para calcular la inversión de capital fijo es de 3.86 veces el costo de equipos.

$$\text{ICF} = 3.86 \times \text{CEq.} = 160,452 \text{ US\$}$$

d. Costo operativo

Para efectos de esta evaluación preliminar sólo se consideran gastos variables, ya que los gastos fijos deben ser aproximadamente los mismos para ambos casos.

Detalle	Costo US\$
Mat. Prima - CO ₂ (3500 TM/año @ 58 US\$/TM)	203,000
Mantto. 10% ICF	16,452
Electricidad	0
Agua Enfriamiento	4,927
TOTAL	224,379

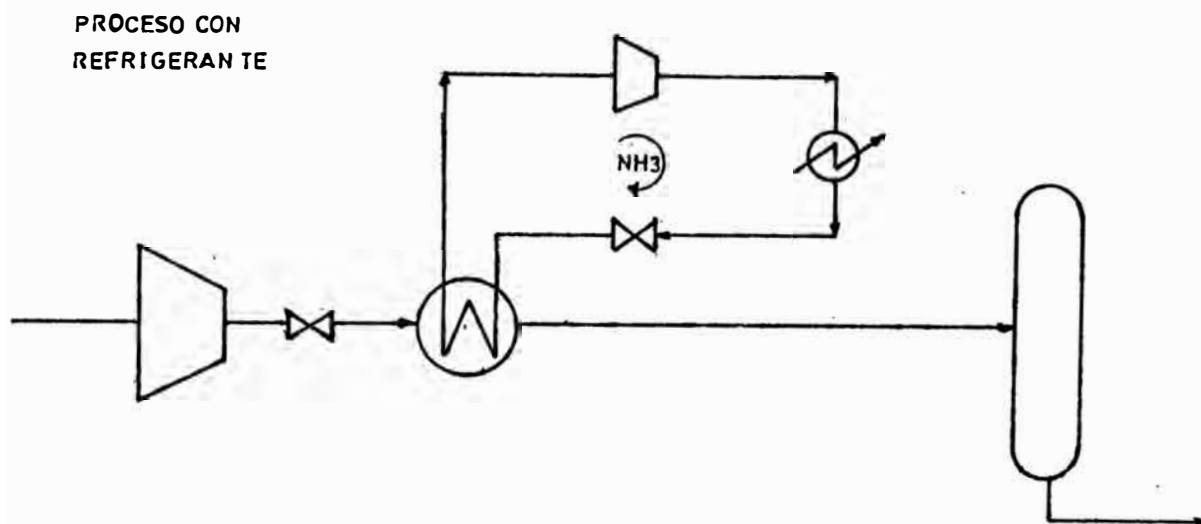
1.3. Proceso con refrigerante

a. Descripción

En este caso la descarga del compresor es despresurizada previamente mediante una válvula reductora de presión desde 252 atm.Abs, hasta 25 atm.Abs, al mismo tiempo se reduce la temperatura desde 120 hasta 5°C debido al efecto Joule-Thomson; luego el gas ingresa al evaporador del sistema de

refrigeración donde se condensa mediante Amoníaco líquido como refrigerante. El amoníaco líquido proviene de un circuito de refrigeración que consta de un compresor de gases, un condensador, válvula de expansión y evaporador. Las condiciones de operación del sistema de refrigeración es de 100°F en el condensador y -25°F en el evaporador.

El CO_2 líquido formado va a un tanque acumulador y de allí a la zona de almacenamiento.



b. Balance de materia y energía.

De las cartas termodinámicas de CO_2 y NH_3 se obtienen los siguientes datos:

-Lado del CO_2 :

δH_1 =Calor Latente de condensación a 25 atm = 68 Kcal/Kg

-Lado del Amoníaco :

δh_1 =Calor para evaporación a 1.1 atm = 248 Kcal/Kg

δh_2 =Calor de condensación a 14 atm = 343 Kcal/kg

δh_3 =Trabajo en compresor = 95.26 Kcal/kg

Con estos datos efectuamos los siguientes balances:

- Calor transferido en el Evaporador:

$$Q_e = F_{\text{CO}_2} \times \delta H_1$$

Donde :

F_{CO_2} es el flujo de CO_2 = 525 Kg/hr

δH_1 , es el calor latente de condensación = 68

Reemplazando valores:

$$Q_e = 35,700 \text{ Kcal/hr} = 141,666 \text{ Btu/hr}$$

- Razón de amoníaco requerido

$$F_{\text{NH}_3} = Q_e / \delta h_1$$

Donde:

F_{NH_3} es el flujo de NH_3 en Kg/hr

Q_e , es el calor transferido en el evaporador

δh_1 , es el calor ganado en el evaporador, 248

Reemplazando valores:

$$F_{NH_3} = 144 \text{ Kg/hr}$$

- Potencia de compresor de Amoniaco

$$Pot = F_{NH_3} \times \delta h_3$$

Reemplazando valores obtenemos:

$$Pot = 13,717 \text{ Kcal/hr} \langle \rangle 16 \text{ Kw-H/H}$$

- Agua de enfriamiento requerida en condensador:

$$CW = \frac{F_{NH_3} \times \delta h_2}{C_p \times \delta T}$$

Donde:

C_p es la capacidad calorífica del agua = 1Kcal/kg°C

δT es el gradiente de temp. del CW = 7.2°C

δh_2 es el calor de condensación del NH_3 = 343

Reemplazando valores:

$$CW = 6,860 \text{ Kg/hr}$$

c. Inversión requerida

-De acuerdo a los nomogramas de Peters y Timmerhaus, el costo de un sistema de refrigeración se puede relacionar con su capacidad en Ton. de refrigeración (1 ton = 12,000 Btu/hr), mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Costo} = 4500 \times (\text{Ton})^{0.8239} \text{ FOB '79}$$

La capacidad se mide por el calor transferido en el evaporador. En nuestro caso $Q_e = 141,666 \text{ Btu/hr} \langle \rangle 12$ ton de refrigeración.

Reemplazando obtenemos 45,000 US\$ (FOB '79)

El costo actualizado del sistema se calcula con los índices Marshall-Swift:

$$\text{Costo FOB '90} = 45,000 \times 860 / 598 = 64,715 \text{ US\$}$$

- Inversión de capital Fijo = 64,715 \times 3.86 = 249,800 US\$

d. Costos operativos

- Materia prima:

$$3500 \text{ TM de } CO_2 @ 58 \text{ US\$/TM} = 203,000 \text{ US\$}$$

- Mantenimiento:

$$10\% \text{ de Inv.Cap.Fijo} = 24,980 \text{ US\$}$$

- Agua de enfriamiento:

$$\text{Precio CW} = 25.35 \text{ ¢/TM} = 25.35 \times 10^{-5} \text{ US\$/kg}$$

$$\text{Costo por CW} = 6,860 \text{ kg/h} \times 25.35 \times 10^{-5} \text{ US\$/kg} \times 7200 \text{ Hr/año}$$

$$= 12520 \text{ US\$/año.}$$

-Electricidad:

Precio de Energía eléctrica = 0.0735 US\$/Kw-h

Costo por EE = 16 Kw-H/H x 0.0735 US\$/Kw-h x 7200 hr/año

$$= 8467 \text{ US\$/año}$$

-Costo operativo total:

$$\text{COT} = 203,000 + 24,980 + 12,520 + 8467 = 248,967 \text{ US/año}$$

1.4 Comparación de ambos Procesos

En la siguiente tabla se muestra los resultados obtenidos:

	Proceso Linde	Proceso c/Ref.
Inversión Requerida	160,452 US\$	249,800 US\$
Costo operativo	224,379 US\$/año	248,967 US\$/año

De lo que se concluye que el proceso más conveniente para nuestro caso es el Linde, por requerir menor inversión y tener menor costo operativo.

2. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DEL PROCESO SELECCIONADO PARA LICUAR EL CO₂ DE LA DECARGA DEL UGB-101

2.1. Generalidades

Las propiedades termodinámicas del CO₂ se han obtenido de la carta termodinámica T-S que se muestra en la figura 3.8 del capítulo 3. Los datos han sido recopilados en la tabla 3.5, del mismo capítulo.

Para simplificar el balance se ha considerado que el fluido a tratar era CO₂ puro. El diseño de los equipos se efectuó con esta asunción. Posteriormente se efectuó una simulación con el programa CHEMCAD de Coode McGrawHill, con el cual se confirmaron todos los cálculos, es decir la asunción no conlleva mucho error.

El diagrama de flujo del proceso se muestra en la figura 3.2 del Capítulo 3

2.2. CO₂ disponible para procesar

Como ya se ha indicado en el capítulo 3, la capacidad instalada del compresor UGB-101 es de 8560 Nm³/hr, y la empleada es 8150 Nm³/h. Hay por lo tanto una

disponibilidad de 410 Nm³/h de CO₂ a 252 atm.Abs y 120°C.

$$\begin{aligned} \text{Flujo másico} &= 410 \frac{\text{Nm}^3}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ Kmol}}{22.4 \text{ Nm}^3} \times 44.0 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \\ &= 805.36 \text{ Kg/hr} \end{aligned}$$

2.3. Balance de Materia y energía en UEA-1106

a. Condiciones lado del CO₂

	Entrada	Salida
Presión, atm.Abs	252	252
Temperatura, °C	120	40
Entalpía, Kcal/Kg	178	138.1

b. Condiciones lado del H₂O

	Entrada	Salida
Presión, atm.Abs	7	7
Temperatura, °C	27	40

c. Calor transferido

$$QT1 = F_{CO_2} \times \Delta H1$$

Donde:

QT1 = calor transferido en UEA-1106, Kcal/hr

F_{CO₂} = Flujo de gas = 805.36 Kg/hr

ΔH1 = Cambio de entalpía lado de CO₂

Resultado:

$$QT1 = 32,294 \text{ Kcal/hr}$$

d. Flujo requerido de agua de enfriamiento

$$FCW1 = \frac{QT1}{C_p \times \Delta T}$$

Donde:

QT1 es el calor transferido = 32,294 Kcal/hr

C_p = capacidad calorífica del agua = 1 Kcal/kg°C

ΔT = Incremento de temperatura del agua = 13°C

Resultado:

$$FCW1 = 2484 \text{ Kg/hr}$$

2.4. Balance de Materia y Energía en UEA-1107

a. Condiciones lado del CO₂ caliente.

	Entrada	Salida
Presión, atm.Abs	250	250
Temperatura, °C	40	33.7
Entalpía, Kcal/Kg	138.1	134.1

b. Condiciones lado del CO₂ frío

El CO₂ frío es la fase gaseosa del UFA-1107. De acuerdo a diseño la fase gaseosa es 35% del gas procesado, es decir

$$805.35 \times .35 = 281.9 \text{ Kg/hr}$$

	Entrada	Salida
Presión, atm.Abs	7	7
Temperatura, °C	-10	?
Entalpía, Kcal/Kg	175	?
Flujo, Kg/hr	281.9	idem

c. Calor transferido

$$QT_2 = F_{CO_2} \times \delta H_2$$

Donde:

QT₂ = calor transferido en UEA-1107, Kcal/hr

F_{CO₂} = Flujo de gas caliente = 805.36 Kg/hr

δH₂ = Cambio de entalpía lado de CO₂ caliente

Resultado:

$$QT_2 = 3,221 \text{ Kcal/hr}$$

d. Temperatura de salida del CO₂ frío

$$\delta h_2 = \frac{QT_2}{F_{CO_2f}}$$

Donde:

δh₂ es el incremento de entalpía del CO₂ frío, Kcal/Kg

QT₂ = Calor Transferido en UEA-1107 = 3221 Kcal/hr

F_{CO₂f} = Flujo de CO₂ frío = 281.87 Kg/hr

Resultado:

$$\delta h_2 = 11.5$$

$$\begin{aligned} \text{Entalpía de salida del CO}_2 \text{ frío} &= 175 + 11.42 \\ &= 186.5 \end{aligned}$$

Con este valor y la Presión, de la tabla termodinámica del CO₂ se encuentra que la temperatura de salida de CO₂ frío es 26.6°C.

Donde:

h_g = Entalpía de la fase gaseosa = 175

h_l = Entalpía de la fase líquida = 112

x = Fracción de líquido

Reemplazando y resolviendo se obtiene:

$$x = 0.65$$

$$c. \text{ Fracción de gas} = y = 1 - 0.65 = 0.35$$

ANEXO B

ANEXO B

CALCULOS EN LA ZONA DE ALMACENAMIENTO

1. CALCULO DE CAPACIDAD DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO

1.1. Condiciones de Operación

$$P = 300 \text{ psig} = 21.41 \text{ atm. abs.}$$

$$T = 0^\circ\text{F} = -17.78^\circ\text{C} = 255.37^\circ\text{K}$$

1.2. Propiedades del CO₂ líquido

$$\rho = 1.020887 \text{ gr/cc.}$$

$$\mu = 0.1389913 \text{ cp.}$$

$$C_p = 0.502 \text{ cal/gr.}^\circ\text{C}$$

$$k = 0.0653 \text{ btu/hr.ft.}^\circ\text{F} = 0.0971664 \text{ kcal/hr.mt.}^\circ\text{C}$$

1.3. Propiedades del CO₂ gas

$$T_r = 0.839$$

$$P_r = 0.3424$$

$$\rho = 0.05556 \text{ gr/cc.}$$

$$\mu = 1.305 \times 10^{-2} \text{ cp.}$$

$$C_p = 0.303 \text{ cal/gr.}^\circ\text{C}$$

$$k = 0.0114 \text{ kcal/hr.mt.}^\circ\text{C} = 0.0125 \text{ kcal/hr.mt.}^\circ\text{C}$$

Nota: En el cálculo de las propiedades de CO₂ gaseoso se ha corregido las desviaciones de la realidad para la capacidad calorífica y viscosidad empleando el método descrito en el manual del Ing. Químico de J. Perry.

