

00568
2ej^o 3



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

COMPARACION TECNICO-ECONOMICA ENTRE UN SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA Y UN SISTEMA EN ETAPAS, PARA EL MANEJO DE LA PRODUCCION DE CAMPOS DE GAS Y CONDENSADOS.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERIA QUIMICA
P R E S E N T A:
(ing. de Proyectos)
FERNANDO RESENDIZ LOPEZ

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

MEXICO, D. F.

1988



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

RESUMEN

En este trabajo, se presenta el desarrollo de la ingeniería básica de un sistema de separación a baja temperatura para el manejo de los hidrocarburos producidos en el campo Mispac; este campo de Petroleos Mexicanos, es productor de gas y condensados. Simultáneamente, se realizó para el campo aludido, el diseño de un sistema en etapas con el propósito de comparar desde los puntos de vista técnico y económico ambos procesos de separación.

Los resultados obtenidos de los diseños, se analizaron para establecer las ventajas que ofrece el sistema a baja temperatura en cuanto a la recuperación de hidrocarburos líquidos, así como en lo referente a la estabilización del gas separado. Adicionalmente se recopiló información con objeto de estimar la inversión fija, el costo de producción y del capital de trabajo de los sistemas de separación. En base a los diseños de los procesos de separación a baja temperatura y en etapas realizados, y considerando los estimados de inversión y del costo de producción, se efectuó un análisis comparativo de rentabilidad de ambos sistemas. Finalmente, se realizó el análisis de sensibilidad a cada proceso de separación.

ABSTRACT

It is presented the development of the basic engineering of a separation system at low temperature in order to handle the hydrocarbons produced from the Muspac field. Simultaneously, it is designed a system in steps for comparing both systems technically and economically.

The results of the both systems are analyzed and it is established the advantages of the separation system at low temperature with respect to the recovery of liquids and the stability of the separated gas. In addition, it is obtained information to estimated the fixed-capital investment, the working capital and the production cost of the systems forementioned and to perform an economic analysis in order to compare the profitability of both systems. Finally, a sensitivity analysis is also made for each separation system.

COMPARACION TECNICO-ECONOMICA ENTRE UN SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA Y UN SISTEMA EN ETAPAS, PARA EL MANEJO DE LA PRODUCCION DE CAMPOS DE GAS Y CONDENSADOS.

	CONTENIDO	PAG.
I.	INTRODUCCION.	1
II.	PROCESO DE SEPARACION DE HIDROCARBUROS EN CAMPO.	3
II.1.	TIPOS DE YACIMIENTOS PETROLIFEROS DE ACUERDO A LAS - CARACTERISTICAS DE LOS FLUIDOS PRODUCTOS.	4
II.2.	FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION GAS-LIQUIDO.	15
III.	DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DE LOS SISTEMAS.	27
IV.	INGENIERIA BASICA PRELIMINAR.	32
IV.1.	BASES DE DISEÑO.	33 y 65
IV.2.	DESCRIPCION DE LOS PROCESOS.	40 y 72
IV.3.	CRITERIOS DE DISEÑO.	41 y 75
IV.4.	FILOSOFIAS BASICAS DE OPERACION.	43 y 78
IV.5.	DIAGRAMA DE FLUJO DE LOS PROCESOS.	47 y 86
IV.6.	BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.	48 y 87
IV.7.	LISTAS DE EQUIPO.	56 y 93
IV.8.	REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES - QUIMICOS.	57 y 95
IV.9.	HOJAS DE DATOS DE EQUIPO DE PROCESO.	58 y 97
IV.10.	ARREGLO PRELIMINAR DE EQUIPO DE PROCESO.	64 y 112

V.	ESTIMADO DE LA INVERSION.	113
V.1.	COSTO DE EQUIPO DE PROCESO.	117 y 123
V.2.	COSTO DE MATERIALES.	117 y 124
V.3.	INDIRECTOS DE CONSTRUCCION.	117 y 126
V.4.	COSTO DE INGENIERIA.	119 y 126
V.5.	HONORARIOS DEL CONTRATISTA DE CONSTRUCCION.	119 y 126
V.6.	CONTINGENCIAS.	119 y 126
VI.	ESTIMADO DEL COSTO DE PRODUCCION.	129
VI.1.	COSTOS DIRECTOS.	130 y 139
VI.2.	COSTOS INDIRECTOS.	133 y 143
VI.3.	COSTOS DE DISTRIBUCION.	135 y 144
VII.	ESTIMADO DEL CAPITAL DE TRABAJO.	148
VIII.	ESTUDIO DE RENTABILIDAD.	153
VIII.1.	FLUJO DE EFECTIVO.	159 y 173
VIII.2.	RECUPERACION DE LA INVERSION.	163 y 177
VIII.3.	VALOR PRESENTE NETO.	164 y 178
VIII.4.	TASA INTERNA DE RENDIMIENTO.	166 y 178
VIII.5.	RETORNO DE LA INVERSION.	167 y 179
IX.	ANALISIS DE SENSIBILIDAD.	180
IX.1.	PRECIO DE VENTA EN EL PUNTO DE EQUILIBRIO.	181 y 197
IX.2.	PUNTO DE EQUILIBRIO DE LA PRODUCCION.	185 y 198
IX.3.	ANALISIS DE VARIACIONES.	187 y 199
IX.4.	DETERMINACION DEL RIESGO DE LA INVERSION PARA CADA ALTERNATIVA.	196 y 207

X.	RESUMEN DE RESULTADOS	208
XI.	CONCLUSIONES	211
XII.	BIBLIOGRAFIA	215
	APENDICE A.	A-1
	APENDICE B.	B-1
	APENDICE C	C-1
	NOMENCLATURA.	N-1
	BIBLIOGRAFIA.	R-1

I. INTRODUCCION.

I. INTRODUCCION.

En un estudio referente a procesos de separación a baja temperatura, Nolasco M, J y Martini S. J.L.⁽¹⁾, presentan las características esenciales de estos procesos. Además, mencionan las ventajas que se tendrían, recurriendo al empleo de estos procesos, tales como el mejoramiento de la eficiencia en el aprovechamiento del sistema de transporte de gas y la reducción notable de los problemas de operación y mantenimiento del mismo como son: disminución de la capacidad de los gasoductos, requerimientos de limpieza de líneas, formación de incrustaciones, corrosión en los ductos y presencia de líquidos en las plantas de tratamiento de gas. Adicionalmente, señalan que se proporciona un mayor rendimiento en la recuperación de hidrocarburos líquidos, que tratándose de condensados, tienen un alto valor comercial, situación que hace a estos procesos atractivos.

En base a lo anterior, se diseñó un sistema de separación a baja temperatura, aplicando un criterio modular, realizado para su aplicación específica en el manejo de los hidrocarburos producidos por el campo Muspac, el cual es representativo de los yacimientos de gas y condensados localizados en la Zona Sureste de Petróleos Mexicanos .

Así mismo, para fines comparativos tanto técnicos como económicos, se llevó a cabo el diseño de un sistema de separación en etapas tomando como información básica la correspondiente al mismo campo.

II. PROCESO DE SEPARACION DE HIDROCARBUROS EN CAMPO.

II. PROCESO DE SEPARACION DE HIDROCARBUROS EN CAMPO.

II.1 TIPOS DE YACIMIENTOS PETROLIFEROS DE ACUERDO A LAS CARACTERISTICAS DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS.

El petróleo se acumula en el subsuelo en formaciones de tipo arenoso o calcáreo, en los tres estados de agregación de la materia: Sólido, Líquido y Gas; según su composición y la temperatura y presión a que se encuentre. Su color varía entre el ámbar y el negro y su densidad es menor que la del agua.

Las acumulaciones del petróleo existen en trampas del subsuelo -- formadas por fallas estructurales y/o estratigráficas. Afortunadamente; estas acumulaciones se alojan en las porciones más porosas y permeables de los estratos, los cuales son principalmente arenas, calizas, dolomitas y areniscas, en las aberturas intergranulares o en espacios porosos debidos a uniones, fallas a la acción de soluciones. Se entiende por yacimiento a una porción de una trampa que contiene aceite y/o gas y es un sistema intercomunicado hidráulicamente. El aceite y el gas del yacimiento se mueven hacia los pozos por la expansión de los fluidos y la roca al declinar la presión, por desplazamiento natural o artificial de los fluidos, por drene gravitacional y/o por capilaridad. (2,3)

Es necesario que concurren cuatro condiciones para dar lugar a un yacimiento donde se acumule petróleo.

1. Una roca almacenadora, que debe ser permeable, en forma tal que bajo presión, el petróleo fluya a través de los poros de tamaño microscópico.
2. Una roca impermeable, que evite que el petróleo escape hacia la superficie.

3. El yacimiento debe tener forma de trampa, es decir que las rocas impermeables se encuentren de tal forma que el petróleo no pueda fluir hacia los lados.
4. Deben existir rocas generadoras, cuyo contenido de materia orgánica se haya convertido en petróleo por el efecto de la presión y temperatura.

Los yacimientos pueden clasificarse de la forma siguiente: (2,4)

De acuerdo con el tipo de roca almacenadora:

- a) Arenas, cuya porosidad se debe a la textura de los granos y pueden ser limpias o sucias, éstas con cieno, limo, lignita, mezcla de minerales de arcilla, etc.
- b) Calizas detríticas, formadas por la acumulación de sedimentos de calcita y dolomita.
- c) Calizas porosas cristalinas, su porosidad se debe principalmente a disolución.
- d) Calizas fracturadas, su porosidad se debe principalmente a fisuras.
- e) Calizas oolíticas, cuya porosidad se debe a la textura oolítica con intersticios no cementados o parcialmente cementados.
- f) Areniscas, son arenas con un alto grado de cementación por materiales calcáreos, dolomíticos, arcillosos, etc.

De acuerdo al tipo de trampa:

- a) Estructural. Los yacimientos en trampa estructural incluyen acumulaciones de hidrocarburos encontradas en anticlinales o entrampadas por la diferencia de espesor de los estratos, por fallas o por penetración de domos salinos.

- b) Estratigráfica. Este tipo de trampa es debido a cambios de facies o discordancias.

De acuerdo al tipo de fluidos almacenados originalmente:

- a) De aceite y gas disuelto.
- b) De aceite, gas disuelto y gas libre.
- c) De gas.

De acuerdo con el tipo de empuje predominante:

- a) Por expansión de los fluidos y la roca.
- b) Por expansión de gas disuelto liberado.
- c) Por expansión de gas (casquete).
- d) Por segregación gravitacional.
- e) Por empuje hidráulico.
- f) Por empujes artificiales.
- g) Por empujes combinados.

De acuerdo a los hidrocarburos producidos considerando sus características y las condiciones bajo las cuales se pueden acumular en el subsuelo:

Esta clasificación se basa en un diagrama de fases teniendo como - coordenadas la presión y la temperatura como se presenta en la Fig. II.1; es decir, se basa en el comportamiento termodinámico de una - mezcla natural de hidrocarburos. Esta figura exhibe las siguientes características: La envolvente de fases, que resulta de unir las - curvas de puntos de burbuja y puntos de rocío que presenta la mez - ccla a diferentes presiones; curvas que se unen en el punto crítico. Esta envolvente divide al diagrama en tres regiones, la primera, de nominada región de líquidos, está situada fuera de la envolvente de

fases y a la izquierda de la isoterma crítica; la segunda, denominada región de gases, se encuentra fuera de la envolvente de fases y a la derecha de la isoterma crítica; la última, encerrada por la envolvente de fases, se conoce como región de dos fases; en esta región se encuentran todas las combinaciones de temperatura y presión en que la mezcla de hidrocarburos coexiste en dos fases en equilibrio, localizándose dentro de ella las curvas de calidad, que indican el porcentaje total de hidrocarburos que se encuentran en estado líquido. Todas estas curvas inciden en el punto crítico. Además, se distinguen en el mismo diagrama, la cricondenbarra y cricondenbarra, que son la temperatura y presión máximas, respectivamente, a las cuales la mezcla de hidrocarburos coexiste en dos fases en equilibrio.

Cada mezcla de hidrocarburos encontrada en un yacimiento, tendrá un diagrama de fases característico, el cual permanecerá constante, mientras permanezca constante la proporción de componentes en la mezcla; sufriendo modificaciones cuando se altere la proporción de componentes debido a la extracción preferencial de fluidos o a la inyección de alguno o algunos de ellos.

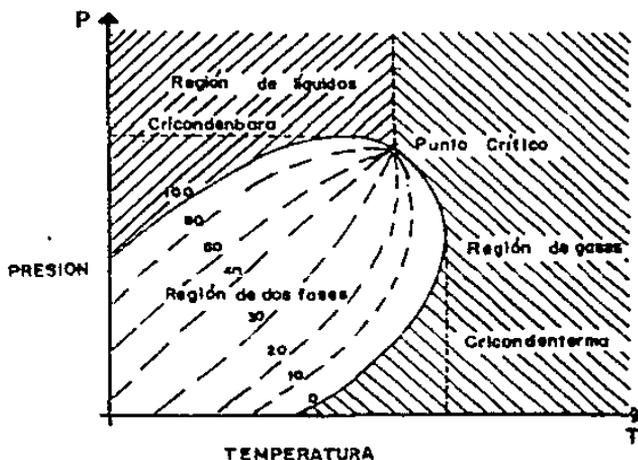


FIGURA II-1-- DIAGRAMA DE FASES .

Desde el punto de vista anterior, las diferentes acumulaciones de hidrocarburos pueden caracterizarse de acuerdo a la posición que toman sus fluidos en el diagrama de fases y a la línea que describe la evolución de los mismos, desde el yacimiento hasta la superficie durante la explotación.

A continuación se presentan los tipos de yacimientos considerados de acuerdo a la descripción del diagrama de fases:

a) Aceite y gas disuelto de bajo encogimiento*. La Fig. II.2 ,

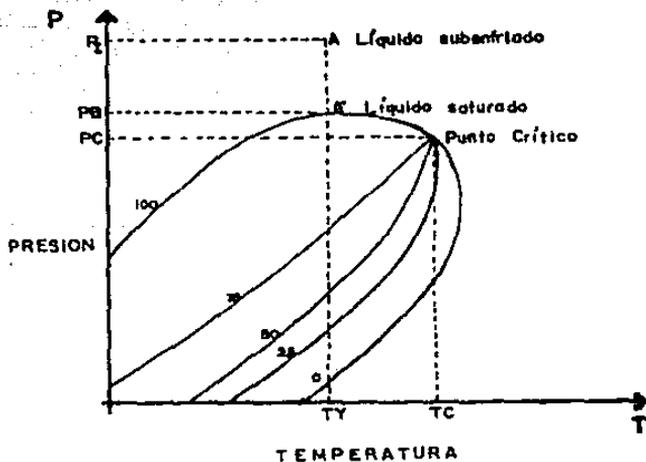


FIGURA II.2-- YACIMIENTOS DE ACEITE Y GAS DISUELTO DE BAJO ENCOGIMIENTO.

* El encogimiento es la disminución del volumen que experimenta la fase líquida por el efecto de la liberación del gas y por su contracción térmica.

muestra la envolvente de fases típica de un yacimiento de éste tipo, también llamado de aceite negro. Sus líquidos son fluidos cuyo contenido de componentes intermedios, C_3 a C_6 , es comparativamente bajo y alto el de componentes pesados; la temperatura del yacimiento es menor que la temperatura crítica de la mezcla de hidrocarburos; el punto crítico generalmente está situado a la derecha de la cricondenbara y las curvas de calidad se cargan predominantemente hacia la línea de puntos de rocío. Si la presión en el yacimiento es mayor que la presión de burbuja de sus fluidos, a la temperatura del yacimiento, se dice que se trata de un yacimiento bajosaturado; si la presión en el yacimiento es igual o menor que la presión de burbuja de sus fluidos, se dice que el yacimiento es saturado. En términos generales, las condiciones de producción en la superficie se localizan en la región de dos fases y dan lugar a relaciones gas-aceite bajas, generalmente menores de $200 \text{ m}^3/\text{m}^3$ ($1 \text{ 123 pie}^3/\text{bbl}$) con aceites oscuros de alta densidad, más de $8.5 \text{ kg}/\text{dm}^3$ ($53.04 \text{ lb}/\text{pie}^3$) siendo el gas generalmente pobre en licuables, menos de $168.45 \text{ m}^3/\text{Mm}^3$ ($30 \text{ bbl}/\text{MMPCS}^{**}$).

** MMPCS, millón de pies cúbicos a las condiciones estándar.

b) Aceite y gas disuelto con alto encogimiento. La Fig. 11.3. muestra el diagrama de fases típico de los yacimientos conocidos como de aceite y gas disuelto de alto encogimiento o volátil. En éste se observa que la temperatura del yacimiento es menor pero cercana a la temperatura crítica de la mezcla de hidrocarburos que contiene, que su punto crítico está cerca de la cricondenbara y que las líneas de calidad están relativamente separadas de la línea de puntos de rocío, lo que indica un alto contenido de componentes intermedios. La denominación de volátiles se deriva de la característica particular de que la temperatura del yacimiento es cercana a la temperatura crítica de la mezcla de hidrocarburos que contiene, lo que hace que el equilibrio de fases sea metaestable y que cambios de pequeña magnitud en la presión o en la temperatura produzcan modificaciones importantes en los volúmenes de líquido y gas coexistentes. Es obvio, que para este tipo de yacimientos la proporción de gases y líquidos en la producción se verá fuertemente influenciada por las condiciones de presión y temperatura de separación, así como por el número de etapas que se empleen, condiciones que se situarán siempre, en la región de dos fases del diagrama. A manera de guía se puede decir que las relaciones gas-aceite que se obtienen de estos yacimientos están entre 200 y 1 000 m^3/m^3 (1 123 y 5 620 pie^3/bbl), y que los líquidos en el tanque de almacenamiento presentan unas coloraciones ligeramente oscuras con una densidad entre 0.75 y 0.85 kg/dm^3 (46.80 y 53.04 lb/pie^3); el contenido de licuables en el gas es notablemente dependiente de las condiciones y etapas de separación y puede ser tan alto como 393.28 m^3/Mm^3 (70 bbl/MMPCS) o más. Como en el tiempo anterior, puede tratarse de yacimientos bajosaturados o saturados, dependiendo del valor de la presión del yacimiento con respecto a la presión de la burbuja de los fluidos.

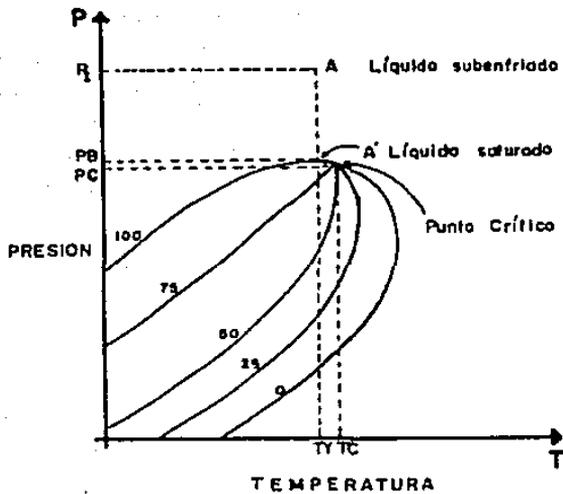


FIGURA II·3.- YACIMIENTOS DE ACEITE Y GAS DISUELTO DE ALTO ENCOGIMIENTO.

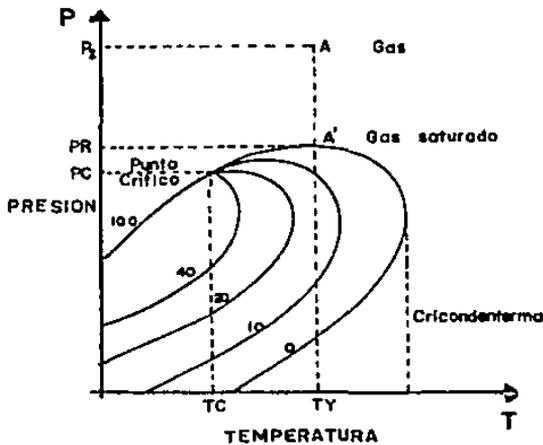


FIGURA II·4.- YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADOS.