1.4. Cálculo de la Capacidad

Se asume que se almacenará por lo menos 1.2 veces lo requerido para un trabajo de fracturamiento de Pozo. Entonces:

$$\text{Capacidad} = 1.2 \times 40 = 48 \text{ T.M}$$

1.5. Dimensionamiento del Tanque

a. Volumen del tanque

Los tanques se calculan de forma que el líquido ocupe como máximo el 80% del volumen de un tanque para tener un espacio para la vaporización del líquido. Entonces:

$$\text{Volumen del Tanque} = \frac{48 \text{ TM}}{0.8 \times 1.020 \text{ TM/M}^3} = 58.75 \text{ M}^3$$

b. Longitud y Diámetro

-El volumen del Tanque (VT) es igual al volumen de la parte cilíndrica (V1) y los cabezales (V2)

$$V_T = V_1 + V_2$$

-El volúmen de la parte cilíndrica es:

$$V_1 = \frac{\pi \times D^2}{4} \times L$$

-El volúmen de los dos cabezales Semi-elípticos se calcula con la siguiente ecuación:

$$V_2 = 0.13 \times D^3$$

Donde

D= Diámetro Interno del tanque

L= Volumen en M³

-La longitud máxima que puede ocupar el tanque es de 14.5 mt como se puede verse en la figura 3.11 (PLOT PLAN).

-Para una relación L/D de 6 se reemplaza en las ecuaciones de V₁ y V₂, con lo que resulta la siguiente igualdad:

$$4.7124D^3 + 0.13D^3 = 58.75$$

Resolviendo se obtiene D= 2.3 mt y L= 13.8 que satisface las restricciones en longitud.

c. Cálculo del espesor del Tanque

Empleamos la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0.6 \times P}$$

Donde:

t= espesor del casco pulg.

P= Presión de diseño en psi

S= Esfuerzo permisible en psi

E= Eficiencia de Junta

R= Radio interno en pulg.

- La presión de diseño es 10% mayor que la presión de operación. P= 300 x 1.1 = 330

- El material recomendado para almacenar CO₂ líquido es Acero al carbono con 3.5% de Níquel.

- El esfuerzo permisible para el acero SA-203 (que tiene 3.5% de Níquel) es de 17,500psi a la temperatura de operación.

- El radio interno en pulgadas es 39.37 pulg.

Reemplazando todos estos valores obtenemos

$$t = 0.84 \text{ pulg.}$$

2. CALCULO DE ESPESOR OPTIMO DEL AISLAMIENTO

Si bien es cierto que en el trabajo central no se ha diseñado a detalle el sistema de refrigeración, por tratarse por lo general de un sistema adicional adjunto al tanque, en el presente ítem hacemos un cálculo somero para efectos de los cálculos del espesor óptimo.

2.1. Condiciones de Diseño

a. Proceso

En la figura 3.4 del capítulo 3 se muestra el diagrama de flujo del proceso en la zona de almacenamiento.

De la figura 2.1 del capítulo 2 obtenemos las propiedades termodinámicas del CO₂ en el circuito de la zona de almacenamiento:

-Energía requerida para comprimir el gas de 300 psig y 0°F hasta 367.5 psig (25 atm. Abs) en forma isoentrópica = 8 Btu/Lb.

-Calor latente de Condensación de CO₂ en Evaporador = 120 Btu/lb

-Fracción de CO₂ líquido vaporizado al ingresar al tanque = 0.057.

b. Circuito del refrigerante

En la figura B.1 adjunta se aprecia el diagrama P-H para el amoníaco donde se indica el ciclo de refrigeración que sigue.

-Calor cedido en el evaporador = 447.5 Btu/Lb

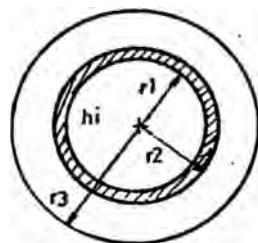
-Trabajo en Compresor de Amoníaco = 171.8 Btu/Lb

-Calor Latente de condensación del Amoníaco = 619.3 Btu/Lb

2.1. Descripción del aislamiento

Tipo	: Espuma de poliuretano
Conductividad térmica	: 0.017 Btu/hr-ft-°F
Densidad	: 2.8 lb/ft ³
Costo del material	: 15 US\$ / Kg <> 6.8 US\$ / Lb
Costo instalación	: 2.3 US\$ / ft ²

2.2. Cálculo de coeficiente global de Transferencia de Calor



$$\frac{1}{U} = \frac{r_3}{r_1 h_1} + \frac{r_3 \times \ln(r_2/r_1)}{k_1} + \frac{r_3 \times \ln(r_3/r_2)}{k_2} + \frac{1}{h_o}$$

Donde:

- k_1 = Conductividad del metal aislante; 25 Btu/hr-ft-°F
- k_2 = Conductividad Térmica del aislante; 0.017 Btu/hr ft-°F
- r_1 = Radio interno del tanque; 3.28 ft
- r_2 = Radio externo del tanque; 3.35 ft
- $r_3 = 3.35 + TA$
- TA = Espesor del aislamiento; ft

2.3. Cálculo de h_o

Se emplea el método descrito en el libro "Petróleo Refino y Tratamiento químico" de Wuithier, pag.1427,1428:

Velocidad del viento = 15 millas/hr \leftrightarrow 25 Km/hr
 $\theta_a - \theta_p$ = Diferencia de Temperatura entre el ambiente y pared del tanque. Se asume = 25°C

Con estos dos datos se ingresa a un gráfico del que se obtiene: $h_o = 38$ Kcal/hr-m²-°C \leftrightarrow 7.8 Btu/hr-ft²-°F el que incluye los efectos de convección y radiación.

2.4. Cálculo de h_1

Continuamos con el procedimiento del mismo autor:

$$h_1 = 75 \times \left[\frac{\theta_p - \theta_l}{\nu} \right]^{1/3}$$

Donde:

- θ_p = Temperatura de la pared = 7°C
- θ_l = Temperatura de líquido = -18°C
- ν = viscosidad cinemática = 0.1148 centistoke

Reemplazando valores obtenemos: $h_1 = 450$ Kcal/hr-mt²-°C
 = 92 Btu/hr-ft²-°F

2.5. Cálculo de U como función de r_3

$$\frac{1}{U} = \frac{r_3}{301.8} + \frac{r_3 \times 0.0211}{25} + \frac{r_3 \times \ln(r_3/3.35)}{0.017} + \frac{1}{8}$$

2.6. Ecuación para Area de transferencia:

$$A = 2 \pi r_s L + 0.8 \times 4 \pi r_s^2$$

El primer sumando corresponde a la porción cilíndrica del tanque, y el segundo a los cabezales semielípticos.

2.7. Ecuación para cálculo de calor transferido

$$QT = U \times A \times \Delta T$$

ΔT = diferencia de Temperatura entre el aire y el CO₂ líquido = 90°F

2.8. Volumen del aislante

$$VA = \pi (r_s^2 - 3.35^2) L + 8 \pi \times (r_s^3 - 3.35^3) / 12$$

Donde :

VA es el volumen del aislamiento en ft³.

El primer sumando corresponde al volumen de la parte cilíndrica, y el segundo a la parte semi-elíptica.

L, es la longitud del tanque en pies.

2.9. Peso del aislamiento:

$$PA = VA \times 2.8$$

Donde PA es el peso del aislamiento en libras.

2.10 Inversión en aislamiento (sólo material y mano de Obra)

$$IA = 2.3 \times A + 15 \times PA$$

Donde el primer sumando corresponde a la mano de obra por instalación del aislamiento, y el segundo al costo del material. El valor de IA está en US\$

2.11 Cargos fijos por aislamiento

Se asume que los cargos fijos son por mantenimiento y depreciación equivalente al 30% de la inversión.

$$CFA = 0.3 \times IA$$

2.12 CO₂ gaseoso generado en el tanque de Almacenamiento

$$FCG = (FC1 \times f1 \times 2.2 + Q / \lambda_c) \times RC$$

Donde:

FCG = Flujo de CO₂ gas generado, lb/hr

FC1 = Flujo de CO₂ proveniente de Zona Licuefacción.

- $= 523.48 \text{ kg / hr} \leftrightarrow 1151.6 \text{ lb / hr.}$
 $f_1 =$ Fracción de FC1 que se vaporiza por expansión en la válvula LCV-152 = 0.051
 $\lambda_c =$ Calor latente de vaporización de CO_2 a 300 psig = 120 Btu/lb

2.13 Compresor de recirculación de CO_2 vaporizado en tanque.

a. Potencia

$$\text{PotC} = 8 \times \text{FCG} \times 0.293 \times 10^{-3} \frac{\text{Kw-h}}{\text{Btu}} \times 1.34 \frac{\text{HP}}{\text{Kw}}$$

$$\text{PotC} = 0.0019631 \times \text{FCG}$$

b. Costo del equipo

Aplicamos nomogramas de la obra de Peters & Timmerhaus:

$$\text{CComp} = 2531 \times (\text{PotC})^{0.674}$$

Donde CComp es el costo del compresor en US\$.

c. Costos operativos:

- Gastos mantto = $0.20 \times \text{CComp}$
- Gastos electricidad = $0.5749 \times \text{FCG}$
- CO1 = $0.2 \times \text{CComp} + 0.5749 \times \text{FCG}$

Donde CO1 son los costos operativos atribuidos al compresor de recirculación de CO_2 .

2.14 Sistema de refrigeración:

a. Flujo de Refrigerante

$$\text{FNH}_3 = \text{FCG} \times \lambda_c / \lambda_v$$

Donde:

$\lambda_c =$ Calor de condensación del CO_2 en evaporador

$\lambda_v =$ Calor de evaporación del NH_3 en evaporador

b. Trabajo en Compresor de Amoníaco

$$\text{PotN} = 171.8 \times \text{FNH}_3 \times 0.293 \times 10^{-3} \frac{\text{Kw-h}}{\text{Btu}} \times 1.34 \frac{\text{HP}}{\text{Kw}}$$

$$\text{PotN} = 0.0675 \times \text{FNH}_3$$

c. Consumo de Agua de enfriamiento en condensador:

Se asume un diferencial de 14°F entre la entrada y salida del agua de enfriamiento :

$$CW = \frac{619.3 \times FNH_3}{14^\circ F \times 1 \text{ Btu/lb}^\circ F}$$

Donde CW es el flujo de Agua de enfriamiento en Lb/hr.

2.15 Costo de Sistema de refrigeración

De acuerdo a nomogramas de Peters & Timmerhaus :

$$CSR = 4500 \times (QE / 12,000)^{0.8237}$$

$$QE = FCG \times 120$$

Donde:

- CSR es el costo de un sistema de refrigeración en US\$
- QE es el calor transferido en el evaporador, Btu/Lb

2.16 Costos operativos de sistema de refrigeración:

a. Mantenimiento:

$$CMSR = 0.20 \times CSR$$

Donde CMSR es el costo de mantenimiento en US\$/año

b. Costo de Agua de enfriamiento

$$CCW = CW \times 1.15 \times 10^{-4} \times 7200 \text{ hr/año}$$

Donde CCW es el costo por consumo de agua de enfriamiento en US\$/año.

c. Costo por Energía eléctrica.

$$CEE = PotN \times 5.45 \times 10^{-2} \times 7200 \text{ hr/año.}$$

Donde CEE = Costo por Energía eléctrica en US\$/año.

d. Costo operativo del Sistema de refrigeración:

$$COSR = CMSR + CCW + CEE$$

2.17 Costo operativo Facilidades para condensar vapores de CO₂

$$COF = CO1 + COSR$$

2.18 Costo operativo total

$$COT = COF + CFA$$

Donde COT = Costo operativo total en US\$/año
COF = Costo operativo de facilidades en US\$/año
CFA = Cargos fijos de aislamiento

2.18 Procedimiento empleado para determinar espesor óptimo

Se elaboró la tabla 3.6 del capítulo 3, para evaluar los costos operativos de diferentes espesores. Se obtuvo el espesor óptimo para el valor de menor costo operativo total.

Resultado Espesor óptimo = 2.8 pulgadas.

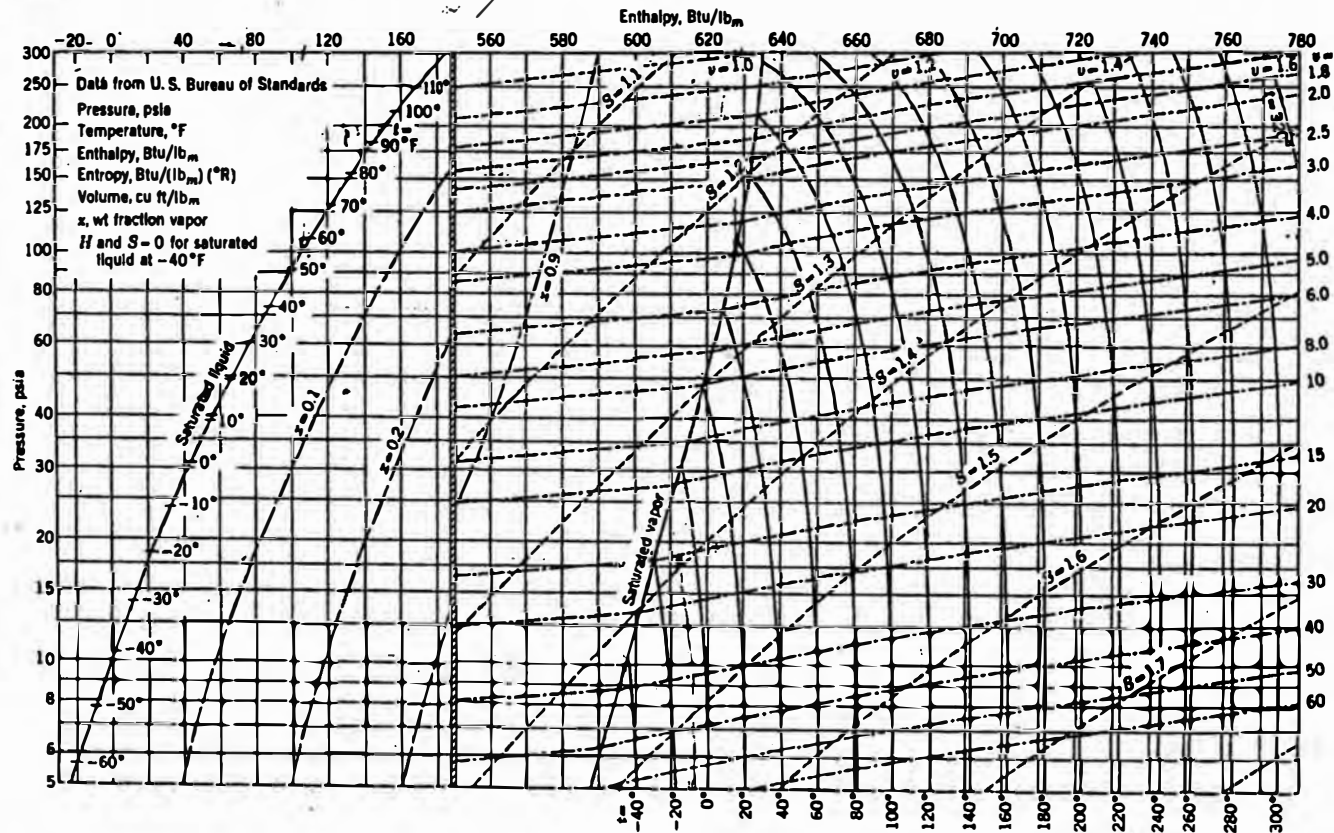


Fig. 12-7. Pressure-enthalpy diagram for ammonia.

Figura B.1

ANEXO C

ANEXO C

```

REM JPMCALC 1.0 Programa de calculo de intercambiadores de calor
REM Calculos para casos en que no hay cambio de Fase
DECLARE SUB continua ( )
DECLARE SUB MLTD (Thin!, Thout!, Tcin!, Tcout!, DML!, PO!, RO!, FO!)
DECLARE SUB espesor (AZO, P!, T!, D!, TH!)
DECLARE SUB PDIS (P!, T1!, T2!, PD!, TD!)
DECLARE SUB datos ( )
DECLARE SUB center (ZQ, ZII!)
DECLARE SUB propiedades (A1Q, T1!, T2!, PO!, F!, CP!, RHO!, MU!, Ko!)
DECLARE SUB num (KX, numero!)
COMMON SHARED SMT
DEF FNREYNOLDS (D, G, Visc)
FNREYNOLDS = D * G / (12 * Visc) * D(in),8(lb/hr-ft2),Visc(lb/hr-ft)
END DEF
DEF FNPRANDTL (CP, Visc, K)
FNPRANDTL = CP * Visc / K * CP(BTU/Lb-°F),Visc(lb/hr-ft),K(BTU/Hr-ft-°F)
END DEF

OPTION BASE 1
DIM SHARED digis(12), Tdext(5), TPitch(5), TDeq(5), CDext(5), CPitch(5), CDeq(5)
DIM SHARED cascos(16), BW9(12), EmpT(12)

CALL datos
DATA 0.75,0.9375,0.95,0.75,1.0,0.75,1.0,1.25,0.72,1.25,1.5625,0.91,1.5,1.875,1.08
DATA 0.75,1.0,0.45,1.0,1.25,0.49,1.25,1.5,1.25,1.25,1.5,1.5,1.875,1.48
DATA 8,10,12,13,25,19,25,17,25,19,25,21,25,23,25,25,27,29,31,33,35,37
DATA 7,0.180,8,0.185,10,0.134,11,0.120,12,0.109,13,0.095,14,0.083,15,0.072,16,0.065,17,0.058,18,0.049,20,0.035

REM seleccion de tipo de calculo
aster: CLS
AS = "MENU PRINCIPAL:"; CALL center(AS, 10)
LOCATE 13, 20: PRINT "1.Evaluacion de Intercambiador existente"
LOCATE 15, 20: PRINT "2.Diseño de nuevo intercambiador"
LOCATE 17, 20: PRINT "3.Salir del programa"
DO
LOCATE 19, 20: PRINT "Escoja su opcion:"; CALL num(1, C80)
LOOP UNTIL C80 = 1 OR C80 = 2 OR C80 = 3
IF C80 = 3 THEN
CLS
END
END IF

REM Seleccion de fluido
CLS
AS = "Selecciones El fluido lado del Casco": CALL center(AS, 10)
LOCATE 13, 28: PRINT "1.CO2 gas"
LOCATE 15, 28: PRINT "2.H2O liq."
LOCATE 17, 28: PRINT "3.Otro fluido"
DO
LOCATE 19, 28: PRINT "Escoja su opcion:"; CALL num(1, FC)
LOOP UNTIL FC = 1 OR FC = 2 OR FC = 3
CLS
AS = "Selecciones el fluido lado del Tubo": CALL center(AS, 10)
LOCATE 13, 28: PRINT "1.CO2 gas"
LOCATE 15, 28: PRINT "2.H2O liq."
LOCATE 17, 28: PRINT "3.Otro fluido"
DO
LOCATE 19, 28: PRINT "Escoja su opcion:"; CALL num(1, FT)
LOOP UNTIL FT = 1 OR FT = 2 OR FT = 3
CLS
AS = "Indique el lado del fluido Caliente": CALL center(AS, 10)
LOCATE 13, 28: PRINT "1.Casco"
LOCATE 15, 28: PRINT "2.Tubos"
DO
LOCATE 17, 28: PRINT "Escoja su opcion:"; CALL num(1, C81)
LOOP UNTIL C81 = 1 OR C81 = 2

REM INGRESO DE DATOS DE PROCESO
CLS
AS = "Ingreso datos de proceso": CALL center(AS, 8); COLOR 0, 7
LOCATE 10, 50: PRINT "Lado Casco"; LOCATE 10, 70: PRINT "Lado Tubo"
LOCATE 12, 10: COLOR 7, 0: PRINT "Temperatura de entrada (°C)"
LOCATE 14, 10: PRINT "Temperatura de salida (°C)"
LOCATE 16, 10: PRINT "Presion de Operacion (ata Abs.)"
LOCATE 18, 10: PRINT "Flujo Masico (Kg/hr)"
LOCATE 20, 10: PRINT "Factor Ensuciamiento (at2-hr-°C/kcal)"
LOCATE 12, 50: CALL num(10, TIC); TIC = TIC + 273
LOCATE 14, 50: CALL num(10, TOC); TOC = TOC + 273
LOCATE 16, 50: CALL num(10, POC)
LOCATE 18, 50: CALL num(10, FMC)
LOCATE 20, 50: CALL num(10, RO)

LOCATE 12, 70: CALL num(10, TIT); TIT = TIT + 273
LOCATE 14, 70: CALL num(10, TOT); TOT = TOT + 273
LOCATE 16, 70: CALL num(10, POT)
LOCATE 18, 70: CALL num(10, FMT)
LOCATE 20, 70: CALL num(10, RI)
CALL continua

REM Calculo de propiedades del fluido del casco
CALL propiedades("CASCO", TIC, TOC, POC, FC, CPC, RHO, MUC, KoC)
TC = (TIC + TOC) / 2; TCK = (TIC + TOC) / 2
REM Calculo de propiedades del fluido del tubo
CALL propiedades("TUBO", TIT, TOT, POT, FT, CPT, RHO, MUT, KoT)
TT = (TIT + TOT) / 2; TTK = (TIT + TOT) / 2

REM Ingreso de estadios de Duty y Uo
CLS
AS = "Ingreso de Estadios de Carga calorica y": CALL center(AS, 10)
AS = "Coeficiente Global de transferencia de calor": CALL center(AS, 11)
LOCATE 14, 15: PRINT "Carga Calorica (Kcal/Hr)=", TAB(50); CALL num(10, QT)
LOCATE 16, 15: PRINT "Uo estiado (Kcal/hr-at2-°C)=", TAB(50); CALL num(10, Uo)
LOCATE 18, 15: PRINT "Numero de pases lado del Tubo=", TAB(50); CALL num(2, NP)
CALL continua

REM calculo de DMLT,P,R,y F
SELECT CASE C81
CASE 1
REM El fluido caliente va por el casco
CALL MLTD(TIC, TOC, TIT, TOT, DMLT, P, R, F)
CASE 2
REM El fluido caliente va por el tubo
CALL MLTD(TIT, TOT, TIC, TOC, DMLT, P, R, F)
END SELECT
REM calculo de temperatura y Presion de diseño
CALL PDIS(POC, TIC, TOC, POC, TDC)
CALL PDIS(POT, TIT, TOT, PDT, TDT)

REM cambio a unidades Inglesas:
TC1 = TC * 1.8 + 32; TT1 = TT * 1.8 + 32
TDC1 = TDC * 1.8 + 32; TDT1 = TDT * 1.8 + 32
POC1 = POC * 14.696; POT1 = POT * 14.696
PDC1 = PDC * 14.696; PDT1 = PDT * 14.696
FMC1 = FMC * 2.2; FMT1 = FMT * 2.2
RHO1 = RHO * 4.8828; RI1 = RI * 4.8828
CPC1 = CPC * CPT
RHO1 = RHO * 62.34; RHO1 = RHO * 62.34
MUC1 = MUC * 2.42; MUT1 = MUT * 2.42
KoC1 = KoC / 1.4886; KoT1 = KoT / 1.4886
DMLT1 = DMLT * 1.8
QT1 = QT / .292
Uo1 = Uo * .20489
°F
°F
PSI
PSI
Lb/Hr
BTU/Lb-°F
Lb/ft3
Lb/Hr-ft
BTU/ft2-Hr-°F/ft
BTU/Hr

REM Arreglo de tubos
CLS
AS = "Selecciones el arreglo de los Tubos": CALL center(AS, 8)
LOCATE 12, 30: PRINT "1.Triangular"
LOCATE 14, 30: PRINT "2.Cuadrado"
DO
LOCATE 20, 30: PRINT "Ingreso su opcion:"; CALL num(1, arr)
LOOP UNTIL arr = 1 OR arr = 2
CLS
SELECT CASE arr
CASE 1
Arreglo = "Triangular"