- c) De gas y condensado. La figura II.4 corresponde a la envolvente de fases de los fluidos de un yacimiento de gas y condensado; caso que se presenta cuando la temperatura del yacimiento se encuentra entre la temperatura crítica y la cricondenterna de la mezcla de hidrocarburos. El punto crítico generalmente se ubica a la izquierda de la cricondenbara y - las líneas de calidad se cargan predominantemente hacia la línea de puntos de burbuja. Si la presión del yacimiento es mayor que la presión de rocío de la mezcla, los fluidos se encuentran inicialmente en estado gaseoso. Los fluidos que penetran al pozo, en su trayecto hasta el tanque de almacenamiento sufren una fuerte reducción, tanto en temperatura como en presión y penetran rápidamente en la región de dos fases - para llegar a la superficie con relaciones gas-aceite que varían entre 1 000 y 10 000 m^3/m^3 (5 620 y 56 200 pie^3/bbl), variando el contenido de licuables en el gas según las condiciones y el número de etapas de separación, pero siendo generalmente entre 280.92 y 395.28 m^3/Mm^3 (50 y 70 $bbl/MMPCs$). - El líquido recuperable es en general de coloración ligera -- con densidades que varían entre 0.75 y 0.80 kg/dm^3 (46.80- y 49.92 lb/pie^3).

Cuando en el yacimiento se produce una reducción isotérmica de la presión y se cruza la presión de rocío, se entra en la región de dos fases, ocurriendo la llamada condensación retrógrada de las fracciones pesadas e intermedias, que se depositan como líquidos en los poros de la roca; los hidrocarburos así depositados no logran fluir hacia los pozos. El efecto dañino de esta condensación se ve aumentado debido a que el fluido que se continúa extrayendo se empobrece en -- cuanto a su contenido de fracciones pesadas las que son de mayor valor comercial.

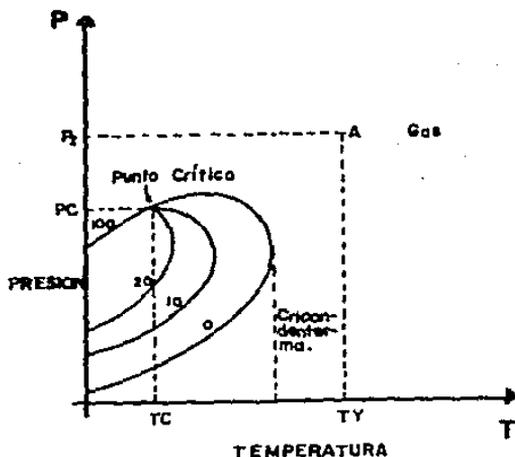


FIGURA II-5.- YACIMIENTOS DE GAS HUMEDO.

- d) De gas húmedo. El diagrama de fases correspondiente a un yacimiento de gas húmedo se presenta en la Fig. II.5; en ésta se puede observar que la temperatura del yacimiento es mayor que la cricondentema de la mezcla, por tal razón nunca se tendrán dos fases en el yacimiento, sino únicamente fase gaseosa. -- Cuando estos fluidos se llevan a la superficie penetran en la región de dos fases, generando relaciones gas-aceite que varían entre 10 000 y 20 000 m^3/m^3 (56 200 y 112 400 pie^3/bbl), el líquido recuperable tiende a ser transparente con densidades menores de 0.75 kg/dm^3 (46.8 lb/pie^3) y el contenido de licuables en el gas es generalmente bajo, menos de 168.45 m^3/Mm^3 (30 bbl/MPC).

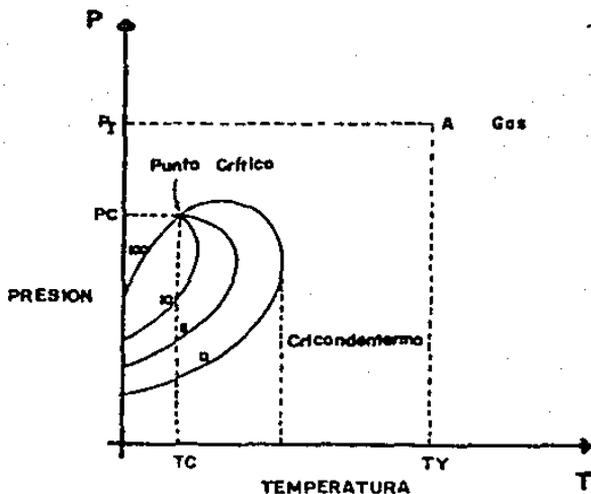


FIGURA II-6.-- YACIMIENTOS DE GAS SECO.

- e) De gas seco. El diagrama de fases de este tipo de yacimiento se presenta en la Fig. II.6. Estos yacimientos contienen principalmente metano, con pequeñas cantidades de etano, propano y más pesados. Ni a las condiciones de yacimiento ni a las de superficie se penetra en la región de dos fases, durante la explotación del yacimiento. Teóricamente, los yacimientos de gas seco no producen líquido en la superficie; sin embargo, la diferencia entre un gas seco y un húmedo es arbitraria y generalmente un sistema de hidrocarburos que produzca con relaciones gas-aceite mayores de $20\ 000\ m^3/m^3$ ($112\ 400\ pie^3/bbl$) se considera gas seco.

II.2 FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION GAS-LIQUIDO.

Los fluidos durante la explotación de un yacimiento, son en realidad mezclas complejas de hidrocarburos con diferentes densidades, presiones de vapor y otras características. Los fluidos producidos sufren cambios continuos de presión y temperatura como resultado de su flujo desde el yacimiento hasta las instalaciones de recolección en la superficie.

Lo anterior hace necesario definir una serie de propiedades que permiten clasificar adecuadamente a los fluidos y citarlos con propiedad. Además, facilita la comprensión de la descripción de la separación gas-líquido, la que constituye una de las operaciones básicas en la producción, procesamiento y tratamiento de aceite y gas.

Conceptos fundamentales. (2,5,6)

Relación de solubilidad del gas en el aceite, RS. Expresa el volumen total de gas disuelto referido al volumen de aceite al cual está asociado, se indica normalmente en m^3 de gas disuelto a C.S. / m^3 de aceite a C.A. (pie³ a C.S. / bbl a C.A.) .

Factor de volumen del aceite, BO. Se define como el volumen que ocupa el aceite del yacimiento, con su gas disuelto, un volumen unitario de aceite medido en la superficie; se expresa en m^3 de aceite y gas disuelto a C.Y. / m^3 de aceite a C.A. (bbl a C.Y. / bbl a C.A.) su valor es mayor que 1.

Factor de volumen del gas, BG. En este caso, también se trata de relacionar un volumen unitario de gas en la superficie con el volumen -- que ocuparía al pasar a condiciones de yacimiento; se expresa en m^3 de gas a C.Y. / m^3 de gas a C.S. (pie³ de gas a C.Y. / pie³ de gas a C.S.) su valor es menor de 1.

Factor de encogimiento. Es la disminución de volumen que experimenta el aceite por efecto de la liberación de gas disuelto y por su contracción térmica. El factor de encogimiento es el recíproco del factor de volumen por lo que se expresa en m^3 de aceite a C.A./ m^3 de aceite a C.Y. (bbl de aceite a C.A./bbl de aceite a C.Y.).

Relación gas-aceite, RGA. Representa el volumen de gas producido referido al volumen de aceite producido, medidos a condiciones estándar. Sus unidades son m^3 de gas a C.S./ m^3 de aceite a C.S. -- (pie^3 de gas a C.S./bbl de aceite producido a C.S.).

Etapa de separación. Se define como la condición a la que el aceite y el gas alcanzan el equilibrio físico a la presión y temperatura en que se encuentren.

Separación instantánea o flash. Esta separación se lleva a cabo cuando la presión se reduce en el sistema permaneciendo en contacto el líquido y el gas, es decir, no existe remoción del gas del contacto con el líquido conforme la reducción de presión permite que el gas no permanezca en solución. Esta separación provoca la formación de más gas y menos líquido. El proceso termodinámico -- considerado es isoentálpico para efectuar balances de materia y -- energía.

Separación diferencial. Esta separación es un concepto teórico y se realiza cuando el gas se elimina del contacto del líquido conforme la reducción de presión permite que el gas no permanezca en solución. Esta separación provoca la formación de más líquido y menos gas. Considerando el concepto anterior, un separador hipotético sería aquel que se construyera de tal forma que redujera la presión de los fluidos, desde el valor que presenten en la cabeza del pozo hasta un valor cercano o igual a la presión atmosférica, a la entrada y salida del mismo, respectivamente. Además, el gas

producido sería removido continuamente tan pronto como se separara del líquido al disminuir su solubilidad. Sin embargo, este separador es prácticamente irrealizable. Afortunadamente, es posible - realizar en campo un arreglo de etapas de separación en serie, mediante un conjunto de separadores operando a presiones secuencialmente reducidas; el líquido se descarga de un separador de mayor presión al próximo de menor presión y el gas se descarga por separado.

El conjunto de etapas de separación constituye, de esta manera, una aproximación práctica de la separación diferencial. Además, entre más se aproxime el sistema de separación en etapas a un proceso de separación diferencial verdadera desde la producción de fluidos hasta su almacenamiento, más obtención de líquidos se tendrá. Teóricamente si se tuviera un número infinito de etapas se tendría una separación diferencial; afortunadamente con un sistema de cinco etapas es factible obtener el 96% de recuperación con respecto a una separación diferencial verdadera. Para facilitar la realización de los balances de materia y energía se considera a cada etapa, como - un proceso isotérmico.

En una instalación de separación en etapas, tanto la separación instantánea como la diferencial se presentan. La primera ocurre cuando los fluidos pasan a través de estranguladores, reguladores de presión, tuberías del pozo y superficial. La otra, como se vió se puede considerar como el conjunto de los separadores; rigurosamente puede considerarse también que se lleva a cabo en cada etapa -- cuando los fluidos pasan a través del separador ya que existe una caída de presión y además el gas y el aceite se descargan por separado; sin embargo, esta caída de presión es poco significativa en el cambio de solubilidad del gas.

Separadores de gas y aceite. (6,7)

El término separador gas aceite en la terminología de la explotación del petróleo, designa a un recipiente a presión cuyo propósito es la separación de los fluidos producidos en sus componentes gaseosos

y líquidos, a una presión y temperatura determinadas. Dependiendo de su aplicación pueden denominarse de la siguiente manera:

Separadores: Estos recipientes son utilizados para separar corrientes de aceite y gas que provienen directamente de los pozos. Deben ser capaces de manejar "cabezadas" de líquido que se presentan repentinamente, lo que provoca que la relación gas-aceite disminuya; por lo que deben dimensionarse para manejar velocidades instantáneas altas de flujo. Se le denomina también separador convencional.

Eliminadores: Este equipo puede usarse para remover únicamente agua del líquido producido o toda la fase líquida, agua y aceite, del gas. De lo anterior se clasifican en dos categorías: Eliminadores de agua libre y de líquido; en el caso de un eliminador de agua libre el gas e hidrocarburos líquidos se descargan juntos y el agua se separa y descarga por el fondo del recipiente, puede utilizarse a alta o baja presión; un eliminador de líquido se emplea para remover todo el líquido, agua y aceite, del gas, el agua y los hidrocarburos líquidos se descargan juntos por la parte inferior del recipiente y el gas por la parte superior, se emplean para remover líquidos de una corriente de alta presión.

Tanques de balance: Este equipo es un separador convencional de aceite y gas operado a baja presión, alimentándose el líquido obtenido de un separador de más alta presión y se permite que "flashee" dentro de él. El tanque de balance es a menudo la segunda o tercera etapa de separación, permitiendo mantener la alimentación constante al sistema de bombeo, para su transporte o almacenamiento.

Recipientes de expansión o separadores a baja temperatura: Un equipo de este tipo constituye la primera etapa de separación de un sistema a baja temperatura, puede estar equipado con un serpentín para fundir los hidratos o puede permitir la inyección de inhibidores de formación de hidratos a los fluidos producidos, antes de que sufran la expansión o entren al recipiente.

Depuradores: Un depurador, conocido también como rectificador, es similar a un separador convencional, generalmente se diseña para manejar fluido con relaciones gas-aceite muy altas. Se aplican -- también para separar gotas muy pequeñas de líquido, suspendidas en corrientes de gas, ya que éstas no son eliminadas generalmente por un separador convencional. Un depurador tiene aplicación cuando se coloca corriente arriba de cualquier otro equipo de procesamiento de gas que requiere protegerse de hidrocarburos líquidos y agua. Dentro de este tipo de equipos se pueden considerar a los filtros-de polvo de las corrientes gaseosas.

Tipos de separadores.

Los separadores de gas y aceite se clasifican de acuerdo al número de fases separadas, teniéndose así separadores de dos fases y de tres fases.

Separador de dos fases. Este separa la corriente proveniente de los pozos en líquido y gas, los que se descargan por el fondo y la parte superior del separador, respectivamente.

Separador de tres fases. Este equipo separa la corriente proveniente de los pozos en agua, aceite y gas. El gas se separa por la -- parte superior del recipiente, el aceite en una posición intermedia y el agua por el fondo.

Ambos separadores, de dos y tres fases, se diseñan en forma vertical, horizontal y esférica; las figuras 11.7, 11.8 y 11.9 representan a cada uno de ellos. Los separadores horizontales pueden estar formados por un tanque horizontal o bien por dos colocados -- uno encima de otro; a los primeros se les conoce como de simple barril y a los otros como de doble barril; además es preferible usar el de simple barril.

A continuación se presentan las ventajas y desventajas de cada uno de estos diseños:

Separadores Verticales.

Ventajas:

1. Es fácil mantenerlos limpios, por lo que se recomiendan para manejar fluidos con alto contenido de lodo, arena o cualquier otro material sólido.
2. El control de nivel no es crítico, puesto que se puede emplear un flotador vertical, logrando que el control de nivel sea más sensible a cambios y la operación sea más flexible.
3. Debido a que el nivel de líquido se puede mover en forma moderada, es recomendable su uso con el fin de manejar baches - imprevistos que entren al separador.
4. Existe menor tendencia de revaporización de líquidos.

Desventajas:

1. Son más costosos que los horizontales.
2. Son más difíciles de instalar que los horizontales.
3. Se necesita un diámetro mayor que el de los horizontales para manejar la misma cantidad de gas y los fluidos separados - son menos estables.
4. Es más difícil efectuar inspecciones y mantenimiento que en los horizontales.

Separadores horizontales.

Ventajas:

1. Tienen mayor capacidad para manejar gas que los verticales.
2. Son más económicos que los verticales.

3. Son más fáciles de instalar que los verticales.
4. Son muy adecuados para manejar aceite con alto contenido de es
puma.
5. Los fluidos separados son más estables que los obtenidos en un
separador vertical.
6. Es más fácil realizar inspecciones y mantenimiento que en los-
verticales.

Desventajas:

1. No son adecuados para manejar fluidos de pozos que contienen -
materiales sólidos como arena o lodo, lo cual dificulta su lim
pieza.
2. El control de nivel es más crítico que en los verticales, lo -
cual disminuye la flexibilidad en su operación.

Separadores esféricos.

Ventajas:

1. Son más compactos que los anteriores, por lo que se usan en pla
taformas costa afuera.
2. Son más fáciles de limpiar que los separadores verticales.
3. Son más económicos que los separadores horizontales.
4. Los diferentes tamaños disponibles, los hacen el tipo más eco-
nómico para instalaciones individuales de pozos de alta presión.

Desventajas:

1. Tienen un espacio de separación muy limitado.

2. La eficiencia de separación es la más baja que en los anteriores.
3. Los fluidos separados son menos estables que en los anteriores.
4. La flexibilidad de la operación es la más limitada, debido a que el control de nivel es más crítico que en el separador horizontal.

Descripción de un separador.

Independientemente de la forma en que se diseñe cualquier separador, este consta de cuatro secciones principales las que se presentan en las figuras II.7, II.8 y II.9. Estas secciones son:

Sección de separación primaria o inicial. En esta sección, se separa la mayor porción de líquido de la corriente de gas y se reduce la turbulencia del flujo. La separación del líquido se realiza mediante un cambio en la dirección del flujo, lo cual induce una fuerza centrífuga, o un cambio repentino en momentum, con lo que se separan grandes volúmenes de líquido. El cambio en la dirección se puede provocar con una entrada tangencial de los fluidos al separador; o bien, instalando adecuadamente una placa desviadora a la entrada.

Sección de separación secundaria o de asentamiento gravitacional. En esta sección se separa la máxima cantidad de gotas de líquido de la corriente de gas. Las gotas se separan principalmente por la fuerza de gravedad por lo que la turbulencia del flujo debe ser mínima. Para esto, el separador debe permitir que en esta sección, el gas se desplace a una velocidad baja. En algunos diseños se emplean venas rectificadoras para reducir la turbulencia, sirviendo simultáneamente como superficies colectoras de líquido. La eficiencia de separación en esta sección, depende principalmente de las propiedades físicas del gas y del líquido, del tamaño de las gotas-

de líquido suspendidas en el flujo de gas y del grado de turbulencia.

Sección de extracción de niebla o de coalescencia. En esta sección se separan del flujo de gas, las gotas pequeñas de líquido que no se lograron eliminar en las secciones primaria y secundaria del separador. En esta parte del separador se utiliza el efecto de choque y/o la fuerza centrífuga como mecanismos de separación. Mediante estos mecanismos se logra que las pequeñas gotas de líquido, se colecten sobre una superficie en donde se acumulan y forman gotas más grandes, que se drenan a través de un conducto a la sección de acumulación de líquidos o bien caen en una dirección opuesta a la corriente de gas a la sección de separación secundaria. El dispositivo utilizado en la sección de extracción de niebla está constituido generalmente por un conjunto de cilindros concéntricos corrugados, por alambre entretejido o por tubos ciclónicos.

Sección de almacenamiento de líquidos. En esta sección se almacena y descarga el líquido separado en las tres secciones descritas anteriormente. Esta sección proporciona el tiempo de retención requerido para que el gas atrapado por el aceite pueda incorporarse al espacio de vapor. También debe tener la capacidad suficiente para manejar los posibles baches de líquido que se pueden presentar en una operación normal.

En las figuras II.7., II.8. y II.9. pueden observarse los cuatro mecanismos básicos de separación de gas-líquido. La placa desviadora impone un cambio repentino en dirección y momentum de la corriente alimentada, causando que los líquidos más pesados se separen. La sección de asentamiento gravitacional permite que las gotas más pequeñas abandonen la corriente de gas y el extractor de niebla provoca la coalescencia del líquido remanente conforme el gas abandona el recipiente. Además, el gas atrapado por el líquido escapa en la sección de acumulación.