```

```

AS = "Seleccione el Diametro externo y espaciado de los tubos ": CALL center(A0, 8)
AS = "(Arreglo de tubos Triangular)": CALL center(A0, 9)
LOCATE 12, 20: PRINT "1. Do=0.75 pulg Pitch=0.5375 pulg"
LOCATE 14, 20: PRINT "2. Do=0.75 pulg Pitch=1.0000 pulg"
LOCATE 16, 20: PRINT "3. Do=1.00 pulg Pitch=1.2500 pulg"
LOCATE 18, 20: PRINT "4. Do=1.25 pulg Pitch=1.5625 pulg"
LOCATE 20, 20: PRINT "5. Do=1.50 pulg Pitch=1.8750 pulg"
DO
LOCATE 22, 30: PRINT "Escoja su Opcion: "; CALL num(1, J)
LOOP UNTIL J = 1 OR J = 2 OR J = 3 OR J = 4 OR J = 5
DOT = TDoxt(J); Pitch = TPitch(J); Deq = TDeq(J)
K1 = 1.08; K2 = -.9; K3 = .67; K4 = -.8; K5 = 1.223
CASE 2
Arreglo = "Cuadrado"
AS = "Seleccione el Diametro externo y espaciado de los tubos ": CALL center(A0, 8)
AS = "(Arreglo de tubos Cuadrado)": CALL center(A0, 9)
LOCATE 12, 20: PRINT "1. Do=0.75 pulg Pitch=1.0000 pulg"
LOCATE 14, 20: PRINT "2. Do=1.00 pulg Pitch=1.2500 pulg"
LOCATE 16, 20: PRINT "3. Do=1.25 pulg Pitch=1.5625 pulg"
LOCATE 18, 20: PRINT "4. Do=1.50 pulg Pitch=1.8750 pulg"
DO
LOCATE 20, 30: PRINT "Escoja su Opcion: "; CALL num(1, J)
LOOP UNTIL J = 1 OR J = 2 OR J = 3 OR J = 4
DOT = CDoxt(J); Pitch = CPitch(J); Deq = CDeq(J)
K1 = -1.04; K2 = -.1; K3 = .43; K4 = -.29; K5 = 1
END SELECT
IF C80 = 1 THEN
CLB
AS = "Ingresar los siguientes datos: "; CALL center(A0, 4)
LOCATE 8, 10: PRINT "Presion de Diseo de tubos(atm)"; TAB(55); CALL num(6, PDT)
LOCATE 10, 10: PRINT "Presion de Diseo del Casco(atm)"; TAB(55); CALL num(6, PDC)
LOCATE 12, 10: PRINT "Temperatura de Diseo de Tubos(C)"; TAB(55); CALL num(6, TDT)
LOCATE 14, 10: PRINT "Temperatura de diseo del casco(C)"; TAB(55); CALL num(6, TDC)
LOCATE 16, 10: PRINT "Espesor de los tubos(pulg)"; TAB(55); CALL num(6, TMT)
LOCATE 18, 10: PRINT "Diametro interior del Casco(pulg)"; TAB(55); CALL num(6, DIC1)
LOCATE 20, 10: PRINT "Numero de tubos"; TAB(55); CALL num(6, NT)
LOCATE 22, 10: PRINT "Separacion de Baffles(pulg)"; TAB(55); CALL num(6, BAFFLE)
END IF
CLB
AS = "Especifique las siguientes consideraciones para el Diseo: "; CALL center(A0, 10)
LOCATE 14, 10: PRINT "Longitud del tubo (8/12/14/20 Ft)"; TAB(60); CALL num(8, LT)
LOCATE 16, 10: PRINT "Corrosion Allowance (pulg)"; TAB(60); CALL num(10, Callow)
LOCATE 18, 10: PRINT "Conductividad Termica del Tubo(kcal/hr-ft-C)"; TAB(60); CALL num(8, KTT)
KTT1 = KTT * .6722
CALL continua
IF C80 = 2 THEN
IF F < .8 THEN GOTO finalpp
AREA = GT / (Uo * DMLT * F)
AREA1 = AREA * 10.7642
REM calculo del espesor del tubo
CALL espesor(TUBO, PDT, TDT, DOT, TMT)
IF TMT = 0 THEN GOTO finalpp
REM Estadio del Diametro del casco
I = 0; flag = 1
WHILE flag
I = I + 1
IF I = 17 THEN
CLB
AS = "No se puede seguir con los calculos..."; CALL center(A0, 10)
AS = "El diametro de casco requerido excede los"; CALL center(A0, 11)
AS = "estandares considerados en el presente programa"; CALL center(A0, 12)
AS = "Le sugerimos probar con tubos de mayor Longitud..."; CALL center(A0, 13)
GOTO finalpp
END IF
NT2 = (casco(I) - K1) ^ 2 * 3.1416 / 4 + K2 - Pitch * (casco(I) - K1) * (K3 * NP + K4)
NT = INT(NT1 / NT2)
SFT = 3.1416 * DOT / 12
IF NT * LT * SFT > AREA1 THEN
flag = 0
DIC1 = casco(I)
END IF
WEND
REM Calculo del espesor del casco
CALL espesor("CASCO", PDC1, TDC1, DIC1, TNC)
REM seleccion de espaciado de baffles
CLB
AS = "Selección del espaciado entre baffles"; CALL center(A0, 10)
AS = "De acuerdo a normas de TEMA usted puede seleccionar espaciados"; CALL center(A0, 12)
AS = "desde 1/5 hasta 1 diametro interno del casco"; CALL center(A0, 13)
LOCATE 15, 10: PRINT "En su caso el espaciado puede ser de "; DIC1 / 5; " hasta "; DIC1; " pulgadas"
LOCATE 18, 20: PRINT "ingrese el dato: "; CALL num(10, BAFFLE)
END IF
DIT = DOT - 2 * TMT
AFT = 3.1416 * DIT ^ 2 / 4
AET = 3.1416 * DOT ^ 2 / 4
SFT = 3.1416 * DOT / 12
AreaC1 = NT * LT * SFT
AreaC = AreaC1 * .0929
RM = TMT * DOT / (12 * KTT1 * (DOT - TMT))
REM Calculo del coeficiente de pelicula lado del tubo
ST = FMT1 * 144 * NP / (NT * AFT)
ReT = FNREYNOLDS(DIT, ST, MU1)
PrT = FNPRANDTL(CPT1, MU1, Ko1)
IF ReT > 10000 THEN
HI = 12 * .027 * Ko1 * ReT ^ .8 * PrT ^ (1 / 3) / DIT
ELSE
CLB
AS = "Calculo de Coeficiente de pelicula del tubo"; CALL center(A0, 10)
AS = "Ingresar valor de Jh de la figura 24 del Libro"; CALL center(A0, 12)
AS = "Heat Transfer Processa de D.Kern"; CALL center(A0, 13)
LOCATE 15, 10: PRINT "Para un valor de Reynolds"; ReT
LOCATE 17, 10: PRINT "El valor correspondiente de Jh"; CALL num(10, JHT)
HI = 12 * JHT * Ko1 * PrT ^ (1 / 3) / DIT
END IF
HIO = HI * DIT / DOT
REM calculo del coeficiente de pelicula del casco
Aash11 = (DIC1 * (Pitch - DOT) * BAFFLE) / (144 * Pitch)
SC = FNCCI / Aash11
ReC = FNREYNOLDS(Deq, SC, MU1)
PrC = FNPRANDL(CPC1, MU1, KoC1)
IF (ReC > 2000) AND (ReC < 1000000) THEN
HO = 12 * .36 * KoC1 * ReC ^ .55 * PrC ^ (1 / 3) / Deq
ELSE
CLB
AS = "Calculo de Coeficiente de pelicula del Casco"; CALL center(A0, 10)
AS = "Ingresar valor de Jh de la figura 28 del Libro"; CALL center(A0, 12)
AS = "Heat Transfer Processa de D.Kern"; CALL center(A0, 13)
LOCATE 15, 10: PRINT "Para un valor de Reynolds"; ReC
LOCATE 17, 10: PRINT "El valor correspondiente de Jh"; CALL num(10, JMC)
HO = 12 * JMC * KoC1 * PrC ^ (1 / 3) / Deq
END IF
REM calculo del Coeficiente Global de Transf. de calor
RO = 1 / HO + RO + RI * (DOT / DIT) + 1 / HIO + RW
US1 = 1 / RO
US = US1 * 4.8528
REM calculo de Area en exceso
Aexc = 100 * (AreaC1 * DMLT1 * F * US1 - GT1) / GT1
REM Calculo salida de Presion Lado del tubo
CLB
AS = "Calculo de Caída de Presion lado TUBOS"; CALL center(A0, 10)
LOCATE 12, 10: PRINT "Obtenga el factor de Friccion de la fig.26 del Kern"
LOCATE 14, 10: PRINT "para un Numero de Reynolds"; ReT
LOCATE 16, 10: PRINT "Factor f (pulg2/lb2)"; CALL num(8, FFT)
DP1 = FFT * ST ^ 2 * LT * NP / (5.22E+10 * DIT * RHO7)

```

```

VT = BT / (3600 * RHOT1)
DP2 = 4 * NP * VT ^ 2 / (RHOT * 2 * 32.2)
DPT1 = DP1 + DP2
DPT = DPT1 / 14.73
*PBI

REM Calculo de la caida de presion por el lado del casco
CLS
AS = "Calculo de Caída de Presion lado CASCO": CALL center(A$, 10)
LOCATE 12, 10: PRINT "Obtenga el factor de Friccion de la Fig.29 del
LOCATE 14, 10: PRINT "para un Numero de Reynolds = ", ReC
LOCATE 16, 10: PRINT "Factor f (pulg2/pie2) = "; CALL num(S, FFC)
NC = 12 * LT / BAFFLE - 1
DPC1 = (FFC * 8C ^ 2 * DIC1 * (NC + 1)) / (3.22E+10 * Deq * RHOC)
DPC = DPC1 / 14.73
*PBI

```

```

REM results display
CLS
AS = "REPORTE DE RESULTADOS": CALL center(A$, 1)
LOCATE 3, 40: PRINT "LADO DEL CASCO": TAB(40); "LADO DEL TUBO"
LOCATE 4, 1: PRINT "Temperatura de Entrada (°C)": TAB(40); TIC; TAB(60); TIT
PRINT "Temperatura de Salida (°C)": TAB(40); TUC; TAB(60); TOT
PRINT "Presion de Operacion (atm)": TAB(40); POC; TAB(60); POT
PRINT "Calor especifico (cal/gr-°C)": TAB(40); CPC; TAB(60); CPT
PRINT "Densidad (gr/cc)": TAB(40); RHOC; TAB(60); RHOT
PRINT "Viscosidad (Centipoise)": TAB(40); MUC; TAB(60); MUT
PRINT "Conductividad Termica (Kcal/hr-at-°C)": TAB(40); KoC; TAB(60); KoT
PRINT "Fouling factor (hr-at2-°C/Kcal)": TAB(40); RO; TAB(60); RI
PRINT "Flujo Masico (Kg/hr)": TAB(40); FMC; TAB(60); FMT
PRINT "Diámetro de Flujo (Pulg)": TAB(40); Deq; TAB(60); DIT
PRINT "Area de Flujo (ft2)": TAB(40); Ashell; TAB(60); AFT / 144
PRINT "Numero de Reynolds Calculado": TAB(40); ReC; TAB(60); ReT
PRINT "Numero de Prandtl Calculado": TAB(40); PrC; TAB(60); PrT
PRINT "Coeficiente Pelicula (Kcal/hr-at2-°C)": TAB(40); HO * 4.88; TAB(60); HI * 4.88
PRINT "Velocidad Superficial(Lb/hr-ft2)": TAB(40); SC; TAB(60); ST
PRINT "Caída de Presion (atm)": TAB(40); DPC; TAB(60); DPT
CALL continua

```

```

CLS
AS = "REPORTE DE RESULTADOS": CALL center(A$, 1); LOCATE 3, 1
PRINT "DMLT (°C)": TAB(50); DMLT
PRINT "Factor de Correccion de DMLT": TAB(50); F
PRINT "Coeficiente Global(Kcal/Hr-at2-°C)": TAB(50); UG
PRINT "Espesor del Tubo (pulg)": TAB(50); TMT
PRINT "Longitud del tubo (ft)": TAB(50); LT
PRINT "Numero de tubos": TAB(50); NT
PRINT "Numero de pasos": TAB(50); NP
PRINT "Area de transferencia (ft2)": TAB(50); AreaC1
PRINT "Diámetro interior del casco (pulg)": TAB(50); DIC1
PRINT "Separacion entre Baffle": TAB(50); BAFFLE
PRINT "Arreglo de tubos": TAB(50); Arreglos
PRINT "Pitch (pulg.)": TAB(50); Pitch
PRINT "Area Exceso (X)": TAB(50); Aexc

```

```

DO
LOCATE 20, 10: INPUT "Desea un Reporte Impreso? (S/N)", R$
LOOP UNTIL R$ = "S" OR R$ = "N" OR R$ = "n" OR R$ = "n"
Impresion: CLS
IF (R$ = "S") OR (R$ = "s") THEN
WIDTH "LPT1:"; 80
CLS; LOCATE 10, 20: INPUT "Nombre del intercambiador:", NHE$
CLS; AS = "Impriendo...": CALL center(A$, 10)
LPRINT CHR$(27); "E"; "JPMCALC"; "V1.0"; 1989"
LPRINT "Calculo de Intercambiadores de Calor"
LPRINT "Nombre del Equipo:"; NHE$
LPRINT "Reporte de Datos y Resultados:"; CHR$(27); "F"
LPRINT TAB(40); "LADO DEL CASCO"; TAB(60); "LADO DEL TUBO"
LPRINT "LPRINT
LPRINT "Temperatura de Entrada (°C)": TAB(40); TIC; TAB(60); TIT
LPRINT "Temperatura de Salida (°C)": TAB(40); TUC; TAB(60); TOT
LPRINT "Presion de Operacion (atm)": TAB(40); POC; TAB(60); POT
LPRINT "Calor especifico (cal/gr-°C)": TAB(40); CPC; TAB(60); CPT
LPRINT "Densidad (gr/cc)": TAB(40); RHOC; TAB(60); RHOT
LPRINT "Viscosidad (Centipoise)": TAB(40); MUC; TAB(60); MUT
LPRINT "Conductividad Termica (Kcal/hr-at-°C)": TAB(40); KoC; TAB(60); KoT
LPRINT "Fouling factor (hr-at2-°C/Kcal)": TAB(40); RO; TAB(60); RI
LPRINT "Flujo Masico (Kg/hr)": TAB(40); FMC; TAB(60); FMT
LPRINT "Diámetro de Flujo (Pulg)": TAB(40); Deq; TAB(60); DIT
LPRINT "Area de Flujo (ft2)": TAB(40); Ashell; TAB(60); AFT / 144
LPRINT "Numero de Reynolds Calculado": TAB(40); ReC; TAB(60); ReT
LPRINT "Numero de Prandtl Calculado": TAB(40); PrC; TAB(60); PrT
LPRINT "Coeficiente Pelicula (Kcal/hr-at2-°C)": TAB(40); HO * 4.88; TAB(60); HI * 4.88
LPRINT "Velocidad Superficial(Lb/hr-ft2)": TAB(40); SC; TAB(60); ST
LPRINT "Caída de Presion (atm)": TAB(40); DPC; TAB(60); DPT
LPRINT "Calor transferido (kcal/hr)": TAB(50); QT
LPRINT "DMLT (°C)": TAB(50); DMLT
LPRINT "Factor de Correccion de DMLT": TAB(50); F
LPRINT "Coeficiente Global(Kcal/Hr-at2-°C)": TAB(50); UG
LPRINT "Espesor del Tubo (mm)": TAB(50); TMT * 25.4
LPRINT "Calibre BMS del Tubo": TAB(50); BMS
LPRINT "Longitud del tubo (at)": TAB(50); LT / 3.28
LPRINT "Numero de tubos": TAB(50); NT
LPRINT "Numero de pasos": TAB(50); NP
LPRINT "Area de transferencia (at2)": TAB(50); AreaC
LPRINT "Diámetro interior del casco (mm)": TAB(50); DIC1 * 25.4
LPRINT "Espesor del casco (mm)": TAB(50); TMC * 25.4
LPRINT "Separacion entre Baffles(mm)": TAB(50); BAFFLE * 25.4
LPRINT "Arreglo de tubos": TAB(50); Arreglos
LPRINT "Pitch (pulg.)": TAB(50); Pitch
LPRINT "Area Exceso (X)": TAB(50); Aexc

```

```

END IF
CLS
DO
LOCATE 10, 20: INPUT "Desea otra impresion?", R$
LOOP UNTIL R$ = "S" OR R$ = "s" OR R$ = "N" OR R$ = "n"
IF (R$ = "S") OR (R$ = "s") THEN BOTO impresion
finalpp: BOTO aster

```

```

SUB center (Z$, Z1)
L = 40 - LEN(Z$) / 2
LOCATE Z1, L
COLOR 0; 7
PRINT Z$;
COLOR 7, 0
END SUB

```

```

SUB continua
AS = "Pulse cualquier tecla para continuar...": CALL center(A$, 23)
OP$ = ""
DO
OP$ = INKEY$
LOOP UNTIL OP$ <> ""
END SUB

```

```

SUB datos
REM Data de arreglo de tubos
FOR I = 1 TO 3
READ Tdext(I), TPitch(I), TDeq(I)
NEXT I
FOR I = 1 TO 4
READ Cdext(I), CPitch(I), CDeq(I)
NEXT I
FOR I = 1 TO 16
READ cascos(I)
NEXT I
FOR I = 1 TO 12
READ BMS(I), EspT(I)
NEXT I
END SUB

```

```

SUB espesor (A2$, P, T, D, TH)
SHARED Callow
CLS
AS = "Calculo del Espesor del " + A2$: CALL center(A$, 4)
AS = "Ingrese los siguientes datos para el material seleccionado": CALL center(A$, 8)
AS = "Ingresacion disponible en Tablas A-3 " A-4": CALL center(A$, 9)
AS = "Chemical Eng. Handbook 5th Ed.": CALL center(A$, 10)

```

```

LOCATE 12, 10: PRINT "Condiciones:", TAB(25), "PdiseRo=", P, "PSI", TAB(30), "PRINT "TdiseRo=", T, "P="
LOCATE 14, 20: PRINT "Esfuerzo permisible (Lb/pulg2) =", TAB(60), "CALL num(10, 5)
LOCATE 16, 20: PRINT "Factor de Soldadura de junta=", TAB(60), "CALL num(4, 5)
LOCATE 18, 20: PRINT "Factor Y del material seleccionado=", TAB(60), "CALL num(4, Y)
CALL continua

TM = P * S * D / (2 * S * E + P * S * Y) + Callow
IF A20 = "TUBO" THEN
  flag = 1
  N = 13
  WHILE flag
    N = N - 1
    IF N = 0 THEN
      CLS : AS = "No se pueden continuar con los calculos": CALL center(A0, 10)
      AS = "El espesor requerido para el tubo excede los estandares": CALL center(A0, 11)
      TM = 0
      CALL continua
      EXIT SUB
    END IF
    IF EspT(N) >= TM THEN
      flag = 0
      TM = EspT(N)
      BWST = BWB(N)
    END IF
  WEND
END IF
END SUB

SUB MLTD (Thin, Thout, Tcin, Tcout, DML, PO, RO, FO)
SHARED NP
DELTA1 = Thin - Tcout
DELTA2 = Thout - Tcin
IF DELTA1 = DELTA2 THEN
  DML = DELTA1
ELSE
  DML = (DELTA1 - DELTA2) / LOG(DELTA1 / DELTA2)
END IF
PO = (Tcout - Tcin) / (Thin - Tcin)
RO = (Thin - Thout) / (Tcout - Tcin)
SELECT CASE NP
CASE 1
  FO = 1
CASE 2
  F1 = SQR(RO ^ 2 + 1)
  F1A = 1 - PO; F1B = 1 - PO * RO
  F2 = F1 * LOG(F1A / F1B)
  F3 = RO - 1
  F4 = LOG((2 - PO * (RO + 1 - F1)) / (2 - PO * (RO + 1 + F1)))
  FO = F2 / (F3 * F4)
  IF FO < .8 THEN
    CLS
    AS = "El factor de correccion del DMLT es menor a 0.8": CALL center(A0, 11)
    AS = "Le sugerimos utilizar un intercambiador de otra configuracion": CALL center(A0, 12)
    CALL continua
  END IF
CASE ELSE
  CLS : AS = "Lo sentimos mucho...": CALL center(A0, 10)
  AS = "El programa solo acepta como maximo 2 pasos por tubo": CALL center(A0, 11)
LOCATE 14, 15: PRINT "Ingrese nuevo dato de Numero de pasos:" : CALL num(2, NP)
END SELECT
END SUB

SUB num (KX, numero)
flag = 0
x0 = " ": ver = CBRLIN: hor = POS(0)
LOCATE ver, hor, 1, 14, 13: COLOR 0, 7
PRINT STRING$(KX, " ")
N = 1

lazo1: COLOR 16, 7
LOCATE ver, hor + N - 1
PRINT " ": COLOR 0, 7
lazo2: DO
  digio(N) = INKEY$
  LOOP UNTIL digio(N) <> ""
  ca = ASC(digio(N))
  SELECT CASE ca
  CASE 8
    IF N > 1 THEN
      x0 = LEFT$(x0, LEN(x0) - 1)
      N = N - 1
      IF flag = 1 THEN
        flag = 0
        GOTO lazo1
      ELSE
        LOCATE ver, hor + N: PRINT " "
        GOTO lazo1
      END IF
    ELSE
      digio(N) = ""
    END IF
  CASE 13
    numero = VAL(x0): LOCATE ver, hor, 1, 13, 13
    COLOR 7, 0
    IF flag = 1 THEN
      PRINT x0
    ELSE
      PRINT x0 + STRING$(KX - LEN(x0), " ")
    END IF
    GOTO final
  CASE 45
    IF N = 1 THEN
      digio(N) = CHR$(45)
    ELSE
      digio(N) = ""
    END IF
  CASE 46
    digio(N) = CHR$(46)
    FOR JX = 1 TO N - 1
      IF digio(JX) = CHR$(46) THEN digio(N) = ""
    NEXT JX
    IF flag = 1 THEN digio(N) = ""
  CASE 48 TO 57
    digio(N) = CHR$(ca)
    IF flag = 1 THEN digio(N) = ""
  CASE ELSE
    digio(N) = ""
  END SELECT
  IF digio(N) = "" THEN GOTO lazo2
LOCATE ver, hor + N - 1
PRINT digio(N)
x0 = x0 + digio(N)
N = N + 1
IF N <= KX THEN
  GOTO lazo1
ELSE
  flag = 1: GOTO lazo2
END IF
final: END SUB

SUB propiedades (A10, T1, T2, PO, F, CP, RHO, MU, Ko)
flag = 1
CLS : AS = "Calculando propiedades...": CALL center(A0, 10)
SELECT CASE F
CASE 1
  REM el fluido es CO2 gaseoso
  PC = 72.79 : atn
  TC = 304.13 : °K
  VC = 92.843 : cc/mol
  M = 44.01 : gr/mol

```

```

M = .231
CpA = 6.8862; CpB = -.0019776; CPC = 4.7078E-05
CpD = -7.9139E-08; CpE = 3.2566E-11; CpF = -1.2508E-14

T = (T1 + T2) / 2
TR = T / TC

REM Correcciones para propiedades de los gases
CLS
A8 = "Correcciones para propiedades de gases Reales": CALL center(A8, 5)
A9 = "Lado del " + A10: CALL center(A9, 6)
A9 = "(Obtener los valores del Manual del Ing.Quimico/Secc.3/3ta.Ed.)": CALL center(A9, 7)
LOCATE 7, 20: PRINT "Presion reducida="; TAB(43); PRINT USING "99.99"; PO / PC
LOCATE 13, 20: PRINT "Temperatura reducida="; TAB(43); PRINT USING "99.99"; TR
LOCATE 13, 10: PRINT "Ingreso Cp de la Fig.3-53="; TAB(30); CALL num(8, DELTACP)
LOCATE 13, 10: PRINT "Ingreso K/k de la Fig.3-60="; TAB(30); CALL num(8, KR)
LOCATE 17, 10: PRINT "Ingreso μ/μ de la Fig.3-62="; TAB(30); CALL num(8, MUPMU1)
CLS: A9 = "Calculando propiedades...": CALL center(A9, 10)

REM calculo de Cp cal/g-°C
CPID = CpA + CpB * T ^ 2 + CPC * T ^ 3 + CpD * T ^ 4 + CpE * T ^ 5
CPV = CPID + DELTACP * cal/mol-°C
CP = CPV / M

REM Calculo de densidad gr/cc Metodo Redlich-Kwong
R = 82.05
ZO = 1.2
DO
  h = .0867 * (PO / PC) / (ZO * T / TC)
  A1 = (.4278 * R ^ 2 * TC ^ 2.5 / PC) / ((.0867 * R * TC / PC) * (R * T ^ 1.5))
  Z1 = 1 / (1 - h) - (A1 * h) / (1 + h)
  ZO = ZO - .001 * h
LOOP UNTIL ABS(Z1 - ZO) <= .01
V = Z1 * R * T / PO * cc/mol
RHO = 1 / V * mol/cc
RHO = M * RHO * gr/cc

REM Calculo de viscosidad Cpo
E = TC ^ (1 / 4) / (M ^ .5 * PC ^ (2 / 3))
MUO = (4.61 * TR ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * TR) + 1.94 * EXP(-4.058 * TR) + .1) / E
MU1 = MUO / 10000
MU = MU1 * MUPMU1
MU2 = (-5.4384 + .59427 * T - 2.5895E-04 * T ^ 2 + 6.4557E-08 * T ^ 3) / 10000

REM Calculo de conductividad termica Kcal/m-°C-hr
CO = 4.61; C = 6212; C1 = -10
TAU = 1 / T
KO = .00001 * CO * T ^ .5 / (1 + C * TAU * 10 ^ (C1 * TAU)) * cal/cm-sec-°K
K1 = KO * 360.
Ko = KR * K1

CASE 2
REM el fluido es agua liquida
PC = 218.29 * atm
TC = 447.35 * °K
VC = 63.494 * cc/mol
M = 18.02 * gr/mol
N = .348
CpLA = 52630; CpLB = 241.2; CpLC = -.8508
CpLD = .001; CpLE = 0
T = (T1 + T2) / 2
TR = T / TC
REM calculo de Cp cal/g-°C
CPID = CpLA + CpLB * T + CpLC * T ^ 2 + CpLD * T ^ 3 + CpLE * T ^ 4
CP = CPID / (M * 4186.8)

REM Calculo de densidad g/cc
Ad = 6.6137; Bd = 26214; Cd = 447.29; Dd = .23072
Yd = Ad / (Bd ^ (1 + (1 - T / Cd) ^ Dd)) * kg-mol/m3
RHO = Yd * M / 1000 * gr/cc

REM Calculo de viscosidad
Av = EXP(-6.340323196); Bv = 1871.77258758 * Centipoises
MU = Av * EXP(Bv / T)

REM Calculo de conductividad
Ko = .4874 + .4029 * (T - 273) / (TC - 273) * Kcal/m-h-°K

CASE ELSE
REM Si se trata de cualquier otro fluido
CLS
A8 = "Ingrese datos para el fluido del " + A10: CALL center(A8, 10)
LOCATE 12, 15: PRINT "A las condiciones de " PO; " atm, y " T; " °C"
LOCATE 14, 20: PRINT "Cp (cal/gr-°C)"; LOCATE 14, 30: CALL num(8, CP)
LOCATE 16, 20: PRINT "Densidad (gr/cc)"; LOCATE 16, 30: CALL num(8, RHO)
LOCATE 18, 20: PRINT "Viscosidad (Cpo)"; LOCATE 18, 30: CALL num(8, MU)
LOCATE 20, 20: PRINT "Cond.Termica(Kcal/h-m-°K)"; LOCATE 20, 30: CALL num(8, Ko)
flag = 0
CALL continua

END SELECT
IF flag = 1 THEN
  CLS
  A8 = "Propiedades para el fluido del " + A10: CALL center(A8, 10)
  LOCATE 14, 20: PRINT "Cp="; TAB(35); CP; TAB(50); "cal/gr-°C"
  LOCATE 16, 20: PRINT "Densidad="; TAB(35); RHO; TAB(50); "gr/cc"
  LOCATE 18, 20: PRINT "Viscosidad="; TAB(35); MU; TAB(50); "Centipoises"
  LOCATE 20, 20: PRINT "Ko="; TAB(35); Ko; TAB(50); "Kcal/h-m-°K"
  CALL continua
END IF
END SUB

SUB PTDIG (P, T1, T2, PD, TD)
PD = P * 1.1
IF PD < 1.7 THEN PD = 1.7
IF T1 > T2 THEN
  TD = T1 + 10
ELSE
  TD = T2 + 10
END IF
END SUB