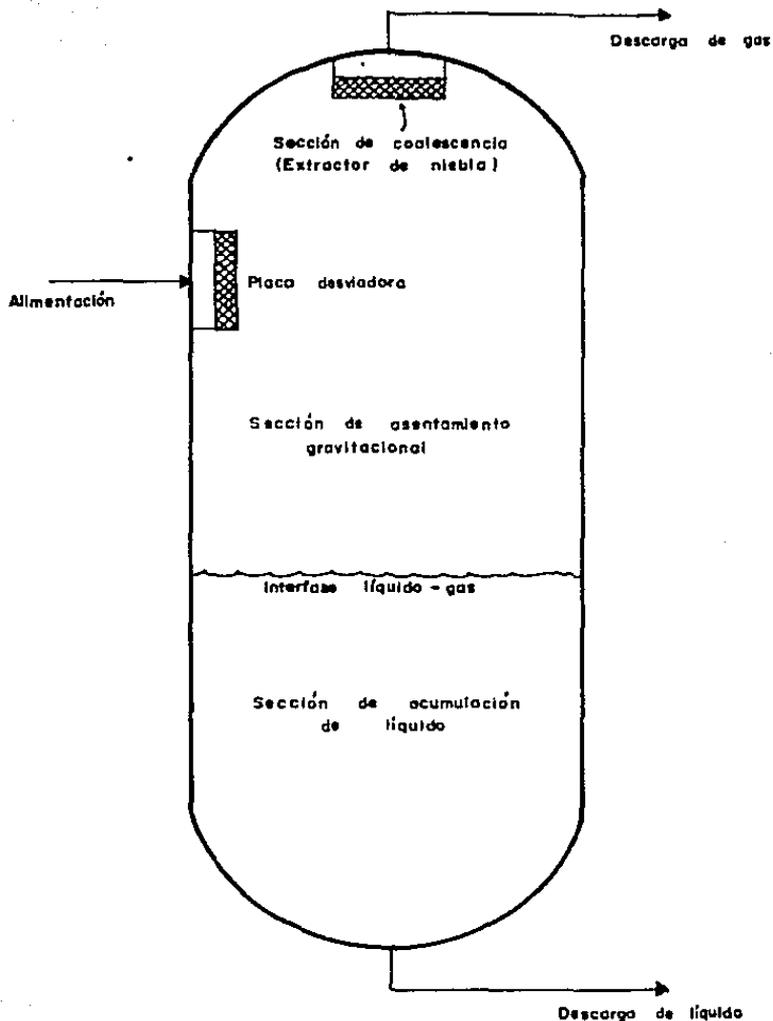
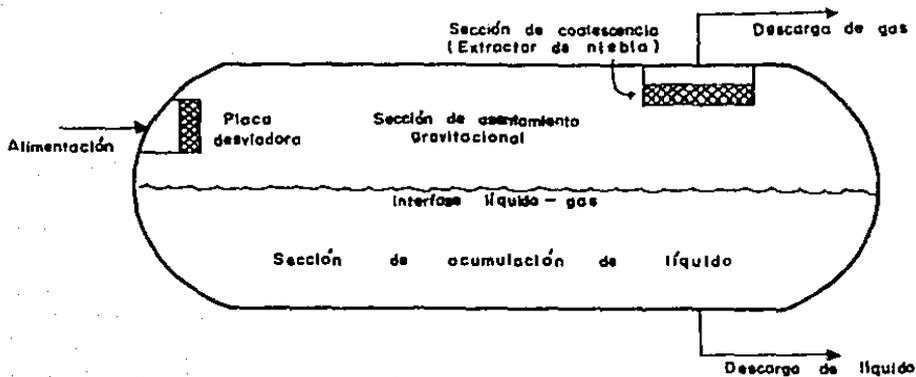
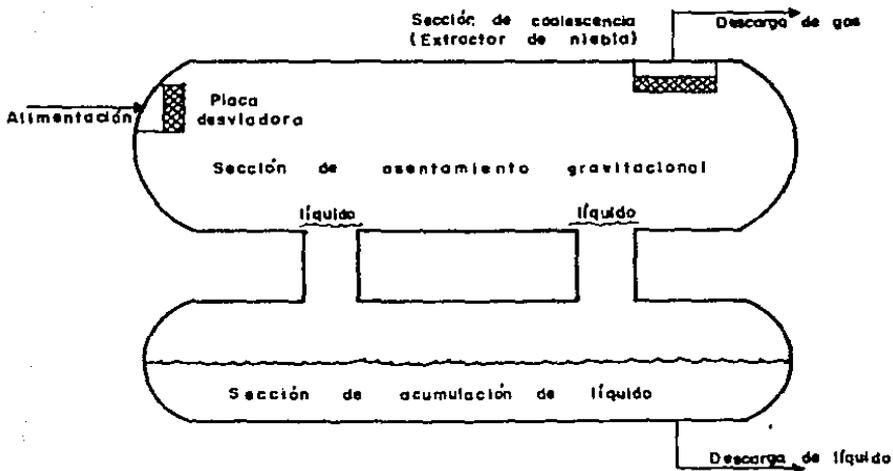


FIGURA II · 7.- S E P A R A D O R V E R T I C A L .



a).- De simple barril



b).- De doble barril

FIGURA II. 8.- SEPARADORES HORIZONTALES.

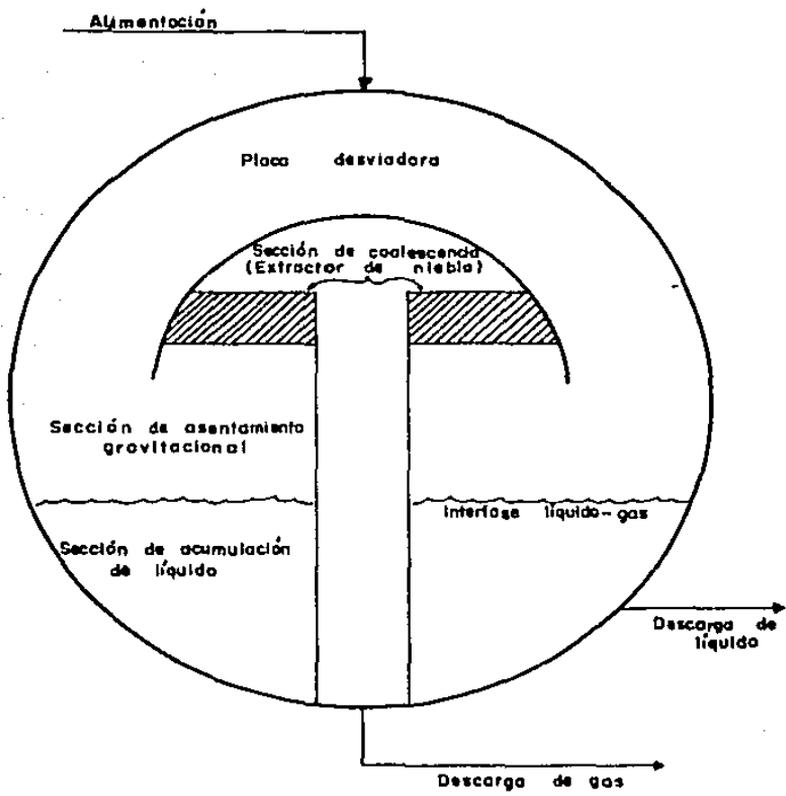


FIGURA II-9.- S E P A R A D O R E S F E R I C O .

III. DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DE LOS SISTEMAS.

III. DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DE LOS SISTEMAS. (8)

Se conoce como tamaño de una planta industrial la capacidad instalada de producción de la misma. Esta capacidad normalmente se expresa en cantidad producida por unidad de tiempo, es decir, volumen, peso, valor o número de unidades de producto elaborado por año, ciclo de operación, mes, día, turno, hora, etc. En algunos casos la capacidad de una planta se expresa, no en términos de la cantidad de producto que se obtiene, sino en función del volumen de materia prima que entra al proceso.

El tamaño de una planta en algunas ocasiones se refiere a períodos menores de un año, debido a la disponibilidad limitada de una materia prima que no es factible o económico almacenar.

Las plantas industriales generalmente no operan a su capacidad nominal o instalada, debido a factores ajenos al diseño de la misma, tales como limitada disponibilidad de materia prima, fluctuaciones en la demanda del producto, etc. Al ritmo de producción que efectivamente es posible operar la planta se le conoce como capacidad real de operación. Al cociente que resulta de dividir la capacidad real entre la instalada se le denomina nivel de aprovechamiento de la capacidad de la planta.

En plantas industriales que cuentan con equipos de diferentes capacidades, la capacidad de la planta se da en función del equipo de menor capacidad.

En plantas que pueden manufacturar productos con diversos niveles de elaboración, la capacidad de operación dependerá del grado de transformación que se dé a la materia prima.

En aquellas industrias que elaboran diversos lotes de productos de diferentes características, el tamaño de la planta se suele especificar con respecto a la producción de un lote tipo.

En las plantas que producen bienes de capital de naturaleza heterogénea no es adecuado expresar su capacidad instalada en cantidad de productos por unidad de tiempo, debido a la no homogeneidad de los productos, por lo que esa capacidad se expresa en términos de valor de los productos manufacturados por unidad de tiempo.

En general, los factores que influyen de manera predominante en la selección del tamaño de una planta industrial son los siguientes:

1. CARACTERISTICAS DEL MERCADO DE CONSUMO.
2. CARACTERISTICAS DEL MERCADO DE ABASTECIMIENTO.
3. ECONOMIAS DE ESCALA.
4. DISPONIBILIDAD DE RECURSOS FINANCIEROS.
5. CARACTERISTICAS DE LA MANO DE OBRA.
6. TECNOLOGIA DE PRODUCCION.
7. POLITICA ECONOMICA.

El tamaño más adecuado de una planta industrial será aquel que se obtenga optimizando la economía de la misma en función de los factores antes mencionados. La selección del tamaño de la planta se realiza haciendo una primera estimación de la misma en términos del factor que se juzga le impone la mayor restricción; que en la mayoría de los casos es la dimensión y localización del mercado de consumo o el de abastecimiento. Posteriormente se hacen ajustes al tamaño así estimado en función de los otros factores de influencia antes señalados.

Para determinar la capacidad de los sistemas de separación tratados en este estudio se consideró un concepto modular basado en las siguientes características:

La producción de gas natural en el país, se destina a cubrir la demanda interna la cual incluye a los sectores industrial, eléctrico, doméstico y a la misma industria petrolera y a exportar los excedentes que llegan a presentarse. Dentro de las Zonas Petroleras desta

ca la Sureste ya que contiene reservas de petróleo y gas muy importantes acumuladas en el área mezozoica de Chiapas-Tabasco. Esta -- área fue descubierta en 1972, abarca una superficie de 7 000 km² y a partir de 1976 se dió un impulso notable a su explotación, lo que contribuyo a incrementar las reservas de hidrocarburos.

Dentro de la Zona Sureste sobresale el área de Huimanguillo, productora de aceites volátiles con alto contenido de gas, que además de una gran producción de aceite ligero aporta gran cantidad de gas, contribuyendo de manera significativa a la producción del mismo. -- En esta área se localiza el Campo Muspac, productor de gas y condensados, el que tiene una superficie aproximada de 36 km², ubicado en el Municipio de Ostucán, Chis. Su acceso se tiene por la carretera Villahermosa - Reforma - San Manuel - Ostucán hasta el kilómetro 105 y luego por un camino de terracerfa. El descubrimiento e inicio de explotación del campo fueron realizados en 1982; el primer pozo productor se disparó en el intervalo 2 932 - 2 960 m del Cretácico Superior.

A partir de un estudio, realizado por especialistas en Ingeniería de Yacimientos, que incluye el análisis de la capacidad de diversos aparejos de producción, la determinación potencial del yacimiento y el número adecuado de pozos productores para lograr el mejor desarrollo y explotación del Campo Muspac fue posible establecer la capacidad de cada módulo de separación para el manejo de la producción de este campo.

La información más relevante de este estudio es la siguiente: El Campo Muspac productor de gas y condensados produce fluidos con la mayor relación inicial gas-aceite y los líquidos más ligeros hasta ahora encontrados en el área de Huimanguillo, 2 000 m³/m³ y 0.77 -- kg/dm³ (52° API), respectivamente. Con el análisis composicional de los fluidos del Campo Chiapas, adyacente al Campo Muspac, y las primeras interpretaciones geológicas se determinó que con 17 pozos sería posible explotar la estructura durante 4 años aportando 147.48 m³/s a 293 K y 101.325 kPa (450 MMPCSD*) de gas.

* MMPCSD, millón de pies cúbicos a las condiciones estándar por día.

Los primeros análisis de laboratorio de los fluidos del pozo descubridor así como la nueva información arrojada por la perforación de dos pozos adicionales, invalidan el pronóstico anterior; lo cual permitió establecer que la explotación del yacimiento mediante 12 pozos resulta adecuada, pudiendo sostener una producción de 81.94 m³/s (250 MMPCSD) cuando menos tres años, sin necesidad de compresión. La capacidad de transporte de los aparejos de 11.43 cm (4.5 pulg) resulta adecuada y suficiente para explotar al campo.

Tomando en cuenta el pronóstico de producción del Campo Muspac, --- 81.94 m³/s (250 MMPCSD), se determinó que los sistemas de separación objeto de este estudio, estuvieran integrados cada uno por 10-módulos con una capacidad normal de 8.19 m³/s (25 MMPCSD). Esta capacidad es suficiente para manejar los fluidos producidos durante la explotación del campo mencionado; además, se tendría la facilidad de incrementar o reducir la capacidad total según sea el volumen de hidrocarburos producidos.

IV. INGENIERIA BASICA PRELIMINAR.

SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS PARA EL MANEJO
DE GAS Y CONDENSADOS

CAMPO MUSPAC, CHIAPAS, MEXICO

IV. 1.a. BASES DE DISEÑO.⁽⁹⁾

1. GENERALIDADES.

El objetivo del sistema es recuperar los condensados contenidos en la corriente de hidrocarburos aportada por el Campo Muspac, el cual es productor de gas y condensados y se localiza en la Zona Sureste de Petróleos Mexicanos.

Para realizar la recuperación, se somete a la corriente de hidrocarburos a un proceso de separación en tres etapas, provocándose un enfriamiento por expansiones isoentálpicas consecutivas debido al efecto Joule-Thompson, logrando así una condensación parcial del mismo y obtener los condensados y gas residual.

2. CAPACIDAD.

La recuperación de condensados se realizará mediante un sistema de 10 módulos o unidades, cada uno de los cuales tendrá una capacidad normal de $8.194 \text{ m}^3/\text{s}$ a 293 K y 101.325 kPa (25 MMPCD a 20°C y 1 atm). La capacidad de diseño será de $9.177 \text{ m}^3/\text{s}$ (28 MMPCSD), no se considerarán operaciones a capacidades inferiores a las señaladas para realizar el diseño de los módulos. El factor de servicio considerado es de 0.9, el cual corresponde a 330 días/año.

La capacidad modular total es suficiente para manejar la producción del Campo Muspac, por lo que no se requerirán ampliaciones futuras.

3. ESPECIFICACION DE LA ALIMENTACION.

La composición de la corriente de hidrocarburos alimentada a cada módulo se obtuvo ajustando información de los fluidos producidos en el Campo Chiapas, tratando de reproducir datos extraídos del análisis PVT de los fluidos producidos por el pozo Muspac 1. El ajuste se llevó a cabo mediante un programa de cómputo implementado en el Instituto Mexicano del Petróleo, este programa posee como herramienta principal de cálculo la aplicación de la ecuación de Peng-Robin-

son al equilibrio de fases, véanse las apéndices A y B.

La composición obtenida es la siguiente:

COMPONENTE	% MOL.
ACIDO SULFHDRIICO.	2.466
NITROGENO.	1.990
BIOXIDO DE CARBONO.	3.415
METANO.	72.583
ETANO.	7.400
PROPANO.	2.800
ISOBUTANO.	0.477
BUTANO NORMAL.	0.800
ISOPENTANO.	0.348
PENTANO NORMAL.	0.387
HEXANO NORMAL.	3.608
HEPTANO(+)	3.726
T O T A L:	100.000
AGUA.	SATURADO.

El flujo de diseño considerado es de $9.177 \text{ m}^3/\text{s}$ a 293 k y 101.325 Kpa (28 MMPCD a 20°C y 1 atm.).

4. ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.

Estas especificaciones se establecieron de acuerdo a las condiciones de equilibrio en cada etapa de separación y considerando que los condensados recuperados deben ser estables a presión atmosférica; las presiones de operación en cada etapa de separación fueron proporcionadas por petróleos Mexicanos. Adicionalmente, se obtendrá gas residual de alta y baja presión.

GAS RESIDUAL DE ALTA PRESION.

Flujo 8.456 m³/s a 293 K y 101.325 kPa (25.8 MMPCD a 20°C y 1 atm)

COMPOSICION

COMPONENTE	% MOL.
ACIDO SULFHDIRICO.	2.552
NITROGENO.	2.161
BIOXIDO DE CARBONO.	3.670
METANO.	78.617
ETANO.	7.771
PROPANO.	2.660
ISOBUTANO.	0.390
BUTANO NORMAL.	0.598
ISOPENTANO.	0.199
PENTANO NORMAL.	0.198
HEXANO NORMAL.	1.132
HEPTANO. (+)	0.052
TOTAL:	100.000

GAS RESIDUAL DE BAJA PRESION.

Flujo 0.085 m³/s a 293 K y 101.325 kPa (0.26 MMPCD a 20°C y 1 atm)

COMPOSICION

COMPONENTE	% MOL.
ACIDO SULFHDIRICO.	9.387
NITROGENO.	0.118
BIOXIDO DE CARBONO.	3.579
METANO.	23.126
ETANO.	20.921
PROPANO.	19.586
ISOBUTANO.	3.937
BUTANO NORMAL.	6.461
ISOPENTANO.	2.071
PENTANO NORMAL.	1.989
HEXANO NORMAL.	8.763
HEPTANO.	0.060
TOTAL:	100.000

CONDENSADOS RECUPERADOS.

Flujo 4.292 l/s 293 K (2 332.4 BPD* a 20°C).

5. CONDICIONES DE LA ALIMENTACION EN LIMITES DE BATERIA.

ALIMENTACION	ESTADO FISICO	PRESTION MAN. kPa (kg/cm ²)	TEMPERATURA K (°C)	FORMA DE RECIBO
GAS Y CONDENSADOS.	Líquido-Vapor.	8 680.8 (88.5)	329 (56)	Tubería.

6. CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LIMITES DE BATERIA.

PRODUCTO.	ESTADO FISICO	PRESTION MAN. kPa (kg/cm ²)	TEMPERATURA K (°C)	FORMA DE ENTREGA.
GAS RESIDUAL DE ALTA PRESION.	Gas.	8 680.8 (88.5)	334 (61)	Gasoducto.
GAS RESIDUAL DE BAJA PRESION.	Gas.	39.24 (0.4)	310 (37)	Gasoducto.
CONDENSADOS.	Líquido.	490.4 (5)	310 (37)	Gasoloducto.

7. ALMACENAMIENTO.

Los condensados recuperados se almacenarán fuera de límites de batería en un recipiente esférico común a los 10 módulos, con una capacidad para 4 770 m³ (30 000 bbl) a una presión de operación de 58.85 kPa (0.6 kg/cm²) man. y una temperatura de 311 K (38°C). La capacidad normal almacenada será de 3 756.5 m³ (23 500 bbl).

8. SERVICIOS AUXILIARES.

8.1 AGUA CONTRA INCENDIO.

El agua para el servicio de contra incendio se recibirá a una presión de 1 177.05 kPa (12 kg/cm²) man. y temperatura ambiente en límites de batería, siendo su disponibilidad ilimitada.

* BPD, Barriles por día.

8.2 AGUA PARA SERVICIOS Y USOS SANITARIOS.

El agua para cubrir este requerimiento se almacenará en un recipiente pequeño con capacidad suficiente para satisfacer adecuadamente es te requerimiento. Se recibirá a 490.44 kPa (5 kg/cm²) y temperatura ambiente, en límites de batería.

8.3. COMBUSTIBLE.

La demanda de gas combustible, será cubierta con gas residual de baja presión obtenido del tanque de balance del mismo módulo. Este -- combustible tendrá las siguientes características.

Poder calorífico bajo, LHV: 69 951 kJ/m³ a 101.325 kPa y 293 K --
(1 878.1 BTU/pie³ a 14.7 psia y 68°F).

Peso molecular: 40.033 $\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$ (40.033 kg/kg-mol).

Densidad relativa: 1.38

8.4 ENERGIA ELECTRICA.

Fuente de suministro: P E M E X.
Tensión (Potencial Eléctrico): 4 160 volts.
Número de fases: 3
Frecuencia: 60 Hz (60 ciclos/s).
Acometida: Subterránea.

8.5 ENERGIA ELECTRICA DE EMERGENCIA.

Fuente de suministro: COMISION FEDERAL DE ELECTRICIDAD.
Tensión (Potencial eléctrico): 4 160 volts.
Número de fases: 3
Frecuencia: 60 Hz (60 ciclos/s).
Acometida: Subterránea.

8.6 FLUIDO DE INSTRUMENTOS.

El fluido de instrumentos se integrará, a una red general fuera de límites de batería, empleando gas seco del mismo conjunto de módulos.

Presión del Sistema: 620.36 kPa (90 psig).
Temperatura: 311 K (100° F).

8.7 DESFOQUE.

La red de tubería de desfoque del módulo se unirá a un cabezal común de los módulos, fuera de límites de batería.

9. CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS.

9.1 TEMPERATURA.

MAXIMA EXTREMA.	313 K	(40° C).
MINIMA EXTREMA.	282 K	(9° C).
MAXIMA PROMEDIO.	311 K	(38° C).
MINIMA PROMEDIO.	294 K	(21° C).
PROMEDIO.	299 K	(26° C).
PROMEDIO DEL MES MAS CALIENTE.	304 K	(31° C).
PROMEDIO DEL MES MAS FRIO.	284 K	(11° C).
DE BULBO HUMEDO PROMEDIO.	301 K	(28° C).