```

ANEXO D

ANEXO D

```

DECLARE SUB PRTDIB(P, T, D, TH);
DECLARE SUB num (KX, NUMERO);
DECLARE SUB center (Z0, Z1);
DECLARE SUB continua ();
DECLARE SUB PROP (P, T, D, TH, VL);
REM Calculo de UFA1104
CLS
AS = "Calculo de Separador U-FA-1104"; CALL center(A0, 4)
AS = "Ingrese los siguientes datos requeridos para el calculo"; CALL center(A0, 8)
LOCATE 10, 15: PRINT "1. Flujo casico Total (Kg/hr)"; TAB(55); CALL num(8, FMT)
LOCATE 12, 15: PRINT "2. Fraccion de Liquido de la mezcla"; TAB(55); CALL num(8, YL)
LOCATE 14, 15: PRINT "3. Presion de Operacion (atma)"; TAB(55); CALL num(8, PO)
LOCATE 16, 15: PRINT "4. Temperatura de Operacion (°C)"; TAB(55); CALL num(8, Top)
LOCATE 18, 15: PRINT "5. Tiempo de Residencia (min)"; TAB(55); CALL num(8, TRes)
CALL continua
TopK = Top + 273.15
CALL PROP(PO, TopK, RHOB, RHOL, MUL)

VTB1 = .157 * ((RHOL - RHOB) / RHOB) ^ .5 'Ft/sec
VTB = VTB1 / 3.28 'at/sec

VTL1 = .62.4 * (RHOL - RHOB) * 32.2 * (.175 / 305) ^ 2 * 1488 / (18 * MUL)
VTL = VTL1 / 3.28 'at/sec

FMS = FMT * (1 - YL)
FML = FMT * YL

FVB = FMS / (RHOB * 1000) '(at3/Hr)
FVL = FML / (RHOL * 1000) '(at3/ Hr)
VOL = FVL * TRes * 2 / 60 '(at3)

flag = 1
WHILE flag
CLS
AS = "Ingrese Relacion L/D deseada para el Separador"; CALL center(A0, 10)
LOCATE 12, 30: PRINT "L/D ="; TAB(40); CALL num(8, LD)
DI = ((4 * VOL) / (3.1416 * LD)) ^ (1 / 3) 'at
L = LD * DI
AT = 3.1416 * DI ^ 2 / 4 'at2
AF = .5 * AT
VB = FVB / (AF * 3600) '(at/sec)
VL = FVL / (AF * 3600) '(at/sec)
IF (VB > VTB) OR (VL > VTL) THEN
CLS
AS = "La Relacion L/D seleccionada no satisface los estandares de Diseño"; CALL center(A0, 8)
AS = "Por Favor seleccion una relacion L/D menor..."; CALL center(A0, 10)
CALL continua
END IF
IF (VB < VTB) AND (VL < VTL) THEN flag = 0
WEND

REM calculo de Presion y Temperatura de diseño
CALL PTDIB(PO, Top, PDC, TDC)

REM calculo del espesor del casco
CALL ESPESOR(PDC, TDC, DI, TMC)

CLS
AS = "REPORTE DE RESULTADOS"; CALL center(A0, 2)
LOCATE 4, 15: PRINT "Presion (atma)"; TAB(50); PO
LOCATE 5, 15: PRINT "Temperatura de Operacion (°C)"; TAB(50); Top
LOCATE 6, 15: PRINT "Densidad del gas (gr/cc)"; TAB(50); RHOB
LOCATE 7, 15: PRINT "Densidad del liquido (gr/cc)"; TAB(50); RHOL
LOCATE 8, 15: PRINT "Viscosidad del liquido (Cpo)"; TAB(50); MUL
LOCATE 9, 15: PRINT "Flujo Total (Kg/hr)"; TAB(50); FMT
LOCATE 10, 15: PRINT "Fraccion de liquido"; TAB(50); YL
LOCATE 11, 15: PRINT "Flujo de Gas (Kg/hr)"; TAB(50); FMS
LOCATE 12, 15: PRINT "Flujo de Liquido (Kg/hr)"; TAB(50); FML
LOCATE 13, 15: PRINT "Tiempo de Residencia de Liquido (minutos)"; TRes
LOCATE 14, 15: PRINT "Volumen del UFA-1104 (at3)"; TAB(50); VOL
LOCATE 15, 15: PRINT "Diametro Interno del UFA-1104 (at)"; TAB(50); DI
LOCATE 16, 15: PRINT "Longitud del UFA-1104 (at)"; TAB(50); L
LOCATE 17, 15: PRINT "Presion de Diseño (atma)"; TAB(50); PDC
LOCATE 18, 15: PRINT "Temperatura de Diseño (°C)"; TAB(50); TDC
LOCATE 19, 15: PRINT "Espesor de Casco (mm)"; TAB(50); TMC
CALL continua

DO
LOCATE 22, 10: INPUT "Desea un reporte impreso? (S/N)", R0
LOOP UNTIL R0 = "S" OR R0 = "N" OR R0 = " " OR R0 = " "
CLS
IF (R0 = "S") OR (R0 = " ") THEN
WIDTH "LPT1:", 80
LPRINT CHR$(27); "E"; "Calculo del Separador UFA-1104"
LPRINT "Metodo de diseño: UOP"
LPRINT "Programa elaborado en QuickBasic por J.Palosino"
LPRINT TAB(25); "Reporte de datos y Resultados"; CHR$(27); "F"
LPRINT
LPRINT TAB(15); "Presion (atma)"; TAB(50); PO
LPRINT TAB(15); "Temperatura de Operacion (°C)"; TAB(50); Top
LPRINT TAB(15); "Densidad del gas (gr/cc)"; TAB(50); RHOB
LPRINT TAB(15); "Densidad del liquido (gr/cc)"; TAB(50); RHOL
LPRINT TAB(15); "Viscosidad del liquido (Cpo)"; TAB(50); MUL
LPRINT TAB(15); "Flujo Total (Kg/hr)"; TAB(50); FMT
LPRINT TAB(15); "Fraccion de liquido"; TAB(50); YL
LPRINT TAB(15); "Flujo de Gas (Kg/hr)"; TAB(50); FMS
LPRINT TAB(15); "Flujo de Liquido (Kg/hr)"; TAB(50); FML
LPRINT TAB(15); "Tiempo de Residencia de Liquido (minutos)"; TRes
LPRINT TAB(15); "Volumen del UFA-1104 (at3)"; TAB(50); VOL
LPRINT TAB(15); "Diametro Interno del UFA-1104 (at)"; TAB(50); DI
LPRINT TAB(15); "Longitud del UFA-1104 (at)"; TAB(50); L
LPRINT TAB(15); "Presion de Diseño (atma)"; TAB(50); PDC
LPRINT TAB(15); "Temperatura de Diseño (°C)"; TAB(50); TDC
LPRINT TAB(15); "Espesor de Casco (mm)"; TAB(50); TMC
END IF
END

SUB center (Z0, Z1)
L = 40 - LEN(Z0) / 2
LOCATE Z1, L
COLOR 0;
PRINT Z0;
COLOR 7, 0
END SUB

SUB continua
AS = "Pulse cualquier tecla para continuar..."; CALL center(A0, 23)
Ope = ""
DO
Ope = INKEY$
LOOP UNTIL Ope <> ""
END SUB

SUB ESPESOR (P, T, D, TH)
P1 = P * 14.7
T1 = T * 1.8 + 32
CLS
AS = "Calculo del Espesor del UFA-1104"; CALL center(A0, 4)
AS = "Ingrese los siguientes datos del material seleccionado"; CALL center(A0, 8)
AS = "Infronacion disponible en Tablas 4-3, 4-6"; CALL center(A0, 10)
AS = "(Chemical Engineering Handbook 5th Ed.)"; CALL center(A0, 10)
LOCATE 12, 10: PRINT "Condiciones"; TAB(25); "P diseño="; P1; "PBIA="; TAB(50); "T diseño="; T; "F="
LOCATE 14, 20: PRINT "Equero paralelible (lb/pulg2)"; TAB(40); CALL num(10, S)
LOCATE 16, 20: PRINT "Factor de soldadura de junta"; TAB(60); CALL num(4, E)
LOCATE 18, 20: PRINT "Factor Y del material seleccionado"; TAB(60); CALL num(4, Y)
LOCATE 20, 20: PRINT "Corrosion Allowance (pulg)"; TAB(60); CALL num(8, C)
CALL continua
TH1 = P1 * D / (2 * (S * E + P * Y)) + C
TH = TH1 * 25.4
END SUB

SUB num (KX, NUMERO)
flag = 0

```

```

x0 = "": var = C$RLIN: hor = POS(0)
LOCATE var, hor, 1, 14, 13: COLOR 0, 7
PRINT STRING$(K1, 1)
n = 1

lazo1: COLOR 16, 7
LOCATE var, hor + n - 1
PRINT " ": COLOR 0, 7
lazo2: DO
  dig10(n) = INKEY$
  LOOP UNTIL dig10(n) <> ""
  Ca = ASC(dig10(n))
  SELECT CASE Ca
    CASE 8
      IF n > 1 THEN
        x0 = LEFT$(x0, LEN(x0) - 1)
        n = n - 1
        IF flag = 1 THEN
          flag = 0
          GOTO lazo1
        ELSE
          LOCATE var, hor + n: PRINT " "
          GOTO lazo1
        END IF
      ELSE
        dig10(n) = ""
      END IF
    CASE 13
      NUMERO = VAL(x0): LOCATE var, hor, 1, 13, 13
      COLOR 7, 0:
      IF flag = 1 THEN
        PRINT x0
      ELSE
        PRINT x0 + STRING$(K1 - LEN(x0), " ")
      END IF
      EXIT SUB
    CASE 45
      IF n = 1 THEN
        dig10(n) = CHR$(45)
      ELSE
        dig10(n) = ""
      END IF
    CASE 46
      dig10(n) = CHR$(46)
      FOR j% = 1 TO n - 1
        IF dig10(j%) = CHR$(46) THEN dig10(n) = ""
      NEXT j%
      IF flag = 1 THEN dig10(n) = ""
    CASE 48 TO 57
      dig10(n) = CHR$(Ca)
      IF flag = 1 THEN dig10(n) = ""
    CASE ELSE
      dig10(n) = ""
  END SELECT
  IF dig10(n) = "" THEN GOTO lazo2
  LOCATE var, hor + n - 1
  PRINT dig10(n)
  x0 = x0 + dig10(n)
  n = n + 1
  IF n <= K1 THEN
    GOTO lazo1
  ELSE
    flag = 1: GOTO lazo2
  END IF
END SUB

SUB PROP (P, T, Dg, D1, VL)
PC = 72.77
TC = 304.15
VC = 72.843
M = 44.01

REM Densidad del gas Metodo Redlich-Kwong
R = 82.05
Z1 = 1
DO
  ZO = Z1
  h = .0867 $ (P / PC) / (ZO $ T / TC)
  A1 = (.4278 $ R ^ 2 $ TC ^ 2.5 / PC) / ((.0867 $ R $ TC / PC) $ (R $ T ^ 1.5))
  Z1 = 1 / (1 - h) - (A1 $ h) / (1 + h)
LOOP UNTIL ABS(Z1 - ZO) <= .01
V = Z1 $ R $ T / P : CC/MOL
Dg = 1 / V : MOL/CC
Dg = Dg $ M : BR/CC

REM Densidad del CO2 liquido
Ad = 2.4251
Bd = .24877
Cd = 304.2
Dd = 258.34
Yd = Ad / (Bd ^ (1 + (1 - T / Cd) ^ Dd)) : kg-mol/m3
D1 = Yd $ M / 1000 : gr/cc

REM Viscosidad del CO2 liquido
Av = 578.08
Bv = 189.24
VL = 10 ^ (Av $ (1 / T - 1 / Bv)) : Cpo

END SUB

SUB PTD10 (P, T, PD, TD)
PD = P $ 1.1
IF PD < 1.7 THEN PD = 1.7
TD = T + 10
END SUB

```

ANEXO E

ANEXO "E"**CALCULO DE VALVULAS DE CONTROL****1. GENERALIDADES**

Hemos decidido incluir un cálculo minucioso de las válvulas de control debido a que las condiciones en que se va trabajar son bastante peculiares, con flujos pequeños y caídas de presión grandes, por lo que se requiere no solamente determinar el Cv correctamente de la válvula, sino que dicha válvula exista en el mercado.

En el presente anexo calculamos como ejemplo el Cv para la válvula FCV-152 que es la de mayor caída de presión,

2. CALCULOS DE VALVULA PCV-152

Se ha empleado el método Masoneilan para el cálculo de las válvulas de control.

2.1. Términos a emplear

Cv = Coeficiente de flujo de válvula, adimensional
 Cf = Factor de flujo crítico
 Cfr = Factor de flujo crítico para reductores de válvula
 G = Gravedad específica del gas (aire =1)
 P1 = Presión antes de la válvula, bars Abs
 P2 = Presión después de la válvula, bars Abs.
 ΔP = Caída de presión en la válvula, bars Abs.
 Q = Flujo de gas en Nm³/hr
 T = Temperatura de flujo, °C
 Z = Factor de compresibilidad
 R = Corrección de flujo sub-crítico con reductores
 d = Diámetro de la válvula, mm
 D = Diámetro de la línea, mm

2.2. Criterio de flujo

- a. Si $\Delta P < 0.5 C_f^2 P_1$ entonces el flujo es Sub-crítico
- b. Si $\Delta P \geq 0.5 C_f^2 P_1$ entonces el flujo es crítico.
- c. El valor de Cf se obtiene del manual de masoneilan, para una válvula de globo, con flujo para abrir es de .90
- d. $\Delta P = 250 - 25 = 225 \text{ atm. Abs } \langle \rangle 227.9 \text{ bars}$
- e. $P_1 = 250 \text{ atm. Abs } \langle \rangle 253.2 \text{ bars}$
- f. Reemplazando obtenemos que: $0.5 C_f^2 P_1 = 102.5$
 Se da el caso b. por lo tanto el flujo es crítico.