9.2 PRECIPITACION PLUVIAL.

HORARIA MAXIMA.	83 mm.
MAXIMA EN 24 HORAS.	672 mm.
ANUAL MEDIA.	2 342,5 mm.

9.3 VIENTO.

DIRECCION DE LOS VIENTOS DOMINANTES: De Noroeste a Sureste.
DIRECCION DE LOS VIENTOS REINANTES: De Noroeste a Sureste.

VELOCIDAD MEDIA: 20.7 km /h.
VELOCIDAD MAXIMA: 240 km /h.

9.4 HUMEDAD.

MAXIMA: 95% a 301 K (28°C).
MINIMA: 75% a 311 K (38°C).

9.5 ATMOSFERA.

La presión atmosférica es de 101.325 kPa. (1.033 kg/cm^2) y la atmósfera es corrosiva.

9.6 ELEVACION SOBRE EL NIVEL DEL MAR.

La elevación del sistema sobre el nivel del mar es de 10 m.

10. ELIMINACION DE DESECHOS.

Los requerimientos de eliminación de desechos deberán ajustarse a la Ley Federal de Protección al Ambiente, vigente a partir de Febrero - de 1982, de la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología.

IV. 2.a. DESCRIPCION DEL PROCESO.

INTRODUCCION.

La corriente de hidrocarburos proveniente del Campo Muspac se trata mediante un proceso de separación en el cual se realizan tres expansiones isoentálpicas, lo que provoca una condensación parcial de hidrocarburos, obteniéndose como productos condensados y gas residual de alta y baja presión.

DESCRIPCION DEL PROCESO.

La mezcla líquido - vapor proveniente de límites de batería a una presión de 8 681 kPa (88.5 kg/cm²) man. y una temperatura de 329 K (56° C), se alimenta al separador de alta presión FA-101, en donde se lleva a cabo la primera etapa de separación. El gas residual obtenido en esta separación de alta presión se envía a límites de batería a las mismas condiciones de presión y temperatura en que se efectúa esta etapa.

Los condensados recuperados en esta primera etapa se introducen al separador de baja presión FA-102 el cual opera a una presión de 833 kPa (9 kg/cm²) man. y una temperatura de 317 K (44° C). El gas residual obtenido en esta etapa de separación se alimenta al compresor GB-101, para aumentar la presión a un valor igual al del gas residual de alta presión. Posteriormente se combinan y se envían a L.B.

La corriente de condensados separados en la etapa de baja presión se se alimenta al tanque de balance FA-103, en el que se logra una separación adicional a una presión de 39.2 kPa (0.4 kg/cm²) man. y una temperatura de 310 K (37° C). Finalmente, los condensados obtenidos en el tanque de balance se envían a límites de batería a 490 kPa (5 kg/cm²) man. y 311 K (38° C) para su almacenamiento. El gas residual que se separa en este tanque se envía a L.B. a una presión y temperatura de 39.2 kPa (0.4 kg/cm²) y 310 K (37° C), respectivamente.

IV. 3.a. CRITERIOS DE DISEÑO.

Por medio de los criterios de diseño del proceso se establecieron los lineamientos generales y específicos para el diseño de la Ingeniería básica preliminar. En cuanto a equipos se refiere, los criterios de diseño permitieron establecer los lineamientos fundamentales para su diseño y poder determinar el costo de los mismos.

A continuación se describen los criterios aplicables:

CRITERIOS DEL PROCESO.

1. C A P A C I D A D.

La capacidad normal de cada módulo es de $8.194 \text{ m}^3/\text{s}$ a 293 K y 101.325 kPa (25 MMPCSD), para el diseño la capacidad considerada es de $9.177 \text{ m}^3/\text{s}$ (28 MMPCSD). Esta es suficiente para mantener la capacidad total del sistema en $81.94 \text{ m}^3/\text{s}$ (250 MMPCSD), y de esta manera manejar la producción total del Campo Mispac.

2. O P E R A C I O N.

El sistema de separación consta de 10 módulos con las capacidades indicadas anteriormente. Tomando en cuenta el factor de servicio de cada módulo y la capacidad total del sistema, cuando operen únicamente 9 módulos éstos deben absorber proporcionalmente el incremento de flujo en su alimentación para continuar manejando la producción total del Campo Mispac.

CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPO.

RECIPIENTES^(10,11) Debe considerarse para la presión, flujo y temperatura de diseño un 20%, 12% y 50 K más con respecto a las condiciones normales de operación, de las variables mencionadas.

BOMBAS. ⁽¹²⁾ El sobrediseño para presión de descarga y flujo referido a condiciones normales de operación será de 20% y 12%, respectivamente. La cabeza neta positiva de succión debe ser igual o mayor a 5m. ⁽¹³⁾ El tipo de bomba se seleccionará de acuerdo al flujo y presión de descarga; de acuerdo a las condiciones de operación, la bomba GA-101/R debe ser centrífuga.

COMPRESORES. ⁽¹⁴⁾ Para seleccionar el tipo de compresor deben considerarse el flujo y la presión de descarga. El flujo de diseño será -- 12% mayor que el flujo normal. En este caso, el tipo de compresor debe ser recíprocante, con una relación de compresión máxima por etapa de 4. La temperatura máxima en cualquier etapa de compresión no deberá exceder de 450 K (350°F), en caso de requerirse enfriamiento interetapas deberá usarse aire como medio de enfriamiento.

ACCIONADORES. Considerando los servicios auxiliares disponibles, - los accionadores de la bomba GA-101 y del compresor GB-101 deben ser motores eléctricos.

UNIDADES DE RELEVO. Los accionadores de la bomba de relevo GA-101 R y del compresor de relevo GB-101 R deben ser motores de combustión interna que empleen gas residual de baja presión, como combustible.

IV. 4.a. FILOSOFIAS BASICAS DE OPERACION.

El módulo de separación en etapas tiene por objeto recuperar los condensados contenidos en la corriente de hidrocarburos aportada por el Campo Múspac; la recuperación se lleva a cabo en tres etapas consecutivas.

A continuación se presentan los aspectos operacionales considerados:

1. VARIABLES DE OPERACION Y CONTROL.
2. OPERACIONES ANORMALES.
3. REQUERIMIENTOS DE CONTROL ANALITICO.

1. VARIABLES DE OPERACION DE CONTROL.

Este módulo esta integrado por los siguientes equipos:

FA-101	Separador de alta presión.
FA-102	Separador de Baja presión.
FA-103	Tanque de balance.
GA-101/R	Bomba de condensados.
GB-101/R	Compresor de gas de baja presión.

1.1. F L U J O.

Este módulo operará normalmente con un flujo de alimentación de 8.194 m³/s a 293 K y 101.325 kPa (25 MMPCD a 20°C y latm.) integrado por una sola corriente de alimentación, la cual se controla, para mantener la carga apropiada al módulo, a través de un controlador de flujo.

1.2. PRESION.

La presión de operación en cada separador, que constituye una etapa de separación, se controla por medio de su respectivo controlador de presión, el que ajusta el flujo de gas separado. La presión en cada etapa de separación fija la temperatura puesto que son etapas de equilibrio.

1.3. NIVEL.

Cada separador, tiene instalado un controlador de flujo para mantener el nivel al 50% de su diámetro y poder realizar una separación eficiente. Este control ajusta el flujo de líquido que se alimenta al siguiente separador.

2. OPERACIONES ANORMALES.

Aunque un cambio en la composición, con respecto al tiempo, durante la explotación de un yacimiento de hidrocarburos es un fenómeno normal, constituye una situación anormal durante la operación del módulo. Considerando que este cambio es gradual, y el alcance de este estudio, se supone que la composición de la alimentación es constante.

En caso de falla del compresor GB-101/R, el gas liberado en la segunda etapa de separación se enviará junto con el gas residual de baja presión a L.B. y el módulo seguirá operando normalmente.

3. REQUERIMIENTOS DE CONTROL ANALITICO DEL PROCESO.

Para poder evaluar el funcionamiento del módulo, en un momento dado y mantener un control de éste, se recomienda efectuar el análisis de las corrientes que a continuación se indican y que se presentan en la Tabla 1.

Corriente de alimentación y gas residual de baja y alta presión.

Análisis de: CO_2 y de HC. Método ASTM D-1945-64

H_2S . Método de Sulfato de Cadmio (Carbide Carbon
Chemicals Company 12-IP6-IV).

Condensados.

Con objeto de conocer el grado de estabilidad del producto principal del módulo, se deberá determinar el valor de la presión de vapor Reid a los condensados estabilizados, la que deberá ser igual a la establecida en Bases de Diseño.

TABLA 1. CORRIENTES DE PROCESO PARA CONTROL ANALITICO.

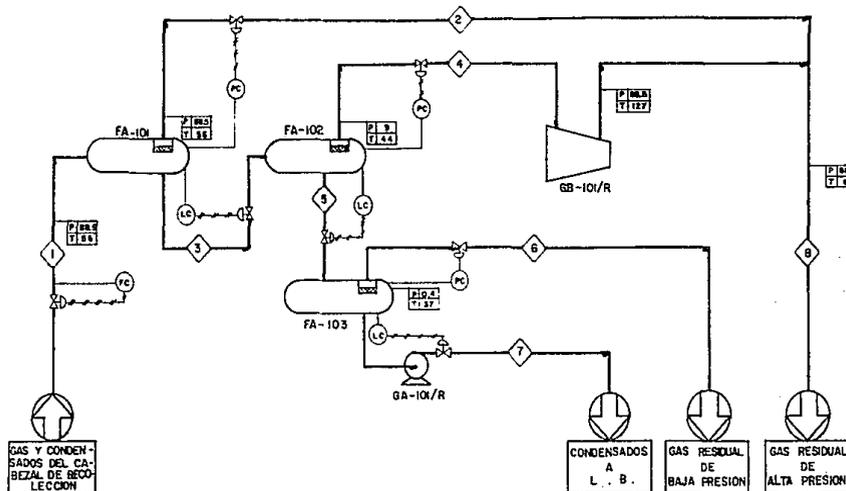
COMPONENTE	ALIMENTACION	GAS RESIDUAL ALTA PRESION	GAS RESIDUAL BAJA PRESION
H ₂ S	2.466	2.552	9.387
N ₂	1.990	2.161	0.118
CO ₂	3.415	3.670	3.579
C ₁	72.583	78.617	23.128
C ₂	7.400	7.771	20.921
C ₃	2.800	2.660	19.586
iC ₄	0.477	0.390	3.937
nC ₄	0.800	0.598	6.461
iC ₅	0.348	0.199	6.461
nC ₅	0.347	0.198	1.989
C ₆	3.608	1.132	8.763
C ₇ ⁺	3.726	0.052	0.060
PRESION.	8 680.8 kPa	8 680.8 kPa	39.24 kPa
TEMPERATURA.	329 K	334 K	310 K

IV.5.a. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO.

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8								
FLUJO kg/h	3906.8	1378.2	2302.3	1198.9	14082.6	178.4	1725.1	68.9	12397.0	108.5	608.5	12.7	1182.0	96.8	28798.2	1260.7
FLUJO m ³ /h																
SPD @ C.F.					3.207		2.535									2430.7
MAPCD @ 20°C, 100h	28	24.37					1.4						0.28			28.8
l/min																
PRESION mm Hg/cm ²	1220.1	88.3	1239.1	88.6	1259.1	98.5	127.9	9	127.9	9	9.7	0.4	71.2	5	1259.1	88.3
TEMPERATURA °C	86	152.8	8.6	132.8	58	132.8	46	110.7	44	110.7	37	99.6	3.7	98.6	61	141.5
TEMPERATURA °F																
DENSIDAD REL. @ 20°C	0.981	0.722	0.861	92.4	0.864		0.734	61	1.38				0.734	61	0.729	
ENTALPIA kJ/kg			0.8094												0.8080	
ENTALPIA MOLAL kJ/mol	4014.3	42.68.6	2307.6		8031.1		582.1		6482.5				-237.6		4381.4	

NOTAS

- 1.-Presión en kg/cm² man.
- 2.-Temperatura en °C.



LISTA DE EQUIPO

CLAVE	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
FA - 101	SEPARADOR DE ALTA PRESION.	36" X 10'-0" 3"
FA - 102	SEPARADOR DE BAJA PRESION.	30" X 9'-0" 1/8"
FA - 103	TANQUE DE BALANCE.	30" X 9'-0" 3/16"
GA - 101/R	BOMBA DE CONDENSADOS	4 HP 71 gal/min
GB - 101/R	COMPRESOR DE GAS DE BAJA PRESION.	258 HP 163/ 53 PCM

UNAM FACULTAD DE QUIMICA
MAESTRIA EN INGENIERIA DE PROYECTOS

MODULO DE SEPARACION EN ETAPAS PARA
EL MANEJO DE GAS Y CONDENSADO

CAI4PO MUSPAC

DIAGRAMA - 100

IV. 6.a. BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

Los balances de materia y energía se realizaron a partir de la composición ajustada de la alimentación y las presiones de operación en cada etapa de separación, las que fueron proporcionadas por Petróleos Mexicanos; estos balances se efectuaron por medio del programa de cómputo descrito en la parte C del apéndice A, el cual aplica la ecuación de Peng-Robinson al equilibrio líquido vapor, véase el apéndice-B.

Los balances mencionados incluyen 4 etapas de separación: La primera se realizó a las mismas condiciones de presión y temperatura de alimentación; la segunda y tercera se realizaron considerando como alimentación los condensados recuperados en las etapas anteriores respectivas y llevando a cabo flasheos isoentálpicos; la etapa final, que no está representada en el diagrama, es la referente al almacenamiento se efectuó considerando como alimentación los condensados recuperados en la tercera etapa y llevando a cabo un flash isoentálpico.

A continuación se presentan los resultados del flash isotérmico correspondientes a la primera etapa de separación y de los flasheos isoentálpicos correspondientes a las últimas tres etapas de separación.

REFERENCE	DATE	PROJECT	INITIAL CONDITIONS	TEMPERATURE	172.00 DEGREE F	
			PRESSURE 14.734 PSIA			
PHASE BEHAVIOR PREDICTION USING THE P-W EQUATION						
COMPONENT NAME	FLUID COMPOSITION %	LIQUID COMPOSITION %	VAPOUR COMPOSITION %	K FACTOR	FUGACITY RATIO	
H ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
CH ₄	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
N ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
AR	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
ETH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
PROP	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
I-C ₄	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
N-C ₄	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
I-C ₅	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
N-C ₅	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
I-C ₆	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
N-C ₆	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
C ₇ -	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
FLUID PROPERTIES		FEEL	LIQUID	VAPO		
ENTHALPY, BTU/LB-MOL		014.2045	230.0767	626.6056		
ENTHALPY, ATU/LB		141.2326	24.7664	204.1514		
ENTHALPY, BTU/LB-MOL		5.6770	47.2291	-2.4303		
ENTROPY, BTU/LB-R		0.1927	0.7765	-0.1254		
MOLAR VOLUME, L/G-MOL TO P.C.		0.002	0.1192	0.2533		
MOLECULAR WEIGHT		29.4031	70.7454	20.9073		
DENSITY, G/L TO P.C.		11.3175	61.2464	80.9575		
DENSITY, LB/FT ³ TO P.C.		7.0560	41.2793	5.0339		
VOLUME PERCENT		100.0000	6.4370	93.5677		
MOLE PERCENT		100.0000	12.4706	67.0300		
NO. OF ITERATIONS						
* TO FLASH CONDITIONS						
CANTIDAD DE LICUABLE EN LA REDONDA 417.00 GAL A 1300 PIES						

SPECIFIED FLASH POINT INITIAL CONDITIONS					
PRESSURE		14.73 PSIA		TEMPERATURE	172.60 DEGREE F
PHASE BEHAVIOUR PREDICTION USING THE F-W EQUATION					
COMPONENT NAME	FEED COMPOSITION	LIQUID COMPOSITION	VAPOR COMPOSITION	K FACTOR	FUGACITY RATIO
H2S	.02942	.02917	.02709	.20110	.99971
CO2	.02096	.02091	.02143	1.72371	1.00000
N2	.00343	.00343	.00343	6.34003	1.00002
MEAN	.02147	.02139	.02149	3.01908	1.00001
ETH.	.07370	.07372	.07406	1.00434	.99972
P200	.05211	.05219	.02440	.46760	.99976
1-C4	.01215	.01215	.02357	.27742	.99975
N-C4	.02417	.02417	.00547	.21911	.99994
1-C5	.01425	.01425	.00146	.12961	.99993
N-C5	.01773	.01773	.00146	.16757	.99992
N-C6	.02417	.02417	.01012	.05325	.99991
C7+	.20345	.20309	.00005	.00192	.99992
FLUID PROPERTIES		FEED	LIQUID	VAPOR	
ENTHALPY, BTU/LB-MOL		27.07305	27.07397	4264.757	
ENTHALPY, BTU/LL		2.72097	2.72612	204.1441	
ENTROPY, BTU/LB-MOL-R		41.2300	41.2417	-2.8264	
ENTROPY, BTU/LL-R		.7745	.7766	-.1513	
MOLAR VOLUME, L/G-MOL		.1147	.1143	.2563	
MOLECULAR WEIGHT		7.74992	7.7545	20.9103	
DENSITY, G/L		121.0565	121.2545	33.9701	
DENSITY, LB/CU FT		7.52675	7.52619	5.0547	
LIQUID PERCENT		99.9999	99.9999	.0000	
VAPOR PERCENT		.0000	.0000	100.0000	
NO. OF ITERATIONS					
= 10 FLASH CONDITIONS					
CANTIDAD DE PASOS EN LA FLASH = 10 CONDICIONES DE FLASH					

SPECIFIED	ENTHALPY FLASH, P.L.		CONDITIONS		INITIAL		GOOD	BTU/LB-MOL
	PRESSURE	142.80 PSIA	TEMPERATURE	130.73 DEGREE				
PHASE BEHAVIOR PREDICTION USING THE P-H EQUATION								
COMPONENT NAME	FEED COMPOSITION	LIQUID COMPOSITION	VAPOR COMPOSITION	K FACTOR	EQUILIBRIUM RATIO			
N2	.02982	.01473	.03381	4.05286	1.00070			
CO2	.02046	.00466	.04667	10.06147	1.00004			
N2	.00353	.00014	.00831	41.65971	1.00008			
ETH	.26169	.02823	.41237	22.41404	1.00006			
ETHN	.07372	.03112	.14144	4.34537	1.00003			
PROP	.05276	.04432	.04467	4.45918	1.00001			
I-C4	.01273	.01484	.00949	.65347	1.00001			
N-C4	.02497	.05137	.01440	.47164	1.00000			
I-C5	.01433	.02065	.00433	.20971	1.00000			
N-C5	.01733	.02364	.00442	.36044	.99999			
N-C6	.00497	.02233	.01839	.05704	.99994			
C7+	.23363	.46193	.00018	.00038	.99942			
FLUID PROPERTIES		FEED	LIQUID	VAPOR				
ENTHALPY, BTU/LB-MOL		2307.8888	582.1417	3051.0276				
ENTHALPY, BTU/LB		29.2697	1.1656	201.6473				
ENTROPY, BTU/LB-MOL-F		62.9274	17.3778	7.1867				
ENTROPY, BTU/LB-R		.7981	.4639	.3734				
MOLAN VOLUME, L/G-MOL TO F.C.		3.0284	.1335	2.3743				
MOLECULAR WEIGHT		77.8492	112.6934	25.0494				
DENSITY, G/L TO F.C.		112.4476	734.0718	1067303				
DENSITY, LB/CU-FT TO F.C.		4.3227	45.0254	60074				
VOLUME PERCENT		100.0000	4.6583	91.3413				
MOLE PERCENT		100.0000	61.3831	38.6169				
NO. OF ITERATIONS								
TO FLASH CONDITIONS								
CANTIDAD DE REPLICAS EN LA MECLAN. 247.84. GALS. 1000. PIES								

***** REFERENCE 2

SEPARACION EN ETAPAS, FEAP.

SPECIFIED ENTHALPY PLASM. INITIAL CONDITIONS

PRESSURE 142.60PSIA TEMPERATURE 110.00 DEGREE F

PHASE BEHAVIOUR PREDICTION USING THE P-R EQUATION

COMPONENT NAME	FEED COMPOSITION	LIQUID COMPOSITION	VAPOR COMPOSITION	K FACTOR	LIQUIDITY RATIO
H2S	.01473	.01473	.05346	7.65158	1.00000
CO2	.00448	.00448	.04697	10.01941	1.00000
N2	.00074	.00074	.00360	47.67422	1.00000
HEM	.02825	.02719	.47000	22.37409	1.00000
ETHN	.01192	.03111	.14006	4.52088	1.00000
PROP	.04472	.04437	.04475	1.44751	.99999
I-C4	.01474	.01464	.00710	.64711	.99999
N-C4	.03177	.03137	.01474	.46649	.99999
I-C5	.02045	.02065	.00478	.20715	.99998
N-C5	.02546	.02566	.00477	.15474	.99998
N-C6	.02275	.02237	.01471	.05614	.99998
C7+	.46945	.46198	.00077	.00037	.99998

FLUID PROPERTIES

LIQ

LIQUID

VAPOR

ENTHALPY, BTU/LB-MOL

139.3950

335.1217

3016.9944

ENTHALPY, BTU/LB

4.7868

4.7857

1201.5073

ENTROPY, BTU/LH-MOL-R

97.5000

97.5060

7.7669

ENTROPY, BTU/LH-R

.4652

.4652

.0191

MOLAR VOLUME, L/G-MOL TO P.C.

.1734

.1735

2.5720

MOLECULAR WEIGHT

112.4952

112.7005

26.8953

DENSITY, GAL TO P.C.

733.6336

734.3742

19.6793

DENSITY, LB/CU.FT TO P.C.

45.7942

45.7445

.6042

VOLUME PERCENT

100.0000

99.8978

.1072

MOLE PERCENT

100.0000

99.9919

.0081

NO. OF ITERATIONS

* TO PLASM COMPOSITIONS

CANTIDAD DE ITERACIONES EN LA MEZCLA: 7674.57 GAL/1000 PIES 3

SPECIFIC ENTHALPY FLASH, P. 1

CONDITIONS INITIAL 1-INITIAL 2

-0057 BTU/LB-MOL

PRESSURE

10.57 PSIA

TEMPERATURE

96.62 DEGREE F

PHASE BEHAVIOUR PREDICTION USING THE P-R EQUATION

COMPONENT NAME	FEED COMPOSITION	LIQUID COMPOSITION	VAPOR COMPOSITION	K FACTOR	FUGACITY RATIO
N2S	.01473	.00453	.00557	21.68202	1.00000
CO2	.00474	.00057	.01579	62.95549	1.00000
N2	.00014	.00000	.00112	434.74479	1.00000
ETH	.07805	.00133	.23174	149.27850	1.00007
ETH	.01112	.00777	.20921	27.11420	1.00004
PROP	.04452	.02441	.17526	8.02547	1.00003
I-C4	.01494	.01162	.01927	3.38924	1.00003
N-C4	.05157	.02700	.04441	2.39300	1.00002
I-C5	.02015	.02644	.02071	1.00034	1.00002
N-C5	.02574	.02640	.01899	.73371	1.00001
N-C6	.02255	.03320	.00763	.24810	1.00000
C7+	.06113	.02234	.00000	.00011	.99999

FLUID PROPERTIES

	FEED	LIQUID	VAPOR
ENTHALPY, BTU/LB-MOL	559.3893	-237.6772	6452.3270
ENTHALPY, BTU/LB	4.7463	-1.9444	101.0394
ENTROPY, BTU/LB-MOL-R	97.7814	100.7474	33.3567
ENTROPY, BTU/LB-R	.8079	.9692	.5375
MOLAR VOLUME, L/G-MOL TO F.C.	2.2411	.1624	18.0554
MOLECULAR WEIGHT	112.4952	127.2374	40.0640
DENSITY, G/L TO F.C.	50.7848	730.2346	7.2197
DENSITY, LBZ/CF TO F.C.	3.1391	46.4346	.4575
VOLUME PERCENT	100.0000	4.4258	95.5742
MOLE PERCENT	100.0000	89.1850	11.8150

NO. OF ITERATIONS

P TO FLASH CONDITIONS

CANTIDAD DE LICUABLES EN LA REACTOR 470.79 GAL/1000 PIFS 0

SEPARACION EN FLUJOS					
SPECIFIED ANIMALTY FLASH, INITIAL CONDITIONS					
		PRESSURE	TEMPERATURE	M-O2 DEGREE P	
PHASE BEHAVIOUR PREDICTION USING THE P-R EQUATION					
COMPONENT NAME	FEED COMPOSITION	LIQUID COMPOSITION	VAPOR COMPOSITION	K FACTOR	FUGACITY RATIO
H2S	.00475	.00432	.00377	21.68292	1.00001
CO2	.00097	.00057	.01575	67.95835	1.00001
MTM	.00115	.00154	.22931	149.28549	1.00002
ETHN	.00772	.00771	.20899	27.11521	1.00001
PROP	.02441	.02640	.19582	8.02569	1.00001
I-C4	.01142	.01162	.01938	3.38939	.99999
N-C4	.02770	.02707	.04441	2.19104	.99999
I-C5	.02704	.02084	.02071	1.00335	.99996
N-C5	.02640	.02740	.01890	.75372	.99997
N-C6	.55319	.55321	.04780	.24810	.99996
C7+	.52217	.52200	.00000	.00114	.99999
FLUID PROPERTIES		LEF	LIQUID	VAPOR	
ENTHALPY, BTU/LB-MOL		-237.1423	-237.5697	6437.3454	
ENTHALPY, BTU/LB		-1.9400	-1.9433	147.9727	
ENTROPY, BTU/LB-MOL-R		108.4384	108.4427	32.0880	
ENTROPY, BTU/LB-R		.8707	.8707	.8019	
MOLEAR VOLUME, L/G-MOL TO F.C.		.6740	.6729	18.0564	
MOLECULAR WEIGHT		122.2596	122.2436	39.9904	
DENSITY, G/L TO F.C.		745.2124	750.2163	2.2147	
DENSITY, LB/CU.FT TO F.C.		47.5213	46.8348	.1393	
VOLUME PERCENT		100.0000	99.5281	.8719	
MOLE PERCENT		100.0000	89.9939	.0081	
NO. OF ITERATIONS					
* TO FLASH CONDITIONS					
CANTIDAD DE LICUABLES EN LA MEZCLA: 7631.90 GALS/1000 PIES 3					

	SPECIFIED FLASH PASH. PIA		CONDITION	HEATLAL	J-HEATLAL	0000 BTU/LB-MOL
	PRESSURE	14.70PSIA	TEMPERATURE	77.56 DEGREE F		
PHASE BEHAVIOR PREDICTION USING THE P-R EQUATION						
COMPONENT NAME	FEED COMPOSITION	LIQUID COMPOSITION	VAPOR COMPOSITION	K FACTOR	FUGACITY RATIO	
H2S	.00473	.00534	.37074	24.68306	1.00000	
CO2	.00077	.00031	.02645	84.52113	1.00000	
MLTH	.00155	.00052	.10694	204.74995	1.00000	
ETNN	.00777	.00572	.21229	37.14482	1.00000	
PROP	.02441	.02224	.24335	10.97111	1.00000	
I-C4	.01102	.01123	.05181	4.59696	1.00000	
N-C4	.02766	.02747	.07542	7.24020	1.00000	
I-C5	.02706	.02057	.02743	7.31100	1.00000	
N-C5	.02640	.02640	.02628	7.01475	1.00000	
N-C6	.33339	.33350	.11840	.33221	1.00000	
C7+	.32247	.32784	.00029	.00131	.99999	
FLUID PROPERTIES						
		FEED	LIQUID	VAPOR		
ENTHALPY, BTU/LB-MOL		-737.1423	-308.2717	7021.1889		
ENTHALPY, BTU/LB		-1.9400	-2.5045	153.7376		
ENERGY, BTU/LB-MOL-R		108.4409	107.0822	147.0020		
ENTROPY, BTU/LB-R		.8708	.9707	.8979		
MOLEAR VOLUME, L/G-MOL TO F.C.		.4749	.1637	25.0166		
MOLECULAR WEIGHT		122.7374	122.9888	45.6640		
DENSITY, G/L TO F.C.		301.7310	737.4532	1.2254		
DENSITY, LB/CU.FT TO F.C.		19.7423	46.9106	.1140		
VOLUME PERCENT		100.0000	41.0340	59.9660		
MOLE PERCENT		100.0000	99.0295	.9705		
NO. OF ITERATIONS						
A TO FLASH CONDITIONS						
CANTIDAD DE LICUABLES EN LA MEZCLA 2945.41 CALS/1000 PIES 3						

IV. 7.a. LISTA DE EQUIPO.

RECIPIENTES.

CLAVE	NUMERO DE DIAGRAMA	DESCRIPCION
FA - 101	100	Separador de alta presión.
FA - 102	100	Separador de baja presión.
FA - 103	100	Tanque de balance.
<u>BOMBAS.</u>		
GA - 101	100	Bomba de condensados
GA - 101 R	100	Bomba de relevo de condensados.
<u>COMPRESORES.</u>		
GB - 101	100	Compresor de gas de baja presión.
GB - 101 R	100	Compresor de relevo de gas de baja presión.

IV. 8.a. REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUIMICOS.

Para mantener en operación al módulo de separación en etapas se requiere únicamente de los siguientes servicios auxiliares:

- Combustible gaseoso.
- Energía eléctrica.

Servicio: Combustible gaseoso (1) (2) (3)
 Condiciones de suministro: 38.85 kPa y 310 K (0.4 Kg/cm² y 37°C).
 LIV =69 951 kJ/m³ a 101.325 kPa y 293 K.
 (1 878.1 BTU/pie³ a 14.7 psia y 68°F).

CLAVE	DESCRIPCION	CONSUMO
GA - 101 R	Bomba de relevo de condensados.	$2.483 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{h}$ (0.00087 pie ³ /h)
GB - 101 R	Compresor de relevo de gas de baja presión.	$1.775 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}$ (0.062 pie ³ /h)
	TOTAL:	$1.799 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}$ (0.06287 pie ³ /h)

- (1) Se obtiene del mismo módulo.
- (2) La eficiencia considerada para su combustión es del 80%.
- (3) Se estimó considerando 6 interrupciones de energía eléctrica de 10 min. de duración en promedio por año.

Servicio: Energía eléctrica (60 ciclos/s).

CLAVE	DESCRIPCION	VOLTAJE	FASES	POTENCIA KW	
				CONSUM.	CONECT.
GA - 101	Bomba de condensados	220	3	5.1	3.2
GB - 101	Compresor de gas de baja presión.	440	3	202	224
	TOTAL:			205.1	227.2

IV. 9.a. HOJAS DE DATOS DE EQUIPO DE PROCESO.

PLANTA	MÓDULO DE SEPARACION EN ETAPAS.
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	FA-101.
Nº. DE UNIDADES	1 (UNA).

RECIPIENTES.

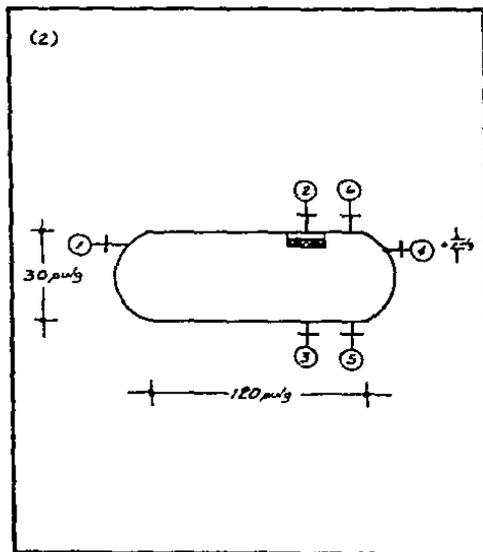
SERVICIO:	SEPARADOR DE ALTA PRESION.		POSICION:	HORIZONTAL.
TIPO DE FLUIDO:	LIQUIDO: <u>HIIDROCARBUROS.</u>	FLUJO: <u>3207 BPD</u>	DENSIDAD:	<u>41.2 lb/ft³</u>
	VAPOR O GAS: <u>HIIDROCARBUROS</u>	FLUJO: <u>24.37 MMPCSD</u>	DENSIDAD REL.:	<u>0.722</u>
TEMPERATURA:	OPERACION:	<u>132.8 °F</u>	DISEÑO:	<u>223 °F</u>
PRESION:	OPERACION:	<u>1273 lb/pulg² abs.</u>	DISEÑO:	<u>1528 lb/pulg² abs.</u>
DIMENSIONES:	LONGITUD T.T.:	<u>120 pulg</u>	DIAMETRO:	<u>36 pulg</u>
	PESO APROX.:	<u>16 200 lb</u>		
NIVEL:	NORMAL:	<u>50% DEL DIAMETRO MAXIMO.</u>		
	MÍNIMO:	<u>6 pulg.</u>		
MATERIALES:	CASCARON:	<u>A.C. SA-285 Gr.C.</u>	ESPESOR:	<u>3 pulg</u>
	CABEZAS:	<u>A.C. SA-285 Gr.C.</u>		
MALLA SEPARADORA:			ESPESOR:	<u>6 pulg</u>
CORROSION PERM.:			CASCARON:	<u>1/8 pulg</u>
			CABEZAS:	<u>1/8 pulg</u>
ASLAMIENTO:	<u>NO</u>			
RECUBRIMIENTO INTERNO:	<u>NO</u>			

BOQUILLAS

No.	DIAMETRO	SERVICIO
1	2 1/2 pulg	ALIMENTACION
2	2 1/2 pulg	DESCARGA DEL GAS
3	2 pulg	DESCARGA DEL LIQUIDO
4	1 1/2 pulg	CONTROL DE NIVEL
5	1 1/2 pulg	CONTROL DE NIVEL
6	1 1/2 pulg	CONTROL DE PRESION

NOTAS

- (1) CABEZAS ELIPTICAS 2.1
 (2) LA LOCALIZACION DE LAS BOQUILLAS ES SOLAMENTE REPRESENTATIVA.

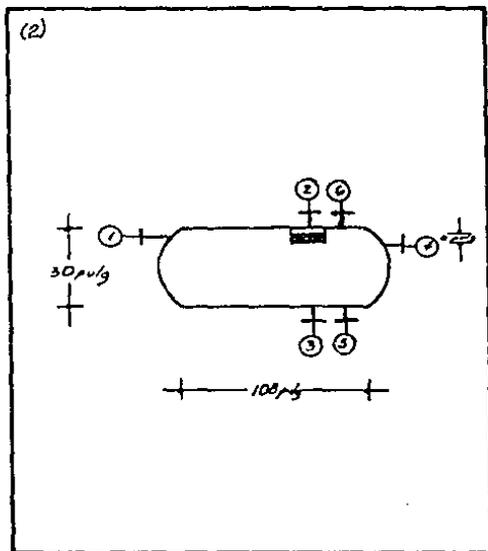


PLANTA	MODULO DE SEPARACION EN ETAPAS.
LOCALIZACION	CAMPD MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	FA-103
N.º DE UNIDADES	1 (UNA)

RECIPIENTES.

SERVICIO: TANQUE DE BALANCE	POSICION: HORIZONTAL.
TIPO DE FLUIDO:	LIQUIDO: HIDROCARBUROS FLUJO: 2 430.6 BPD DENSIDAD: 15.8 lb/ft ³ VAPOR O GAS: HIDROCARBUROS FLUJO: 0.26 MMPCSD DENSIDAD REL.: 1.38
TEMPERATURA:	OPERACION: 98 °F DISEÑO: 188.6 °F
PRESION:	OPERACION: 20.4 lb/pulg ² abs. DISEÑO: 24.5 lb/pulg ² abs.
DIMENSIONES:	LONGITUD T.T.: 108 pulg DIAMETRO: 30 pulg PESO APROX.: 760 lb
NIVEL:	NORMAL: 50% DEL DIAMETRO MAXIMO: 50% DEL DIAMETRO MINIMO: 6 pulg
MATERIALES:	CASCARON: A.C.S.A.-2036-A ESPESOR: 3/16 pulg CABEZAS: A.C.S.A.-2036-A
MALLA SEPARADORA:	ESPESOR: 6 pulg
CORROSION PERM.:	CASCARON: 1/8 pulg CABEZAS: 1/8 pulg
ASLAMIENTO:	NO
RECUBRIMIENTO INTERNO:	NO

BOQUILLAS		
No.	DIAMETRO	SERVICIO
1	2 pulg	ALIMENTACION
2	2 pulg	DESCARGA DEL GAS
3	2 pulg	DESCARGA DEL LIQUIDO
4	1 1/2 pulg	CONTROL DE NIVEL
5	1 1/2 pulg	CONTROL DE NIVEL
6	1 1/2 pulg	CONTROL DE PRESION



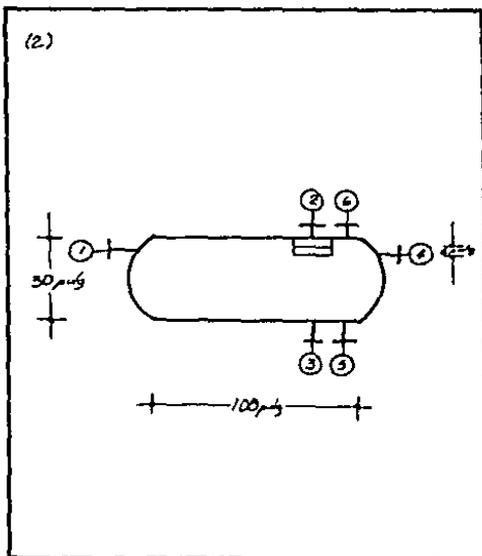
NOTAS	
(1)	CABEZAS ELIPTICAS 2:1
(2)	LA UBICACION DE LAS BOQUILLAS ES SOLAMENTE REPRESENTATIVA.

PLANTA	MODULO DE SEPARACION EN ETAPAS.
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	FA - 102.
Nº. DE UNIDADES	1 (UMA).

RECIPIENTES.

SERVICIO:	SEPARADOR DE BAJA PRESION.	POSICION:	HORIZONTAL.
TIPO DE FLUIDO:	LIQUIDO: HIDROCARBUROS FLUJO: 2 535 BPD DENSIDAD: 45.0 lb/ft ³	VAPOR O GAS: HIDROCARBUROS FLUJO: 1.4 MMPSD DENSIDAD REL.: 0.865	
TEMPERATURA:	OPERACION: 110 °F	DISEÑO: 200 °F	
PRESION:	OPERACION: 142.7 lb/pulg ² abs.	DISEÑO: 171.2 lb/pulg ² abs	
DIMENSIONES:	LONGITUD T.E.: 108 pulg	DIAMETRO: 30 pulg	PESO APROX.: 1 772 lb
NIVEL:	NORMAL: 50% DEL DIAMETRO	MAXIMO: 50% DEL DIAMETRO	MINIMO: 6 pulg.
MATERIALES:	CASCARON: A.C. SA-283 Gr. A	ESPESOR: 3/16 pulg	CAEZAS: A.C. SA-283 Gr. A
MALLA SEPARADORA:		ESPESOR: 6 pulg	
CORROSION PERM.:		CASCARON: 1/8 pulg	CAEZAS: 1/8 pulg
AISLAMIENTO:	NO		
RECUBRIMIENTO INTERNO:	NO		

BOQUILLAS		
Nº.	DIAMETRO	SERVICIO
1	2 pulg	ALIMENTACION
2	2 pulg	DESCARGA DE GASES
3	2 pulg	DESCARGA AL LIQUIDO
4	1 1/2 pulg	CONTROL DE NIVEL
5	1 1/2 pulg	CONTROL DE NIVEL
6	1 1/2 pulg	CONTROL DE PRESION



NOTAS	
(1)	CABEZAS ELIPTICAS. 2:1
(2)	LA UBICACION DE LAS BOQUILLAS ES SOLAMENTE REPRESENTATIVA.

PLANTA	MODULO DE SEPARACION EN ETAPAS
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEHEX. ZONA SURESTE
CLAVE	GA - 101 / R
Nº DE UNIDADES	2 (DOS)

BOMBAS CENTRIFUGAS.