2.3. Cálculo de Cv

a. Emplearemos la ecuación para flujo crítico, y teniendo en cuenta efectos de reductores en línea de la válvula (la válvula es de 1/4" y la línea es de 1/2"), y así mismo los efectos de compresibilidad del gas

$$Cv = \frac{Q \sqrt{GTZ}}{257 \times Cfr \times P1}$$

$$Cfr = \left[\frac{1}{Cf^2} + \left(\frac{Cv}{0.046d^2} \right)^2 \left(1 - \frac{d^4}{D^4} \right) \right]$$

b. Datos

d = 6.35 mm
 D = 12.7 mm
 Cf = 0.9
 P1 = 253.2 bar
 Q = 410 Nm³/hr
 G = 1.5314
 Z = 0.5 @ 250 atm Abs y 33.7°C

c. Procedimiento de cálculo

- Se inicia el cálculo asumiendo que Cfr = Cf = 0.9
- Se calcula Cv con los datos reportados.
- Con el Cv calculado se recalcula Cfr.
- Se prosigue iterando hasta que haya convergencia del Cfr asumido con el recalculado.

d. Resultados

- Cv calculado = 0.11
- Cv seleccionado : La válvula seleccionada es la válvula Masoneilan Annin-grupo 94 de capacidad reducida con tamaño nominal de 1/4" y un Cv de 0.55 para la máxima apertura, con una relación entre Cv y apertura tal como mostramos a continuación:

Apertura	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Cv	.003	.008	.020	.030	.045	.075	.12	.20	.34	.55

ANEXO F

ANEXO F

```

DECLARE SUB PTDIS (P!, T!, PD!, TD!)
DECLARE SUB num (K!, NUMERO!)
DECLARE SUB CENTER (Z!, Z1!)
DECLARE SUB continua (I!)
DECLARE SUB PROPCO2 (P!, T!, DS!, DI!, V1!, V2!)
DECLARE SUB propH2O (P!, T!, DI!, V1!)
n = 1.35
Xd = 4
Ls = 2.74
M = .375
E = .5
Kd = .008
Y1 = 365
f1 = .55
I = .1
abi = .4
abo = .2

MASTER: CLS
AS = "PROGRAMA DE DISEÑO DE TUBERIAS": CALL CENTER(A$, 4)
AS = "MENU PRINCIPAL": CALL CENTER(A$, 5)
LOCATE 12, 30: PRINT "1. Ejecutar calculos"
LOCATE 14, 30: PRINT "2. Salir del Programa"
DO
    LOCATE 16, 30: PRINT "Seleccione su opcion:"; : CALL num(2, menu)
LOOP UNTIL menu = 1 OR menu = 2
IF menu = 2 THEN
    CLS
    END
END IF
CLS
AS = "Seleccione el fluido": CALL CENTER(A$, 5)
LOCATE 12, 35: PRINT "1.CO2"
LOCATE 14, 35: PRINT "2.H2O"
DO
    LOCATE 16, 30: PRINT "Seleccione su opcion:"; : CALL num(2, flu)
LOOP UNTIL flu = 1 OR flu = 2
CLS
AS = "Ingrese los siguientes Datos": CALL CENTER(A$, 6)
LOCATE 10, 15: PRINT "Flujo Total (Kg/hr):"; TAB(60); : CALL num(5, FMT)
LOCATE 12, 15: PRINT "Fraccion de liquido (0~1)"; TAB(60); : CALL num(6, YL)
LOCATE 14, 15: PRINT "Presion de operacion (atm)"; TAB(60); : CALL num(6, PO)
LOCATE 16, 15: PRINT "Temperatura de operacion (°C)"; TAB(60); : CALL num(6, Top)
CALL continua
CLS
AS = "Calculando propiedades...": CALL CENTER(A$, 10)
TopK = Top + 273.15
SELECT CASE flu
CASE 1
    REM fluido es co2
    fluido$ = "CO2"
    CALL PROPCO2(PO, TopK, RHOS, RHOL, MUL, MUB)
    IF YL = 0 THEN
        RHO = RHOS
        MU = MUB
    END IF
    IF YL = 1 THEN
        RHO = RHOL
        MU = MUL
    END IF
    IF (YL > 0) AND (YL < 1) THEN
        RHO = RHOS * RHOL * (RHOL * (1 - YL) + RHOS * YL)
        MU = MUL * MUB / (MUB * YL + MUL * (1 - YL))
    END IF
CASE 2
    REM fluido es H2o
    fluido$ = "Agua"
    CALL propH2O(PO, TopK, RHO, MU)
END SELECT
FVT = FMT / RHO * 1e3 / 3600 * 1e3 / sec
RHO1 = RHO * 62.4 * 1e3 / ft3
fact1 = .000189 * Y1 * Kd * FVT1 ^ 2.84 * RHO1 ^ .84 * Xd ^ .16 * ((1 + M) * (1 - f1) + I * M / (abi))
fact2 = n * Xd * E * (I + abo * (1 - f1))
fact3 = fact1 / fact2
flag = 1: DI1 = 0
CLS
AS = "Calculando diametro optiao...": CALL CENTER(A$, 10)
WHILE flag
    DI1 = DI1 + .001
    Fd = 15.5336 - 37.535 * DI1 + 57.9545 * DI1 ^ 2 - 38.666 * DI1 ^ 3 + 9.61105 * DI1 ^ 4
    DI2 = ((fact3 * (1 + Fd)) * (1 + .794 * Ls * DI1)) ^ (1 / (4.84 + n))
    IF ABS(DI2 - DI1) < .001 THEN
        DIop = DI2 * 12
        flag = 0
    END IF
WEND
REM DIop = 3.9 * FVT1 ^ .45 * RHO1 ^ .13
Re = 380 * RHO1 * (FVT1 * 60) / (DIop * MU)
IF Re < 2100 THEN
    DIop = 3 * FVT1 ^ .36 * MU ^ .18
    Re = 380 * RHO1 * (FVT1 * 60) / (DIop * MU)
END IF
CALL PTDIS(PO, Top, PDT, TDT)
CALL espesor(PDT, TDT, DIop, TMT)
CLS
AS = "REPORTE DE RESULTADOS": CALL CENTER(A$, 4)
LOCATE 7, 10: PRINT "Fluidos"; TAB(50); fluido$
LOCATE 8, 10: PRINT "Presion de operacion (atm)"; TAB(50); PO
LOCATE 9, 10: PRINT "Temperatura de operacion (°C)"; TAB(50); Top
LOCATE 10, 10: PRINT "Flujo masico (Kg/hr)"; TAB(50); FMT
LOCATE 11, 10: PRINT "Fraccion de liquido"; TAB(50); YL
LOCATE 12, 10: PRINT "Densidad (gr/cc)"; TAB(50); RHO
LOCATE 13, 10: PRINT "Viscosidad (Cpo)"; TAB(50); MU
LOCATE 14, 10: PRINT "Diametro interno optiao (pulg.)"; TAB(50); DIop
LOCATE 15, 10: PRINT "Numero de Reynolds "; TAB(50); Re
LOCATE 16, 10: PRINT "Espesor del tubo (pulg.)"; TAB(50); TMT
DO
    LOCATE 20, 10: INPUT "Dessa una impresion de resultados:(S/N)", I$
LOOP UNTIL I$ = "S" OR I$ = "N" OR I$ = " " OR I$ = ""
IF (I$ = "S") OR (I$ = "N") THEN
    WIDTH "LPT1:" * 80
    CLS: LOCATE 10, 20: INPUT "Codigo de la Linea:", CL$
    CLS: AS = "Impriendo...": CALL CENTER(A$, 10)
    LPRINT CHR$(27); "E"; "JPLINEAS V1.0-1989"
    LPRINT "Calculo de Diametro optiao y espesor de tuberias"
    LPRINT "Codigo de Linea: "; CL$
    LPRINT
    LPRINT TAB(25); "REPORTE DE DATOS Y RESULTADOS"; CHR$(27); "F"
    LPRINT
    LPRINT TAB(10); "Fluidos"; TAB(50); fluido$
    LPRINT TAB(10); "Presion de operacion (atm)"; TAB(50); PO
    LPRINT TAB(10); "Temperatura de operacion (°C)"; TAB(50); Top
    LPRINT TAB(10); "Flujo masico (Kg/hr)"; TAB(50); FMT
    LPRINT TAB(10); "Fraccion de liquido"; TAB(50); YL
    LPRINT TAB(10); "Densidad (gr/cc)"; TAB(50); RHO
    LPRINT TAB(10); "Viscosidad (Cpo)"; TAB(50); MU
    LPRINT TAB(10); "Diametro interno optiao (pulg.)"; TAB(50); DIop
    LPRINT TAB(10); "Numero de Reynolds "; TAB(50); Re
    LPRINT TAB(10); "Espesor del tubo (pulg.)"; TAB(50); TMT
END IF
GOTO MASTER

SUB CENTER (Z!, Z1!)
L = 40 - LEN(Z$) / 2
LOCATE Z1, L
COLOR 0;
PRINT Z$;
COLOR 7; 0
END SUB

SUB continua

```

```

A0 = "Pulse cualquier tecla para continuar..."; CALL CENTER(A0, 23)
OP0 = ""
DO
  OP0 = INKEY0
LOOP UNTIL OP0 <> ""
END SUB

SUB espesor (P, T, D, TH)
P1 = P * 14.7
T1 = T * 1.8 * 32
CLS
A0 = "Calculo del Espesor de TUBERIAS"; CALL CENTER(A0, 6)
A0 = "Ingresar los siguientes datos del material seleccionado"; CALL CENTER(A0, 8)
A0 = "Informacion disponible en Tablas 6-3 ~ 6-6"; CALL CENTER(A0, 9)
A0 = "(Chemical Engineering Handbook 3th Ed.)"; CALL CENTER(A0, 10)
LOCATE 12, 10: PRINT "Condiciones:"; TAB(25); "P diseo="; P1; "PSIA"; TAB(50); "T diseo="; T1; "°F"
LOCATE 14, 20: PRINT "Esfuerzo permisible (lb/pulg2)="; TAB(60); CALL num(10, 8)
LOCATE 16, 20: PRINT "Factor de soldadura de junta="; TAB(60); CALL num(4, 8)
LOCATE 18, 20: PRINT "Factor Y del material seleccionado="; TAB(60); CALL num(4, 8)
LOCATE 20, 20: PRINT "Corrosion Allowance (pulg)="; TAB(60); CALL num(8, 8)
CALL continua
TH = P1 * D / (2 * (8 * E + P * Y)) + C
END SUB

SUB num (KX, NUMERO)
flag = 0
X0 = " "; ver = CBRLIN; hor = POS(0)
LOCATE ver, hor, 1, 14, 13: COLOR 0, 7
PRINT STRING$(KX, " ")
n = 1

lazo1: COLOR 16, 7
LOCATE ver, hor + n - 1
PRINT " " COLOR 0, 7
lazo2: DO
  digi0(n) = INKEY0
LOOP UNTIL digi0(n) <> ""
Ca = ASC(digi0(n))
SELECT CASE Ca
  CASE 8
    IF n > 1 THEN
      X0 = LEFT$(X0, LEN(X0) - 1)
      n = n - 1
      IF flag = 1 THEN
        flag = 0
        GOTO lazo1
      ELSE
        LOCATE ver, hor + n: PRINT " "
        GOTO lazo1
      END IF
    ELSE
      digi0(n) = ""
    END IF
  CASE 13
    NUMERO = VAL(X0); LOCATE ver, hor, 1, 13, 13
    COLOR 7, 0:
    IF flag = 1 THEN
      PRINT X0
    ELSE
      PRINT X0 + STRING$(KX - LEN(X0), " ")
    END IF
    EXIT SUB
  CASE 45
    IF n = 1 THEN
      digi0(n) = CHR$(49)
    ELSE
      digi0(n) = ""
    END IF
  CASE 46
    digi0(n) = CHR$(46)
    FOR JX = 1 TO n - 1
      IF digi0(JX) = CHR$(46) THEN digi0(n) = ""
    NEXT JX
    IF flag = 1 THEN digi0(n) = ""
  CASE 48
    digi0(n) = CHR$(Ca)
    IF flag = 1 THEN digi0(n) = ""
  CASE ELSE
    digi0(n) = ""
END SELECT
IF digi0(n) = "" THEN GOTO lazo2
LOCATE ver, hor + n - 1
PRINT digi0(n)
X0 = X0 + digi0(n)
n = n + 1
IF n <= KX THEN
  GOTO lazo1
ELSE
  flag = 1: GOTO lazo2
END IF
END SUB

SUB PROPCO2 (P, T, DB, D1, V1, VB)
SHARED VL
PC = 72.79
TC = 304.13
VC = 92.863
N = 44.01
IF VL < 1 THEN
  REM Densidad del gas Metodo Redlich-Kwong
  R = 82.06
  Z0 = 1.1
  DO
    h = .0867 * (P / PC) / (Z0 * T / TC)
    A1 = (.4278 * R ^ 2 * TC ^ 2.5 / PC) / ((.0867 * R * TC / PC) * (R * T ^ 1.5))
    Z1 = 1 / (1 - h) - (A1 * h) / (1 + h)
    Z0 = Z0 - .001
  LOOP UNTIL ABS(Z1 - Z0) <= .01
  V = Z1 * R * T / P
  DB = 1 / V
  VB = DB * N
  REM Viscosidad del CO2 gaseoso
  VB = (-5.4384 + .59427 * T - 2.5893E-04 * T ^ 2 + 6.4557E-08 * T ^ 3) / 10000 'Cpo
END IF
IF VL > 0 THEN
  REM Densidad del CO2 liquido
  Ad = 2.4251
  Bd = 2.4879
  Cd = 304.2
  Dd = .25834
  Yd = Ad / (Bd ^ (1 + (1 - T / Cd) ^ Dd)) 'kg-mol/m3
  D1 = Yd * 44 / 1000 'gr/cc
  REM Viscosidad del CO2 liquido
  Av = 578.08
  Bv = 185.24
  V1 = 10 ^ (Av * (1 / T - 1 / Bv)) 'Cpo
END IF
END SUB

SUB propH2O (P, T, D1, V1)
REM Calculo de la densidad de liquido
Ad = 4.6137
Bd = .26214
Cd = 647.29
Dd = .23072
Yd = Ad / (Bd ^ (1 + (1 - T / Cd) ^ Dd))
D1 = Yd / 1000
REM Calculo de la viscosidad
Av = EXP(-8.340323198); Bv = 1871.77258758
V1 = Av * EXP(Bv / T)
END SUB

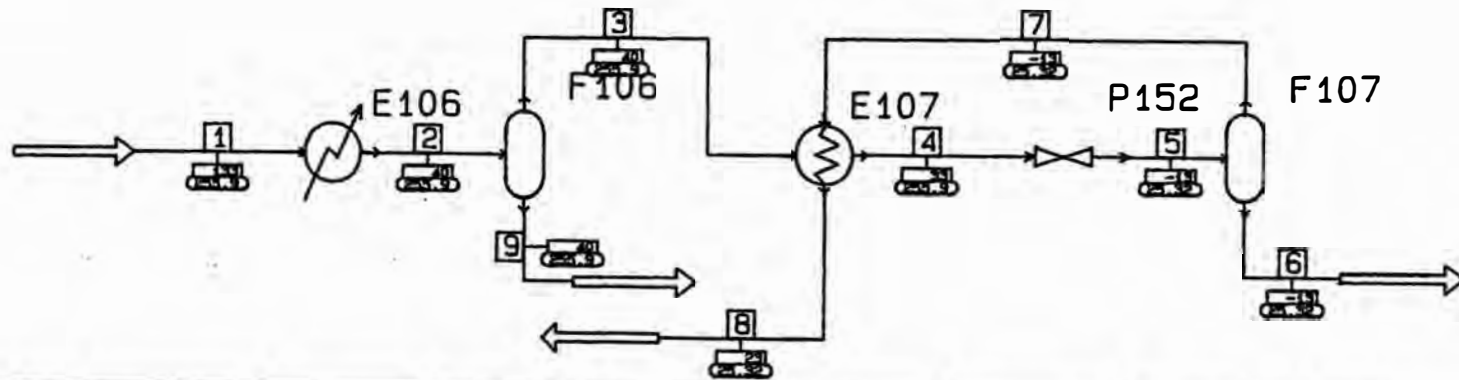
```