SERVICIO:	ENVIO DE CONDENSADOS A ALMACENAMIENTO		
Nº DE BOMBAS:	(2)	DOS	
Nº DE MOTORES:	(2)	DOS	(1)
Nº DE TURBINAS:			
LIQUIDO:	CONDENSADOS RECUPERADOS.		
DENSIDAD RELATIVA:	0.735		
PRESION DE VAPOR:	14.7 lb/pulg ² @ 100°F		
VISCOSIDAD:	0.5 cp @ 100°F		
FLUJO:	NORMAL:	63.4 g/l/min	MAXIMO 7.1 g/l/min
TEMPERATURA DE BOMBEO:	100°F		
PRESION DE SUCCION:	20.4 lb/pulg ² abs.	PRESION DE DESCARGA:	103 lb/pulg ² abs.
PRESION DIFERENCIAL:	82.6 lb/pulg ²		
CABEZA DIFERENCIAL:	359 pie		
NPSH:	10 pie (disponible)		
POTENCIA:	4 HP		
MATERIAL:	ACERO AL CARBON		

ACCIONADOR

MOTOR:	ELECTRICO	HP:	4 1/4 HP	R.P.M.:	3600
VOLTS:	220 V	FASES:	3	CICLOS:	60 /s
COMBUSTIBLE:	L 21 1878 / BTU/pie ³ @ 20°C y 1 atm.				
TURBINA		HP		R.P.M.	MATERIAL
	VAPOR DE ENTRADA.				
	VAPOR DE SALIDA:				
	FLUJO DE VAPOR				

NOTAS

(1) LA BOMBA DE RELEVO PODRA ACCIONARSE CON MOTOR DE COMBUSTION INTERNA EMPLEANDO GAS DE BAJA PRESION.

PLANTA	MODULO DE SEPARACION EN ETAPAS.
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PENEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	GB-101/R (1)
No. DE UNIDADES	2 (DOS)

COMPRESORES RECIPROCANTES

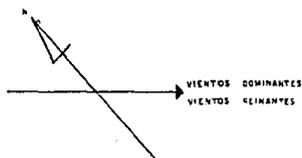
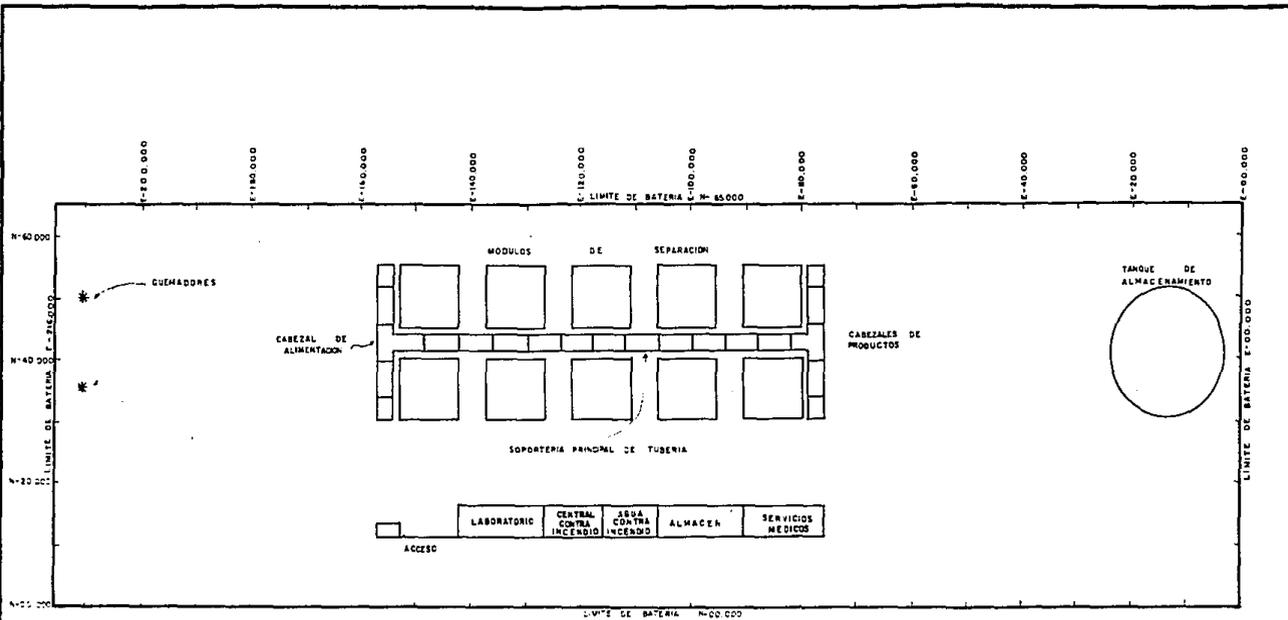
SERVICIO: COMPRESOR DE GAS DE BAJA PRESION
ETAPAS: 2 (DOS)
FLUIDO: GAS DE BAJA PRESION.
PESO MOLECULAR: 25.1 lb/lbmol DENSIDAD REL.: 0.865

ETAPA	1	2		
CAPACIDAD	163 PCM	57 PCM		
DESPLAZAMIENTO	272 PCM	95 PCM		
EFICIENCIA VOLUMETRICA	60 %	60 %		
ACCION DEL CILINDRO	DOBLE	DOBLE		
PRESION DE SUCCION	142.7 lb/pulg ² abs	42.3 lb/pulg ² abs.		
TEMPERATURA DE SUCCION	110.7 °F	130 °F		
PRESION DE DESCARGA	431.3 lb/pulg ² abs	1273.7 lb/pulg ² abs		
TEMPERATURA DE DESCARGA	235.7 °F	259.2 °F		
RELACION DE COMPRESION	3.023	3.023		
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.965	0.895		
RELACION DE CALORES ESP.	1.218	1.218		
CAIDA DE PRESION PERM.	5 lb/pulg ²	5 lb/pulg ²		
CALOR ABSORBIDO ENTRE ETAPAS	188 + 57.3 BTU/lb			
MATERIAL	ACERO			

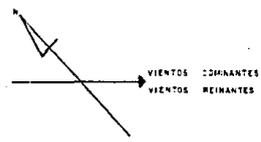
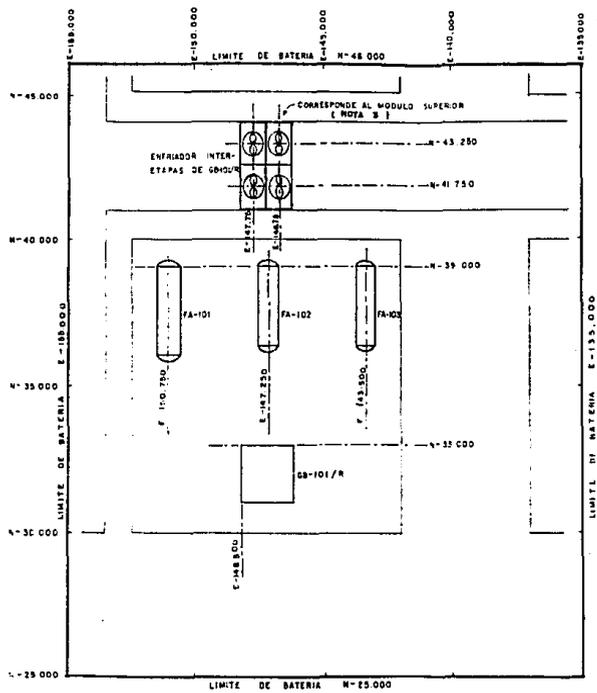
ACCIONADOR				
TIPO: ELECTRICO	HP:	300 HP	RPM:	1800
VOLTAJE: 440	FASES: 3	FRECUENCIA: 60 ciclos/s	CARCAZA:	A PRUEBA DE EXP.
VAPOR:	FLUJO:			
ENTRADA:		SALIDA:		
COMBUSTIBLE: GAS RESIDUAL DE BAJA PRESION LHV: 1878.1 BTU/pie ³ @ 20°C y 1 atm.				

NOTAS
(1) EL COMPRESOR DE RELEVO PODRA ACCIONARSE CON MOTOR DE COMBUSTION INTERNA EMPLEANDO GAS DE BAJA PRESION.
(2) LAS DIMENSIONES APROXIMADAS SON: 11 1/4" x 7" x 7" pulgadas.

IV. 10.a ARREGLO PRELIMINAR DE EQUIPO DE PROCESO.



UNAM FACULTAD DE QUIMICA	
MAESTRIA EN INGENIERIA DE PROYECTOS	
MODULO DE SEPARACION EN ETAPAS	
PLANO DE LOCALIZACION GENERAL	
CAMPO MJSFAC	DIAGRAMA - 110
	ESC.: 1:600 ACOT.: m.



NOTAS

- 1-El área que se presenta está delimitada por las coordenadas N=29,000 a N=45,000 y E=135,000 a E=155,000; éstas también corresponden a los del plano de localización general. (Diagrama 110).
- 2-Para los módulos que se ubican al norte del soporte principal de tubería, la disposición de los separadores y compresor es inversa a la presentada; es decir, con respecto al norte del módulo, primero se tendrían los separadores y después el compresor.
- 3-Estos equipos corresponden al módulo ubicado al norte del soporte principal de tubería, los que se encuentran a) este pertenecen al módulo que se presenta.

UNAM FACULTAD DE QUIMICA	
MAESTRIA EN INGENIERIA DE PROYECTOS	
MODULO DE SEPARACION EN ETAPAS	
PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO	
CAMPO	MUSPAC
DIAGRAMA - 120	
ESC.: 1:125 ACOT.: m	

SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA PARA EL MANEJO
DE GAS Y CONDENADOS.

CAMPO MUSPAC, CHIAPAS, MEXICO.

IV. 1.b. BASES DE DISEÑO.⁽⁹⁾

1. GENERALIDADES.

El objetivo del sistema es recuperar la mayor cantidad de líquidos de la corriente de hidrocarburos proveniente de pozos productores del -- Campo Muspac de Petróleos Mexicanos, el cual permite explotar un yacimiento de gas y condensados.

Para conseguir una recuperación elevada de hidrocarburos líquidos, se empleará el proceso de baja temperatura, en el que se somete a la corriente producida a un enfriamiento mediante un sistema de refrigeración mecánica, para así lograr una condensación parcial del gas y -- por medio de un fraccionamiento, obtener los condensados estabilizados y gas residual.

2. CAPACIDAD.

La recuperación de condensados se realizará mediante un sistema de 10 módulos, cada uno de los cuales tendrá una capacidad normal de 8.194- m^3/s a 293 K y 101.325 kPa (25 MMPCD a 20°C y 1 atm). La capacidad de diseño será de 9.177 m^3/s (28 MMPCSD), no se considerarán - operaciones a capacidades inferiores a las señaladas para realizar el diseño de los módulos. El factor de servicio considerado es de 0.9 el que corresponde a 350 días/año.

La capacidad modular total es suficiente para manejar la producción - del Campo Muspac, por lo que no se requerirán ampliaciones futuras.

3. ESPECIFICACION DE LA ALIMENTACION.

Las características de la corriente de hidrocarburos que se alimentará a cada módulo son iguales a las que presenta la alimentación al sistema de separación en etapas.

El flujo de diseño considerado es de $9.177 \text{ m}^3/\text{s}$ a 293 K y 101.325 kPa (28 MMPCD a 20°C y 1 atm)

4. ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.

Estas especificaciones se establecieron de acuerdo a las condiciones de equilibrio en cada etapa de separación, considerando que los condensados recuperados deben presentar un valor de presión de vapor Reid máxima de 96.5 kPa (14 Lb/pulg^2). Además, se recuperará gas residual con bajo contenido de componentes pesados.

GAS RESIDUAL.

Flujo: $8.333 \text{ m}^3/\text{s}$ 293 K y 101.325 kPa (25.428 MMPCD a 20°C y 1 atm).

COMPOSICION

COMPONENTE	% MOL
ACIDO SULFIDRICO.	2.631
NITROGENO.	2.188
BIOXIDO DE CARBONO.	3.722
METANO.	79.614
ETANO.	7.960
PROPANO.	2.641
ISOBUTANO.	0.306
BUTANO NORMAL.	0.431
ISOPENTANO.	0.105
PENTANO NORMAL.	0.092
HEXANO NORMAL.	0.309
HEPTANO (+)	0.001
TOTAL:	100.000

CONDENSADOS RECUPERADOS

FLUJO: 4.982 1/s a 293 K (2 707.6 BPD a 20°C).

PRESTION DE VAPOR REID 14 psi máxima.

5. CONDICIONES DE LA ALIMENTACION EN LIMITES DE BATERIA.

ALIMENTACION	ESTADO FISICO	PRESTION MAN. kPa (Kg/cm ²)	TEMPERATURA K (°C)	FORMA DE RECIBO
GAS Y CONDENSADOS	Líquido-Vapor.	8 680.8 (88.5)	329 (56)	Tubérfia.

6. CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LIMITES DE BATERIA.

PRODUCTO	ESTADO FISICO	PRESTION MAN. kPa (Kg/cm ²)	TEMPERATURA K (°C)	FORMA DE ENTREGA.
GAS RESIDUAL.	Gas	1 932.3 (19.7)	433 (160)	Gasoducto.
CONDENSADOS.	Líquido	490.4 (5)	311 (38)	Gasolino-Ducto.

7. ALMACENAMIENTO.

Los condensados se almacenarán fuera de L.B. en un recipiente esférico común a los 10 módulos, con capacidad de 4 770 m³ (30 000 bbl) a una presión de operación de 58.85 kPa (0.6 Kg /cm²) man. y una temperatura de 311 K (38°C). La capacidad normal almacenada será de --- 4 293 m³ (27 000 bbl).

8. SERVICIOS AUXILIARES.

8.1. AGUA CONTRA INCENDIO.

El agua para servicio de contra incendio se recibirá a una presión de 1 177.05 kPa (12 Kg/cm²) man. y temperatura ambiente, en límites de batería, siendo su disponibilidad ilimitada.

8.2 AGUA PARA SERVICIOS Y USOS SANITARIOS.

El agua que se utilizará para servicios y usos sanitarios se almacenará en un recipiente pequeño con capacidad suficiente para satisfacer adecuadamente este requerimiento. Se recibirá a 496.44 kPa (5 kg/cm²) y temperatura ambiente, en límites de batería.

8.3. AGUA DE PROCESO.

El agua que se utilizará para preparar la solución de glicol, para deshidratar a la corriente de alimentación, se recibirá de pipas a una presión de 490.44 kPa (5 kg/cm²) man. y temperatura ambiente. Para lo cual se dispondrá de un tanque pequeño de almacenamiento de capacidad suficiente para cubrir este servicio y la regeneración de los filtros de carbón activado.

8.4. COMBUSTIBLE.

La demanda del gas combustible, será cubierta con gas residual obteniendo de la torre estabilizadora del mismo módulo. Este combustible tendrá las siguientes características:

Peso Molecular:	28.68 kg/k-mol (28.68 kg/kg-mol).
Poder calorífico bajo, LHV:	47 618.6 kJ/m ³ a 101.325 kPa y 293 K (1 278.5 BTU/pie ³ a 14.7 psia y 68°F)
Densidad relativa:	0.990

8.5. REFRIGERACION.

Se utilizará como refrigerante butano, el que se recibirá de autotanks en límites de batería a 588.5 kPa(6 kg/cm²) man. y 303 K (30°C).

La composición del refrigerante es la siguiente:

Componente:	g mol.
Butano.	95
Propano.	1
Propileno.	4
T O T A L :	100

8.6 ENERGIA ELECTRICA.

Fuente de suministro:	P E M E X.
Tensión:	4 160 volts.
Número de fases:	3
Frecuencia:	60 Hz (60 ciclos/s).
Acometida:	Subterránea.

8.7. ENERGIA ELECTRICA DE EMERGENCIA.

Fuente de suministro:	COMISION FEDEPAL DE ELECTRICIDAD.
Tensión:	4 160 Volts.
Número de fases:	3
Frecuencia:	60 Hz (60 ciclos/s).
Acometida:	Subterránea.

8.8. FLUIDO DE INSTRUMENTOS.

El fluido de instrumentos se integrará a una red general fuera de límites de batería, empleando gas seco del mismo conjunto de módulos.

Presión del sistema:	620.36 kPa (90 psig).
Temperatura:	311 K (100°F).

8.9 D E S F O G U E.

La red de tubería de desfogue del módulo se unirá a un cabezal común de los módulos fuera de límites de batería.

9. CONDICIONES CLIMATOLOGICAS.

9.1. TEMPERATURA.

MAXIMA EXTREMA.	313 K (40°C).
MINIMA EXTREMA.	282 K (9°C).
MAXIMA PROMEDIO.	311 K (58°C).
MINIMA PROMEDIO.	294 K (21°C).
PROMEDIO.	299 K (26°C).
PROMEDIO DEL MES MAS CALIENTE.	304 K (31°C).
PROMEDIO DEL MES MAS FRIO.	294 K (11°C).
DE BULBO HUMEDO PROMEDIO.	301 K (28°C).

9.2. PRECIPITACION PLUVIAL.

HORARIA MAXIMA.	83 mm.
MAXIMA EN 24 HORAS.	672 mm.
ANUAL MEDIA.	2 242.5 mm.

9.3. V I E N T O.

DIRECCION DE LOS VIENTOS DOMINANTES.	De Noroeste a Sureste.
DIRECCION DE LOS VIENTOS REINANTES.	De Noroeste a Sureste.
VELOCIDAD MEDIA.	20.7 km/h.
VELOCIDAD MAXIMA.	240 km/h.

9.4. H U M E D A D.

MAXIMA.	95 % a 301 K (28°C).
MINIMA.	75 % a 311 K (38°C).

9.5. A T M O S F E R A.

La presión atmosférica es de 101.325 kPa (1.033 kg/cm²) y la atmósfera es corrosiva.

9.6. ELEVACION SOBRE EL NIVEL DEL MAR.

La elevación del sistema sobre el nivel del mar es de 10 m.

10. ELIMINACION DE DESECHOS.

Los requerimientos de eliminación de desechos deberán ajustarse a la Ley Federal de Protección al ambiente, vigente a partir de febrero - de 1982, de la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología.

IV. 2.b DESCRIPCION DEL PROCESO.

INTRODUCCION.

El módulo de separación a baja temperatura consta de dos secciones: Sección de separación y estabilización y Sección de refrigeración. En la primera se efectúa la separación de los condensados contenidos en la corriente de hidrocarburos provenientes de los pozos, la cual ha sido enfriada previamente para provocar una mayor condensación de hidrocarburos y agua; así mismo, los condensados recuperados se estabilizan en una torre sin reflujo. Además, está provista de un sistema de dosificación de dietilenglicol que permite deshidratar a la corriente de hidrocarburos e inhibir la formación de hidratos que se puede ocasionar por las bajas temperaturas de operación. La sección de refrigeración consta esencialmente de un sistema de refrigeración mecánica, para llevar a cabo el enfriamiento, empleando butano como refrigerante.

Los productos obtenidos son los condensados estabilizados y gas residual.

SECCION DE SEPARACION Y ESTABILIZACION.

A la corriente líquido-vapor proveniente del Campo Maspac, a una presión de 8 681 kPa (88.5 kg / cm²) manométrica y una temperatura de - 329 K (56° C) se le reduce su presión a 2 070 kPa (21.1 kg / cm²) logrando así un abatimiento de temperatura hasta un valor de 306 K -- (33° C). En seguida se le inyecta la solución de dietilenglicol al 75% para evitar la formación de hidratos durante el enfriamiento posterior, logrando una depresión en la temperatura de formación de hidratos de 22 K (22° C) . Además, al introducir deshidratada la carga a la torre estabilizadora se mantiene la capacidad de la misma. Una vez que se ha dosificado la solución de dietilenglicol a la corriente líquido-vapor, ésta se enfría a una temperatura de 283 K (10° C) en el enfriador EA - 201, el cual es integrante de la sección de refrigeración, la temperatura a la cual se lleva la corriente ali-

mentada produce la condensación parcial de los hidrocarburos, los que se envían al separador FA-201.

Este separador opera a una presión de 1 962 kPa (20 kg/cm^2) manométrica y una temperatura de 283 K (10°C). El gas separado frío se envía al intercambiador EA-203, utilizándose como medio de enfriamiento de los condensados estabilizados provenientes del fondo de la torre DA-201; después se combina con la corriente gaseosa del domo de la torre estabilizadora y se envían al enfriador EC-201/R, a una presión de 1 932.2 kPa (19.7 kg/cm^2) y 446.4 K (173.4°C). En este enfriador se abate la temperatura de los hidrocarburos hasta 327 K (54°C); finalmente se comprime la corriente combinada en el compresor GB-201 y se envía a L.B. a una presión de 8 681 kPa (88.5 kg/cm^2) y una temperatura 433 K (160°C). Además, en esta etapa se separan condensados y solución rica de dietilenglicol.

Los condensados separados, en el separador FA-201, se alimentan a la parte superior de la torre estabilizadora sin reflujo DA-201, la cual trabaja a una presión de 1 932.3 kPa (19.7 kg/cm^2). De esta torre se envían del fondo los condensados al rehervidor EA-202, de donde la fracción líquida se alimenta al enfriador EA-203 y posteriormente se envía a L.B. a una presión de 490.5 kPa (5 kg/cm^2)_{man.} y una temperatura de 311 K (38°C), para su almacenamiento. El gas que se obtiene del domo de la torre se emplea parcialmente como medio de calentamiento en el rehervidor EA-202 de la torre estabilizadora DA-201 y en el rehervidor-regenerador de glicol EA-205 los cuales son del tipo de tubos de humo. Posteriormente se combina con el gas proveniente del intercambiador EA-203 y se envían al enfriador EC-201/R, a una presión de 1 932.3 kPa (19.7 kg/cm^2) y 446.4 K (173.4°C).

La solución rica de dietilenglicol se precalienta en el intercambiador glicol-glicol EA-204, en seguida fluye a través del filtro FD-201/R y se alimenta finalmente al rehervidor-regenerador EA-205.

El intercambiador EA-204 utiliza como medio de calentamiento a la solución de dietilenglicol que ha sido regenerada en el rehervidor-regenerador EA-205; de este regenerador se envía la solución al acumula-

dor FA-202 de donde se alimenta al intercambiador EA-204, mediante la bomba GA-201/R.

Existen pérdidas de dietilenglicol debido al arrastre durante la etapa de regeneración y por solubilidad en hidrocarburos del dietilenglicol; razón por la cual el sistema dispone de un recipiente que contiene la reposición de dietilenglicol, la que se combina con la solución regenerada por medio de la bomba GA-202/R; finalmente se alimentan al intercambiador EA-204.

SECCION DE REFRIGERACION.

Esta sección, integrada como equipo paquete, está constituida por un sistema de refrigeración mecánica de ciclo simple para alcanzar el nivel de refrigeración de 285 K (10°C) de la corriente de hidrocarburos del Campo Mispac. Tomando en cuenta el nivel de refrigeración anterior el fluido refrigerante adecuado es butano el que sufre una evaporación isotérmica a 277 K (4°C) y una presión de 19.6 kPa (0.2 kg/cm²) man. en el evaporador EA-201, absorbiendo calor sensible y latente lo cual provoca el enfriamiento de la corriente de hidrocarburos. Los vapores de butano se comprimen politrópicamente hasta una presión de 490.4 kPa (5 kg/cm²) man. en el compresor GB-301, lo cual permite su condensación a 327 K (54°C) en el condensador EC-301, utilizando aire como medio de enfriamiento. De este condensador se envía al acumulador FA-301 a la salida del cual se expande isoentálpicamente hasta una presión manométrica de 19.6 kPa (0.2 kg/cm²); después se separa el líquido del vapor producido por la expansión, en el separador FA-302, el líquido se introduce al evaporador EA-201 iniciándose otro ciclo de refrigeración, finalmente el vapor separado se combina con el vapor generado en el enfriador.

IV. 3.b. CRITERIOS DE DISEÑO.

CRITERIOS DEL PROCESO.

1. CAPACIDAD.

Las capacidades, normal y de diseño, de cada módulo son las mismas que las establecidas para el módulo de separación en etapas, con objeto de poder realizar la comparación técnico-económica.

2. OPERACION.

La forma de operar al sistema es similar al de separación en etapas, - considerando que también está constituido por 10 módulos.

3. FUNCIONAMIENTO.

La inyección de dietilenglicol tiene por objeto deshidratar la corriente de hidrocarburos e inhibir la formación de hidratos. El dietilenglicol regenerado debe presentar una concentración máxima de 75% para evitar problemas operacionales por aumento en la viscosidad; la concentración mínima una vez que absorba agua debe ser tal que mantenga un abatimiento de la temperatura de formación de hidratos de 22 K (20° C). Además, tomando en cuenta las pérdidas de dietilenglicol causadas por su solubilidad en hidrocarburos y por arrastre en su regeneración, debe incluirse la reposición respectiva.

4. EQUIPO PAQUETE.

Con objeto de disponer de equipos de refrigeración económicos, se deberán adquirir como equipo paquete, en relación a comprar sus partes integrantes por separado.

5. FILTRACION.

La solución rica de dietilenglicol se filtrará con objeto de retener los productos debidos a la degradación y evitar problemas operacionales subsecuentes tales como formación de espumas y corrosión excesiva causada por producto degradado.

El filtro adecuado para este servicio debe utilizar preferentemente - carbón activado, puesto que su función primordial es retener productos de degradación.

CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPO.

TORRES. ⁽¹⁵⁾ La presión de operación de la torre DA-201 se ha fijado en 1930 kPa (19.7 kg/cm²), con el fin de mantener una alimentación líquida a la misma. Además, se considera que sea de platos perforados de 0.1984 cm (5/64 pulg) de espesor, con orificios de 0.9525 cm (3/8 pulg) y espaciados 45.72 cm (18 pulg) para facilitar su mantenimiento.

EQUIPO DE INTERCAMBIO DE CALOR. ^(12,16,17) El flujo de diseño considerado será 12% mayor que el de operación normal.

En lo corriente a los rehervidores, se tendrá un flux de 94.534 kJ / sm² (30 000 BTU/h pie²) para soluciones acuosas y de 56.720 kJ/sm² - (18 000 BTU/h pie²) para soluciones orgánicas; además deberán disponer de una cámara de vapor tomando en cuenta que los tubos ocupen el 60% del diámetro de la coraza.

Para los intercambiadores de tubo y coraza, no deben tener más de 4 - cuerpos, para facilitar su mantenimiento.

En los casos donde se requiera enfriar y no pueda utilizarse alguna corriente de proceso, se utilizará aire de enfriamiento debido a su disponibilidad.

RECIPIENTES. (10,11) Deben considerarse los siguientes factores de sobrediseño 20%, 12% y 50 K (50°C) más para presión, flujo y temperatura respectivamente. Para el recipiente FB-201 se considera un volumen equivalente a 7 días de reposición de solución de dietilenglicol.

BOMBAS. (12) La selección del tipo de bombas depende del flujo que maneje así como de la presión a la que descarga. El sobrediseño debe ser de 12% y 20% para flujo y presión de descarga respectivamente. De acuerdo a las características de operación de las bombas GA-201/R y GA-202/R serán del tipo recíprocante. La cabeza neta positiva de succion disponible debe ser igual a 3 m. (13)

COMPRESORES. (14) El criterio de selección del tipo de compresor se basa en el flujo a manejar y la presión de descarga. De acuerdo a las características de operación el compresor GB-201/R será del tipo centrífugo. La temperatura máxima de descarga no deberá exceder de 450-K (350°F).

ACCIONADORES. Tomando en cuenta la disponibilidad de servicios auxiliares, los accionadores de las bombas GA-201 y GA-202, así como el del compresor GB-201 serán motores eléctricos.

UNIDADES DE RELEVO. Los accionadores de las bombas GA-201 R y GA-202 R y del compresor GB-201 R serán motores de combustión interna que emplearán gas residual como combustible.

IV 4.b. FILOSOFIAS BASICAS DE OPERACION.

El módulo de separación a baja temperatura tiene por objeto recuperar y estabilizar los condensados separados de la corriente de hidrocarburos provenientes del Campo Mispac. Puesto que el proceso involucra el abatimiento de temperatura, por medio de refrigeración mecánica, el módulo tiene un sistema de dosificación de dietilenglicol para deshidratar a esta corriente e inhibir la formación de hidratos.

Las secciones que integran a este módulo son: Sección de separación y estabilización y Sección de refrigeración mecánica.

En este apartado se presentan los siguientes aspectos para cada sección:

1. Variables de operación y control del proceso.
2. Operaciones anormales,
3. Procedimientos de operación especial.
4. Requerimientos de control analítico del proceso.

1. VARIABLES DE OPERACION Y CONTROL DEL PROCESO,

1.1. SECCION DE SEPARACION Y ESTABILIZACION,

Esta sección está integrada por los siguientes equipos:

DA-201	Torre estabilizadora de condensados.
EA-201	Enfriador de carga.
EA-202	Rehervidor de estabilizadora.
EA-203 A-B	Enfriador de condensados.
EA-204	Intercambiador glicol-glicol.

EA-205	Rehervidor-generator de glicol.
EC-201	Enfriador de gas residual.
FA-201	Separador a baja temperatura.
FA-202	Acumulador de solución de glicol regenerado.
FB-201	Depósito de solución de glicol.
FD-201/R	Filtro de solución de glicol.
GA-201/R	Bomba dosificadora de glicol.
GA-202/R	Bomba de reposición de glicol.
GB-201/R	Compresor de gas residual.

1.1.1. FLUJO.

Esta sección operará normalmente con un flujo de alimentación de $8.194 \text{ m}^3/\text{s}$ a 293 K y 101.325 kPa (25 MMPCD a 20°C y 1 atm) integrado por una sola corriente de alimentación, existiendo un controlador de flujo que mantiene la carga apropiada al módulo.

El flujo de dietilenglicol, 2.14 l/min. equivalente a 0.6924 bbl/MMPCS , que se dosifica a la corriente de hidrocarburos y que está constituido por el dietilenglicol regenerado y el de reposición; se mantiene por medio de un controlador de flujo. De manera similar se controla la corriente de dietilenglicol de reposición.

1.1.2. PRESION.

La presión de la corriente de alimentación en L.B. es de 8681 kPa (88.5 kg/cm^2), la cual se reduce hasta 2074 kPa (21.1 kg/cm^2), lo que provoca un abatimiento de temperatura. Este último valor de presión se determinó que es el más adecuado, en sinergia con una temperatura de 283 K (10°C), para operar al separador FA-201, puesto que permite separar una cantidad tal de condensados que después de estabilizarlos se tiene la máxima recuperación de condensados estables. Este valor de presión se controla mediante un controlador de presión

instalado después de la dosificación de dietilenglicol.

Con objeto de mantener las presiones de operación, tanto en el separador FA-201 como en la torre DA-201, cercanas a un valor de 2 070 kPa (21.1 kg/cm²), cada uno de estos equipos tiene un control de presión. Además, la presión de operación de la torre estabilizadora fija la temperatura de fondos; teniendo por consiguiente, su control de presión ésta otra función. El control de estos equipos se logra mediante el ajuste de flujo de gas que se envía al enfriador EC-201.

La presión de operación del rehervidor-regenerador de la solución de dietilenglicol fija la temperatura de regeneración; con objeto de no tener temperaturas elevadas y evitar la degradación acelerada del dietilenglicol, este equipo debe operar a presión atmosférica.

1.1.3. TEMPERATURA.

La temperatura de fondos de la torre DA-201 se controla por un ajuste del flujo de gas combustible.

La temperatura de regeneración de dietilenglicol se controla por medio del ajuste del flujo de gas combustible.

La temperatura de dietilenglicol que se dosifica deberá ser baja, razón por la que se enfría en el intercambiador glicol-glicol, para lograr que la absorción de agua sea más eficiente.

1.1.4. N I V E L.

Para evitar el arrastre de hidrocarburos al regenerador de dietilenglicol, en el separador FA-201 se tiene un control de nivel de interfase agua-aceite que ajusta el flujo de agua.

Este separador, también tiene instalado un controlador de nivel de fase líquida con objeto de mantener el nivel a un 50 % de su diámetro y

que la separación líquido vapor sea eficiente. El nivel se mantiene por el ajuste del flujo de la alimentación a la torre DA-201.

1.1.5 CONCENTRACION.

Se recomienda que la concentración de dietilenglicol en la solución se encuentre dentro del intervalo de 75 a 80% en peso, ya que un incremento en la concentración, aunque permite una absorción mayor de agua, aumenta la temperatura de regeneración lo que provoca un incremento en la reposición debido a una degradación acelerada y corrosión en los equipos de proceso. Por otra parte, si la concentración de dietilenglicol disminuye, el proceso de deshidratación e inhibición de hidratos será poco eficiente al no absorber totalmente el agua.

1.2. SECCION DE REFRIGERACION MECANICA.

Los equipos que forman a esta sección son:

EA-201	Enfriador de carga,
EC-301	Condensador del fluido refrigerante,
FA-301	Acumulador del fluido refrigerante.
FA-502	Separador del fluido refrigerante.
GB-301	Compresor del fluido refrigerante.

1.2.1. PRESION.

Para lograr el nivel de refrigeración requerido en el proceso, así como una condensación adecuada del refrigerante utilizando aire como medio de enfriamiento, se deberán incluir en el equipo paquete los controles respectivos de presión del refrigerante para enfriar a los hidrocarburos y condensación del mismo.

1.2.2. TEMPERATURA.

La temperatura, de la corriente de hidrocarburos, a la salida del en

friador de carga EA-201 se controla mediante un control que actúa sobre una válvula colocada en la línea del refrigerante que entra a este enfriador. Es muy importante mantener esta temperatura en 283 K - (10°C), ya que la combinación de su efecto con el de la presión a la cual opera el separador FA-201, permite una mayor recuperación de condensados estables.

2. OPERACIONES ANORMALES.

2.1. SECCION DE SEPARACIÓN Y ESTABILIZACION.

Aunque un cambio en la composición, con respecto al tiempo, durante la explotación de un yacimiento de hidrocarburos es un fenómeno normal, constituye una situación anormal durante la operación de cualquier planta de procesamiento. Debido a que este cambio es gradual y considerando el alcance de este estudio, se supone que la composición de la alimentación es constante.

En caso de falla en el enfriador EC-201, los gases no se comprimirán, debido a que presentaría una elevación de temperatura por encima de 450 K (350°F); y se enviarán a LB, para que el módulo siga operando normalmente.

Si el compresor GB-201/R llegara a fallar, durante la operación, los gases se envían a L.B. y el módulo seguirá operando normalmente.

Si se presenta falla en el enfriador EA-201, se deben mantener las mismas presiones de operación normal y se continúa la operación del módulo bajo las nuevas condiciones de temperatura.

2.2. SECCION DE REFRIGERACION.

En caso de que exista una disminución o carencia de circulación de fluido refrigerante, esta sección quedará fuera de operación y la corriente de proceso que debería enfriar, se seguirá procesando bajo las mis -

mas presiones de operación normal y se continúa operando con estas nuevas condiciones.

3. PROCEDIMIENTOS DE OPERACION ESPECIAL.

3.1. SECCION DE SEPARACION Y ESTABILIZACION,

3.1.1. PREPARACION DE LA SOLUCION DE DIETILENGLICOL,

El dietilenglicol se vaciará del tambor al depósito de solución de dietilenglicol FB-201, posteriormente se agrega agua de proceso para hacer la dilución. Para homogeneizar la solución de dietilenglicol recién preparada, se recirculará la solución, mediante el relevo de la bomba de dosificación de dietilenglicol. La solución así separada, se dejará en este depósito con objeto de emplearse en el arranque del módulo y posteriormente para reposición.

3.1.2. REPOSICION DE SOLUCION DE DIETILENGLICOL,

La reposición normal de solución de dietilenglicol se hará con la bomba de dietilenglicol pobre GA-202/R durante la operación de la planta.

3.1.3. FILTRADO DE LA SOLUCION DE DIETILENGLICOL,

El filtro de dietilenglicol tiene una unidad de relevo que permite que la solución de dietilenglicol siempre se esté filtrado. Cuando sea necesario regenerar el carbón activado, se pondrá en operación la unidad de relevo.

La regeneración de carbón activado, se llevará a cabo cuando la diferencia de presión sea de 137.4 kPa (1.4 kg/cm^2) o mayor. El propósito de la regeneración es el de desorber los contaminantes que han sido acumulados en el carbón activado durante el período de filtración, para ello se utilizará agua de proceso durante 4 horas.

4. REQUERIMIENTOS DE CONTROL ANALITICO.

Con objeto de poder evaluar el funcionamiento del módulo, en un momento dado y mantener un control de éste, se recomienda efectuar -- análisis a las corrientes que se indican a continuación y que se -- presentan en la Tabla 2.

4.1. SECCION DE SEPARACION Y ESTABILIZACION.

Corriente de alimentación y gas residual.

Análisis de: CO₂ y de HC Método ASTM D-1945-64.

H₂S Método de sulfato de cadmio.

(Carbide-Carbón Chemicals Company 12-IP6-IV).

DIETILENGLICOL RICO Y POBRE.

Con objeto de mantener la solución de dietilenglicol pobre en condiciones de absorción buenas y determinar la eficiencia de absorción, se deberá determinar el contenido de dietilenglicol en la solución rica y pobre; así como sales estables a temperatura; la determinación de fierro es muy útil puesto que una concentración elevada indicará un alto grado de corrosión.

C O N D E N S A D O S.

Con objeto de conocer el grado de estabilización del producto principal del módulo, se deberá determinar la presión de vapor Reid a los condensados estabilizados, la que deba ser igual a la establecida en Bases de Diseño.

TABLA 2. CORRIENTE DE PROCESO PARA CONTROL ANALITICO.

COMPONENTE	ALIMENTACION	CORRIENTE GAS RESIDUAL	DEG RICO	DEG POBRE
H ₂ S	2.466	2.631	-	-
N ₂	1.990	2.188	-	-
CO ₂	3.415	3.722	-	-
C ₁	72.583	79.614	-	-
C ₂	7.400	7.960	-	-
C ₃	2.800	2.641	-	-
iC ₄	0.477	0.306	-	-
nC ₄	0.800	0.431	-	-
iC ₅	0.348	0.105	-	-
C ₆	3.608	0.309	-	-
C ₇ ⁺	3.726	0.001	-	-
H ₂ O	-	-	49	25
DEG	-	-	51	75
PRESION.	8 680.8 kPa	1 932.3 kPa	1 932.3 kPa	1 932.3 kPa
TEMPERATURA	329 K	453 K	283 K	305 K

IV. 5.6. DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO

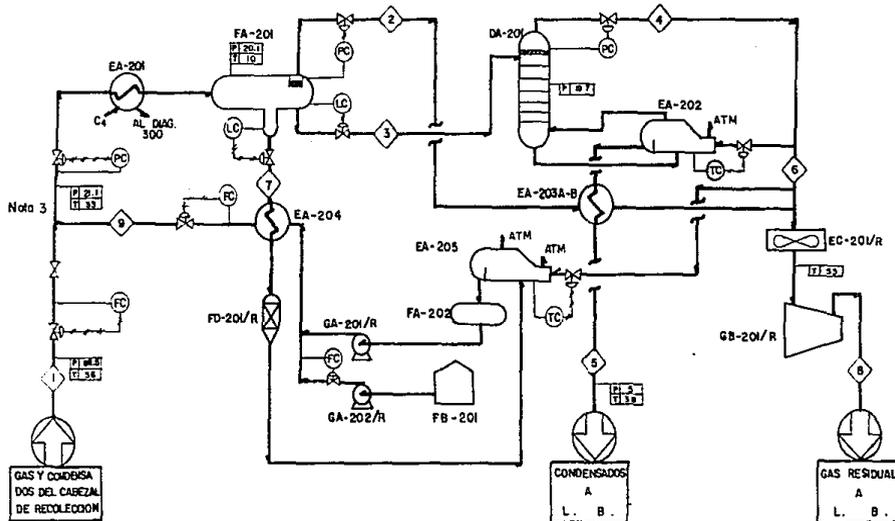
CORRIENTE		1		2		3		4		5		6		7		8		9				
CARACTERÍSTICAS		1		2		3		4		5		6		7		8		9				
FLUJO	kg/h	kg/m ² h	3908.6	1376.2	2470.2	1224.7	1478.4	149.5	359.0	32.7	13435.4	116.8	872.0	25.4	213.6	2587.2	1249.0	144				
B P D	C. F.			29.88						0.66				0.42		3.0		18.4				
MHPCD	@20°C, 1 atm	2.8		24.98										0.42		25.45						
I / m ²															5.51		2.14					
PRESION	psig	kg/cm ²	1529.1	88.5	29.8	20.1	29.8	20.1	280	19.7	71.2	5.0	280	19.7	280	19.7	1258.1	86.3	5.80	19.7		
TEMPERATURA	°C	°F	3.8	132.8	10	50	10	50	4.2	10.8	38	100	42	10.8	10	50	180	350	323	9.0		
DENSIDAD REL.	@20°C/1 atm	0.861	0.896		0.731		0.82		0.980		0.739		0.60		0.990		1.075		0.702		1.05	
CALOR ESP.	(kwh/kg °C)	0.512						0.478				0.475		0.840		0.811		0.850				
ENTALPIA MOL.	(BTU/lbmol)	4014.3		3876.0		-2277.5		4922.9		-308.2		4972.9				3993.7						

NOTAS

- 1.- Presión en kg/cm² man.
- 2.- Temperatura en °C.
- 3.- Ver diagrama 300.