ANEXO G

ANEXO H

ANEXO H

PROCESO DE LICUEFACCION DE CO2



Stream ID	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Source Module		E106	F106	F107	P152	F107	F107	F107	
Sink Module			E106	E107					
Stream Type	Feed	Intermediate	Intermediate	Intermediate	Intermediate	Product	Cut stream	Product	Product
Flow Rate Unit	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Volume fraction	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	0.34371	0.00000	1.00000	1.00000	0.00000
Temperature C	139.91200	40.00000	40.00000	39.70000	-13.15500	-13.15500	-13.15500	23.92890	40.00000
Pressure bar	25.91499	25.91499	25.91499	25.91499	25.32000	25.32000	25.32000	25.32000	25.91499
Total Enthalpy (kJ/hr)	3.76723E2	2.08967E2	2.08967E2	1.97701E2	1.97690E2	7.91826E1	1.19507E2	1.90779E2	0.00000E0
Total flow rate (mole/asec/vol)	19.14260	19.14260	19.14270	19.14270	19.14270	12.56320	6.57951	6.57951	0.00000
Carbon-dioxide	18.81500	18.81500	18.81500	18.81500	18.81500	12.51940	6.26582	6.26582	0.00000
Hydrogen	0.21500	0.21500	0.21500	0.21500	0.21500	0.01420	0.20080	0.20080	0.00000
Nitrogen	0.07150	0.07150	0.07150	0.07150	0.07150	0.02080	0.05090	0.05090	0.00000
Water	0.04117	0.04117	0.04117	0.04117	0.04117	0.00898	0.05090	0.05090	0.00000

ANEXO I

ANEXO I
CALCULOS ECONOMICOS

1. CALCULO DE COSTOS DE LOS EQUIPOS

1.1. Generalidades

Los costos se han calculado utilizando procedimientos varios, de acuerdo al grado de información disponible, y se ha hecho sólo para los equipos principales. Los procedimientos empleados han sido:

Equipos	Procedimiento
a. Zona de Licuefacción	
Intercambiadores	Método de cálculo de Purohit
Separador UFA-1106	Richardson Rapid System
Separador UFA-1107	Cotización de equipo similar
Filtro de Aceite	Richardson Rapid System
Deshumidificador	Richardson Rapid System
b. Zona de almacenamiento	
Tanque FFB-103	Richardson Rapid System
Sistema de Refrigeración	Peters & Timmerhaus
Aislamiento (Material)	Cotización de Cía Sermogesa.

Todos los precios de equipos han sido convertidos a CIF'89, empleando los índices de actualización de Marshall & Swift, y asumiendo que $CIF = FOB \times 1.2$

1.2. Ejemplo de cálculo de costos de intercambiadores:

Se toma como ejemplo el cálculo del intercambiador UEA-1106

a. Precio base:

$$b = \left[\frac{6.6}{1 - e(7-Di)/27} \right] * p * f * r$$

Donde:

b = Precio base en US\$/ft²

p = factor que depende del arreglo de tubos = .85 para nuestro caso (Tubos de 3/4" , arreglo triangular con paso de 1" .

f = Tipo de cabezal = 1.7 para nuestro caso (Cabezal de

alta presión).

$r =$ Tipo de cabezal de retorno = 0.9 para tubos en U.

Reemplazando obtenemos:

$b = 82.4 \text{ US\$/ft}^2$

b. Correcciones:

- Por tipo de casco	:	Cs = 0	Casco de 1 solo paso
- Por junta de expansión	:	Cx = 0	No es el caso
- Por largo del tubo	:	Cl = 0.604	Tubos de 12 ft.
- Por número de pasos	:	Cntp = 0.01	2 pasos por tubos
- Por presión del casco	:	Cps = 0.0	7 atms
- Por presión de tubos	:	Cts = 0.88	275 atms
- Por material de tubo	:	Cmt = 0.6875	Ac.inox.304
- Por material de casco	:	Cms = 0	Ac.al carbono
- Placa portatubos	:	Cmts = 0.108	
- Por espesor de tubo	:	Cg = 0.0125	13BWG

TOTAL CORRECCIONES $C_T = 2.302$

c. Precio del intercambiador :

$$E_b = \left[b (1 + C_T) \times A \times N \right]$$

Donde :

E_b = precio del intercambiador en US\$

b = Precio base = 82.4 US\$/ft²

C_T = Correcciones = 2.302

A = Area en ft² = 57 ft²

N = Número de Cascos = 1

Resultado:

$E_b = 15,508 \text{ US\$} - \text{FOB '89}$

2. INVERSION

Se ha empleado el procedimiento de Peters y Timmerhaus calculando los componentes de la inversión en base al costo de los equipos principales del proceso.

2.1. Costos Directos

Costo de equipos = E

Instalación = 47% E

Instrumentación y control instalado = 18% E

Tubería instalada = 66% E

Instalaciones eléctricas = 11% E

Mejora de terrenos = 10% E

Facilidades y servicios = 10% E

2.2. Costos indirectos

Ingeniería & Supervisión = 33% E

Gastos de construcción = 41% E

2.3. Total costos directos e indirectos = D+I = 236% E

2.4. Otros

Tarifa de contratista = 5% (D+I)

Contingencia = 10% (D+I)

2.5. Inversión de capital fijo

ICF = 236% E + 15% (D+I)

2.6. Capital de trabajo

WC = 15% de la Inv. total de capital.

2.7. Inversión total de capital

ITC = ICF + WC = 4.54 x E

3. COSTO DEL PRODUCTO

3.1. Bases:

a. Precios:

CO ₂ gaseoso	= 58	US\$/TM
Agua de Enfriamiento	= 0.253	US\$/m ³
Agua de mar	= 0.031	US\$/m ³
Agua destilada	= 3.0	US\$/m ³
Energía eléctrica	= 0.0735	US\$/Kw-h
Vapor	= 2.5	US\$/TM
Mano de obra	= 12	US\$/h-h
Supervisión	= 15	US\$/h-h

b. Otros:

Producción anual = 3500 TM/año

Horas de operación anual = 7000 horas/año

3.2. Costos Directos

a. Materia prima:

Son 3500 TM/año @ 58 US\$/TM = 203,000 US\$/año

b. Labor de operación

Se requiere un operador permanente durante todo el año

Son 1 hombre x 8760 horas/año x 12 US\$/año = 105,120 US\$/año

c. Labor de supervisión

Supervisa el 20% del tiempo del operador

1 hombre x 0.2 x 8760 horas/año x 15 US\$/año = 26,280 US\$/año

d. Consumo de electricidad

- Consumo adicional de electricidad en el compresor UGB-101 por incrementar la carga del equipo en 5%.

El consumo de electricidad en el compresor es de 0.122 Kw-h/ Kg de CO₂ comprimido.

$$\begin{aligned} \text{Costo} &= 7000 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \times .122 \frac{\text{Kw-h}}{\text{Kg}} \times 805.36 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times 0.0735 \frac{\text{US\$}}{\text{Kw-hr}} \\ &= 50,551 \text{ US\$/año} \end{aligned}$$

- Consumo de electricidad en el Deshumidificador

$$\text{Costo} = 4 \frac{\text{Kw-h}}{\text{hr}} \times 7000 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \times .0735 \frac{\text{US\$}}{\text{Kw-hr}} = 2058 \text{ US\$/año}$$

- Costo Total por electricidad = 52,609 US\$/año

e. Agua de mar

Se incrementa consumo de Agua de mar en el compresor UGB-101 en un 5%. El consumo de diseño es 320 m³/hr.

$$\text{Costo} = 5\% \times 320 \times 7000 \text{ hr/año} \times 0.031 = 3472 \text{ US\$/año}$$

f. Agua de Enfriamiento

- Proceso de Licuefacción

Se consumen 2500 Kg/hr \leftrightarrow 2.5 m³/hr

- Compresor UGB-101

Se incrementa en 5% el consumo = 5% x 33 m³/hr
= 1.65 m³/hr

- Consumo total = 4.15 m³/hr

- Costo por CW = 7000 h/año x 4.15 x 0.2535 = 7,353

g. Agua destilada

Se incrementa en 5% el consumo de Agua destilada en UGB-101

Consumo = 5% x 2 m³/hr = 0.1 m³/hr

Costo anual = 7000 x 0.1 x 3 = 2100 US\$/año

h. Vapor

Se consume vapor saturado de 3 atm para atemperar la recirculación del gas a la succión del UGB-101.

$$\text{-Consumo Vapor} = \frac{281.876 \text{ Kg/hr} \times 14 \text{ Kcal/kg}}{500 \text{ Kcal/kg}} = 7.89$$

$$\begin{aligned} \text{- Costo} &= 7000 \text{ h/año} \times 7.89 \text{ Kg/h} \times 2.5 \times 10^{-3} \text{ US\$/Kg} \\ &= 140 \text{ US\$/año} \end{aligned}$$

i. Refrigeración

En el anexo B se detalla el procedimiento de cálculo para el costo del sistema de refrigeración del tanque de almacenamiento. En la tabla 3.6 se muestran los resultados de los cálculos para diferentes espesores de aislamiento. Para el espesor óptimo de 2.8 pulgadas, el costo operativo es de 2813 US\$/año.

j. Total Costos por Energía y utilidades:

- Electricidad	= 52,609
- Agua de mar	= 3,472
- Agua de enfriamiento	= 7,353
- Agua destilada	= 2,100
- Vapor	= 140
- Refrigeración	= 2,813

Total	<u>68,487</u>
-------	---------------

k. Mantenimiento y reparación

- Mantto y rep. Zona Licuefacción y almacenamiento
10 % de la ICF = 10% x 564,144 = 56,414 US\$/año

- Incremento de Mantto. En UGB-101
Se asume 5% del costo del compresor
5% x 1'000,000 US\$ = 5,000 US\$/año

- Costo total por mantto y rep = 61,414 US\$/año

l. Suministros de operación:

15% de mantto y reparación = 15% x 56,414 = 8,462 US\$/año

m. Cargos de laboratorio

10% de labor de operación = 10% x 105,120 = 10,512 US\$/año

3.3. Cargos fijos

a. Depreciación

10% de ICF = 10% x 564,414 = 56,414 US\$/año

b. Seguros

1% de ICF = $1\% \times 564,414 = 5,641$

3.4. Gastos generales

50% de Labor de operación, supervisión y mantto.

$50\% \times (105,120 + 26,280 + 61,414) = 96,407$

3.5. Gastos administrativos

20% de labor de operación = 21,024

3.6. Distribución y mercadeo

5% del costo total del producto

3.7. Costo total del producto

Es la suma de los totales de los items 3.2 a 3.6

Costo total = 697,643 US\$/año

3.8. Contingencias

5% adicional al costo del producto.

3.9. Costo Unitario

(Costo Total + Contingencias) / 3,500 TM/año.

4. AHORROS DEL PROYECTO

4.1. Costo de consumos de crudo en cada fracturamiento

a. El consumo promedio es de 2,300 bbls/frac.

b. El costo del crudo es 17.2 US\$ / bbl

c. El número de Fracs al año en los que se sustituiría el crudo por CO₂ es 72.

d. Costo = $72 \times 2300 \times 17.2 = 2'848,320$ US\$/año

4.2. Costo de CO₂ suministrado por Fertilizantes

$3500 \text{ TM} \times 209 \text{ U\$/tm} = 731,500$

4.3. Ahorro por la sustitución

Ahorro = $2'848,320 - 731,500 = 2'116,820$

5. PUNTO DE EQUILIBRIO

5.1. Desagregado

El desagregado efectuado en la tabla 4.4 se ha efectuado en base a las normas de Petroperú para evaluar proyectos de inversión. Los datos requeridos para el cálculo del punto de equilibrio son:

$$\begin{aligned} \text{Gastos fijos} &= 453,388 \text{ US\$/año} \\ \text{Gastos variables} &= 244,255 \text{ US\$/año} \end{aligned}$$

5.2. Gasto variable unitario

$$Gv = 244,255/3500 = 69.79 \text{ US\$/TM}$$

5.3. Ingreso Bruto variable (Iv)

Cada 40 TM de CO₂ sustituyen 2,300 bbls de crudo en los trabajos de fracturamiento.

El ahorro por esta sustitución es:

$$Iv = \frac{2,300 \text{ bbls}}{40 \text{ TM CO}_2} \times 17.2 \text{ US\$/bbl} = 989 \text{ US\$/TM}$$

5.4. Punto de equilibrio

$$Q = \frac{\text{Gastos Fijos}}{Iv - Gv} = \frac{453,388}{989 - 69.79} = 493 \text{ TM/año (14\% de carga)}$$