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	DESCRIPCION	CARACTERÍSTICAS
DA - 201	TORRE ESTABILIZADORA DE CONDENSADOS.	66" x 18'-0" 1 1/4"
EA - 201	ENFRADOR DE CARGA.	181 TON. DE REFRIGERACION
EA - 202	REHEVIZADOR DE ESTABILIZADORA	257'39"-16' AKU 674pi ²
EA - 203A/B	ENFRADOR DE CONDENSADOS.	42"-16" AEL 5612 pi ²
EA - 204	INTERCAMBIADOR GLICOL-GLICOL.	1 HORQUILLA 1/8" X 3/8"
EA - 205	REHEVIZADOR - REGENERADOR.	8"/8"-8" AKU 6 pi ²
EC - 201/R	ENFRADOR DE GAS RESIDUAL.	61 MM BTU/h 15 HP
FA - 201	SEPARADOR A BAJA TEMPERATURA.	48" x 12'-0" 16 / 16"
FA - 202	ACUMULADOR DE SOLUCION DE GLICOL.	12" x 1'-6" 3/4pi ²
FB - 201	DEPOSITO DE SOLUCION DE GLICOL.	42" x 5'-1"
FD - 20/R	FILTRO DE SOLUCION DE GLICOL	12" x 1'-6" 1 1/16"
GA - 201/R	BOMBA DOSIFICADORA DE GLICOL.	3/4 HP 0.6 gal/min
GA - 202/R	BOMBA DE REPOSICION DE GLICOL.	3/4 HP 0.03 gal/min
GB - 201/R	COMPRESOR DE GAS RESIDUAL.	3000 HP



UNAM FACULTAD DE QUIMICA	
MAESTRIA EN INGENIERIA DE PROYECTOS	
MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA	
SECCION DE SEPARACION Y ESTABILIZACION	
CAMPO MUSPAC	DIAGRAMA - 200

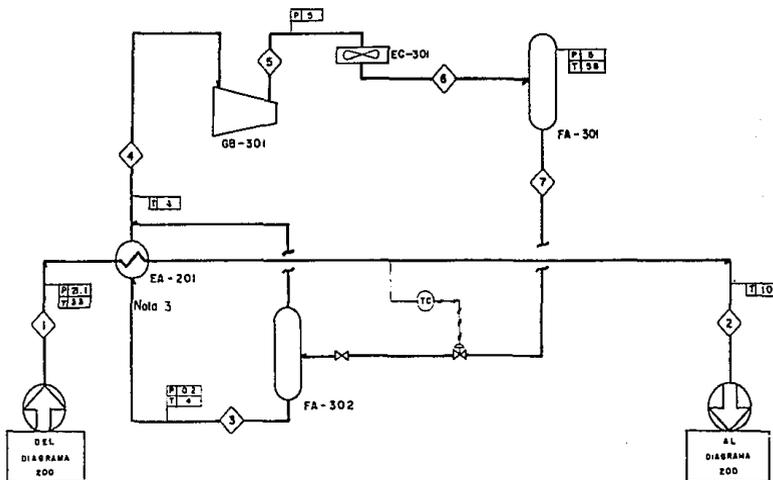
CORRIENTE		1	2	3	4	5	6	7
CARACTERÍSTICAS								
FLUJO	kg/h	33086.6	1375.2	39085.8	1375.2			
B.P.D. C.F.								
MOPCO @ 20°C, 1 atm		2.6	2.6					
l / min								
PRESIÓN	psig	30.0	21.1	28.6	20.1			
TEMPERATURA	°F	91.4	33	80	10			
TEMPERATURA	°C							
DENSIDAD REL. @ 20°C		0.981		0.981				
CALOR ESPECÍFICO @ 20°C								
ENTALPIA MOL. INTU. @ 20°C		4016.3	3296.3					

NOTAS

- 1- Presión en kg/cm² man.
- 2- Temperatura en °C.
- 3- Ver diagrama 200.
- 4- Puesto que esta sección es un equipo paquete, los datos relativos al refrigerante, serán definidos por el fabricante.

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	DESCRIPCION	CARACTERÍSTICAS
EA - 201	ENFRIADOR DE CARGA.	181 TON. DE REFRIGERACION.
EC - 301	CONDENSADOR DEL FLUIDO REFRIGERANTE.	
FA - 301	ACUMULADOR DEL FLUIDO REFRIGERANTE.	
FA - 302	SEPARADOR DEL FLUIDO REFRIGERANTE.	
GB - 301	COMPRESOR DEL FLUIDO REFRIGERANTE.	



UNAM FACULTAD DE QUIMICA	
MAESTRIA EN INGENIERIA DE PROYECTOS	
MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA	
SECCION DE REFRIGERACION MECANICA	
CAMPO	MUSPAC
DIAGRAMA - 300	

PHASE	SPECIFIED INITIAL PLASM. INITIAL CONDITIONS				
	PRESSURE 1215.800PSIA		TEMPERATURE 132.80 DEGREE F		
	PHASE REMAINDER PRECISION USING THE P-H EQUATION				
COMPONENT NAME	FEED COMPOSITION	LIQUID COMPOSITION	VAPOR COMPOSITION	K FACTOR	FEED RATIO
H2S	.02446	.02982	.02389	.40107	1.00000
CO2	.03430	.02096	.03617	1.72382	1.00000
N2	.01980	.00195	.02238	4.33965	1.00000
METH	.72385	.28168	.78500	1.03891	1.00000
ETH	.07400	.07372	.07400	1.00450	1.00000
PROP	.02800	.03718	.02440	4.4736	1.00000
I-C4	.00437	.03285	.00357	2.7730	1.00000
N-C4	.00400	.02497	.00517	2.1900	1.00000
I-C5	.00345	.00435	.00166	1.2950	1.00000
N-C5	.00307	.00153	.00168	1.0755	1.00000
N-C6	.01608	.00496	.01091	.05324	1.00000
CF4	.01720	.08362	.00000	.00192	.99999
FLUID PROPERTIES		FEED	LIQUID	VAPOR	
ENTHALPY, BTU/LB-MOL		4014.2645	-2307.6087	1248.4057	
ENTHALPY, BTU/LB		141.2326	20.2465	204.1361	
ENTROPY, BTU/LB-MOL-R		8.47822	6.12291	6.83000	
ENTROPY, BTU/LB-R		.1927	.7265	.1337	
MOLAR VOLUME, L/G-MOL TO F.C.		.2402	.1192	.7813	
MOLECULAR WEIGHT		24.4251	78.1484	20.4093	
DENSITY, GAL TO F.C.		119.3133	760.2489	40.5993	
DENSITY, LB/CU FT TO F.C.		11.3800	4.2703	15.5197	
VOLUME PERCENT		100.0000	4.4378	95.5622	
MOLE PERCENT		100.0000	12.9700	87.0300	
NO. OF ITERATIONS					
CALCULATED BY EQUATION IN LA METHOD					

IV. 6.b. BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

Los balances de materia y energía de las corrientes principales de proceso se realizaron a partir de la composición ajustada de la -- alimentación y dos programas de cómputo; el primero es el descrito en la parte C del apéndice A, el otro permitió simular la torre estabilizadora.

Con objeto de conocer la temperatura alcanzada, debido a la expansión de la corriente alimentada desde la presión a la cual se alimenta hasta la presión de separación, se llevó a cabo un flash isocnáltico; posteriormente se calculó un flash isotérmico a las condiciones de separación con objeto de conocer las características de la corriente que se alimentaría a la torre estabilizadora y poder efectuar la simulación. Además con la información aportada por los flashes mencionados fue posible determinar la carga térmica del sistema de refrigeración.

A continuación se presentan los resultados del flash isoentálpico, flash isotérmico y de la simulación de la torre.

SPECIFIED ENTHALPY FLASH, FT		CONDITION: REFERENCE		INITIAL	
PRESSURE		TEMPERATURE		01.75 DEGREE F	
PHASE BEHAVIOR PREDICTION USING THE P-R EQUATION					
COMPONENT NAME	FEED COMPOSITION	LIQUID COMPOSITION	VAPOR COMPOSITION	K FACTOR	FLUACITY RATIO
M2S	.02466	.01568	.02553	1.60751	1.00000
CO2	.03410	.00818	.03676	4.49023	1.00000
M2	.01900	.00075	.02180	20.07336	1.00000
MEKH	.12985	.07827	.19652	10.36950	1.00000
ETHN	.07400	.01814	.07732	2.03416	1.00000
PROP	.02800	.04147	.02668	.64275	1.00000
I-C4	.00477	.01350	.00396	.28627	1.00000
N-C4	.00600	.01791	.00592	.28440	1.00000
I-C5	.00140	.02010	.00182	.09072	1.00000
N-C5	.00187	.02526	.00176	.06879	.99999
N-C6	.03408	.32082	.00770	.02400	.99999
C7+	.03726	.41067	.00000	.00000	.99999
FLUID PROPERTIES		FEED	LIQUID	VAPOR	
ENTHALPY, BTU/LB-MOL		4014.2663	-314.0160	4443.6691	
ENTHALPY, BTU/LB		143.2324	-2.0904	213.8402	
ENTROPY, BTU/LB-MOL-R		8.3950	77.8679	7473.0	
ENTROPY, BTU/LB-R		.2954	.8368	.0278	
MOLEULAR VOLUME, L/G-MOL TO F.C.		1.0000	.1439	1.3570	
MOLEULAR WEIGHT		29.4231	103.0000	40.7809	
DENSITY, GAL TO F.C.		26.6834	720.5659	17.9685	
DENSITY, LB/CU-FEET TO F.C.		1.6058	45.54431	10.9217	
VOLUME PERCENT		100.0000	1.2247	98.7755	
MOLE PERCENT		100.0000	9.0637	90.9363	
NO. OF ITERATIONS					
= TO FLASH CONDITIONS					
CANTIDAD DE LICUABLES EN LA METLA = 01.44 GALS/1000 PIES					

*** FLASH CALCULATION ***

	PRESSURE	DD-DEG F	TEMPERATURE	DD-DEG F	
PHASE BEHAVIOUR PREDICTION USING THE R-K EQUATION					
COMPONENT NAME	FEED COMPOSITION	LIQUID COMPOSITION	VAPOR COMPOSITION	K FACTOR	FUGACITY RATIO
N2S	0.2965	0.2772	0.2990	1.09563	0.99996
CO2	0.0415	0.0105	0.0179	13.38379	1.00000
N2	0.1990	0.0079	0.2220	23.99205	1.00000
N2H4	0.2288	0.0263	0.0339	1.88164	1.00000
CH4	0.0700	0.0385	0.1640	1.42026	1.00000
PROP	0.2800	0.0134	0.2390	1.7031	1.00000
I-C4	0.0470	0.0084	0.0290	1.5804	1.00000
N-C4	0.0800	0.0103	0.0220	1.5807	1.00000
I-C5	0.0348	0.2354	0.0100	0.1179	1.00000
N-C5	0.0327	0.0224	0.0090	0.1170	1.00000
N-C6	0.2600	0.0290	0.0290	0.0810	1.00000
C7+	0.1370	0.0290	0.0080	0.0001	0.00000
FLUID PROPERTIES					
		FEED	LIQUID	VAPOR	
ENTHALPY, BTU/LB-MOL		3274.4364	3227.5347	3274.0629	
ENTHALPY, BTU/LB		315.4296	-23.6802	307.7492	
ENTROPY, BTU/LB-MOL-R		7.6522	7.5571	7.4290	
ENTROPY, BTU/LB-R		0.2692	0.2854	0.2031	
MOLECULAR VOLUME, L/G-MOL @ P.C.		0.9549	0.1316	1.0548	
MOLECULAR WEIGHT		28.3210	28.3210	28.3210	
DENSITY, G/L @ P.C.		29.7469	1.7310	19.7510	
DENSITY, LB/CF @ P.C.		1.7590	0.10376	1.1930	
VOLUME PERCENT		100.0000	10.0000	98.0000	
MOLE PERCENT		100.0000	10.0000	89.9200	
NO. OF ITERATIONS					
CONDITIONS					
CANTIDAD DE	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
CONDICIONES	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID

MÓDULO NO. 2 SECCION 10011
 CORRIENTE N1 = 1
 CORRIENTE N2 = 0
 CORRIENTE N3 = 11
 CORRIENTE N4 = 12
 CORRIENTE N5 = 0
 CORRIENTE N6 = 0
 CORRIENTE N7 = 0
 CORRIENTE N8 = 0
 NÚMERO DE PLATOS REVERTIDOS = 1
 PRESION DE OPERACION = 760.000 PSIA
 REFLUJO DE REFLUJO = 0.000
 CAIDA DE PRESION DEL CONDENSADOR = 0.000
 CAIDA DE PRESION POR PLATO = 0.000
 ALIMENTACION CORR. = 1 1.000 L/MOL/H EN EL PLATO 1
 DEST. FONDOS CORR. = 0 0.000 L/MOL/H EN EL PLATO 0
 PROD. FONDOS CORR. = 12 78.102 L/MOL/H EN EL PLATO 9
 DEST. VAPOR CORR. = 11 71.892 L/MOL/H EN EL PLATO 11
 FRACCION MOLAR VAP. EN REPERVIDOR = 0.5000
 TEMPERATURA EFLUENTE REPERVIDOR = 524.941
 FLUJO ALIMENTACION REPERVIDOR L/MOL/H = 749.054
 NÚMERO DE ITERACIONES = 21
 ERROR EN TEMPS. = 0.0
 CARGA TÉRMICA DEL CONDENSADOR = 453000.97 BTU/HR
 CARGA TÉRMICA DEL REPERVIDOR = 453000.97 BTU/HR

PLATO NO	TEMP. OF	L. LI-MOL/H	V. LI-MOL/H	GPR	CFS	DL. LI/FTS	DV. LI/FTS	PML	PPV	PSIA
177	645	0.00	71.898	0.070	-1174	38.7860	1.5802	79.8580	28.6844	300.000
107	645	144.418	71.898	36.815	-1174	38.7860	1.5802	79.8580	28.6844	300.000
152	562	194.626	45.316	47.194	3375	33.6575	2.0554	73.0313	37.7648	300.200
175	560	225.994	106.524	54.113	5470	37.9537	2.2900	71.5438	42.1752	300.400
162	792	214.891	177.882	58.845	6297	37.0612	2.4197	71.9302	44.9360	300.600
213	639	222.296	178.779	43.245	7376	37.3695	2.5113	73.8701	47.6587	300.800
245	391	220.774	144.124	69.266	7921	31.7243	2.6077	77.7312	51.5719	301.000
203	202	233.775	148.672	79.175	8676	30.8512	2.7833	83.7160	58.1372	301.200
257	637	220.632	175.673	78.740	9678	30.1193	3.0549	84.5919	67.9902	301.400
472	941	74.172	144.570	78.273	1.0074	29.2910	3.4345	115.0677	83.8232	301.600

MÓDULO NO. 3 SECCION 12000
 CORRIENTE N1 = 12
 Z V
 0. -101.194 -75.621
 10. 98.917 147.437
 10. 171.425 194.733
 50. 264.876 277.060
 70. 379.270 377.409
 80. 514.606 502.748
 100. 682.339 644.572
 5. 79.774 52.525
 95. 551.712 435.907
 PRESION DE VAPOR PETA PSIA = 12.12

TORRE NO. 1			
CORRIENTE NO. (FASE)	1° VSAT		2° LSAT
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H - % MOL
AC.SULFIDR.	2.276	10.077	.065 .053
HIDROCARBONO	1.175	5.045	.000 .000
NITROGENO	.079	.361	.000 .000
METANO	9.079	41.371	.000 .000
ETANO	5.372	24.555	.012 .015
PROPANO	3.440	15.711	2.625 3.450
I-PUTANO	.175	.798	1.729 2.214
N-PUTANO	.272	.920	3.700 4.738
I-PEUTANO	.049	.225	2.308 2.952
N-PEUTANO	.046	.209	2.279 3.558
4-HEXANO	.172	.832	30.557 39.124
OTRO	.002	.007	34.260 43.866
TOTAL LB-MOL/H	21.847	100.000	78.103 100.000
FLUJO TOTAL LB/H • KG/H	627.	285.	878. 4077.
TEMPERATURA ° F	107.49	42.95	452.86 733.80
PRESION PSIG • KG/CM2 • AN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	705.70	30.059	3286.91 20.372
PESO MOLECULAR KILTONS	78.65	15.488	115.068 12.804
DENS RELATIVA A 60 F • API	47.671	192.515	77.266 69.877
BPD A 60 F		98.6	77.266 76.6
MPCD 6FF. 1 KG/40F. 1ATM	.209	.197	77.266 77.11
DENS A 60 F • LB/FT3 • G/CM3	1.5872	.02531	29.297 46.920
GPA A 60 F			87.7
FT3/SEC A 60 F		.110	
FACTO COMPRESIBILIDAD		.8744	.7210
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	427.00		24526.73
ENTALPIA RTN/H		107.8	1915.6
MODULO		10011	10011

IV. 7.b. LISTA DE EQUIPO.TORRES.

CLAVE	NUMERO DE DIAGRAMA	DESCRIPCION
DA-201	200	Torre estabilizadora de condensados.
<u>INTERCAMBIADORES DE CALOR</u>		
EA-201	200 y 300	Enfriador de carga.
EA-202	200	Rehervidor de estabilizadora
EA-203 A.	200	Enfriador de condensados.
EA-203 B.	200	Enfriador de condensados.
EA-204	200	Intercambiador glicol-glicol.
EA-205	200	Rehervidor-regenerador de glicol.
EC-201	200	Enfriador de gas residual.
EC-201 R.	200	Enfriador de relevo de gas residual.
EC-301	300	Condensador de fluido refrigerante.
<u>RECIPIENTES</u>		
FA-201	200	Separador de baja temperatura.
FA-202	200	Acumulador de solución de glicol regenerado.
FA-301	300	Acumulador del fluido refrigerante.
FA-302	300	Separador del fluido refrigerante.
FB-201.	200	Depósito de solución de glicol.
FD-201	200	Filtro de solución de glicol
FD-201 R	200	Filtro de relevo de solución de glicol.
<u>BOMBAS.</u>		
GA-201	200	Bomba dosificadora de glicol

(CONTINUACION)

B O M B A S.

CLAVE	NUMERO DE DIAGRAMA	DESCRIPCION
GA-201 R	200	Bomba de relevo de dosifica - ción de glicol.
GA-202	200	Bomba de reposición de glicol
GA-202 R	200	Bomba de relevo de reposición
<u>COMPRESORES</u>		
GB-201	200	Compresor de gas residual.
GB-201 R	200	Compresor de relevo de gas re sidual.
GB-301	300	Compresor del fluido refrige- rante.

IV. 8.b. REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUÍMICOS.

Los servicios auxiliares y agentes químicos necesarios para mantener en operación al módulo de separación a baja temperatura son:

- Combustible gaseoso.
- Agua de proceso.
- Energía eléctrica.
- Dietilenglicol.

SERVICIO:

- Combustible gaseoso (1) (2).

CONDICIONES DE SUMINISTRO:

1 932.3 kPa y 315 K.

LHV=47 618.6 kJ/m³ a 101.325 kPa y 393 K.

(1 278.5 BTU/pie³ a 14.7 lb/pulg² y 68°F)

CLAVE	DESCRIPCION	C O N S U M O	
EA-202	Rehervidor de estabilizadora.	224.16	m ³ /h (7 900.6 pie ³ /h).
EA-205	Rehervidor-regenerador de glicol.	5	m ³ /h (176.6 pie ³ /h).
(3) EC-201 R	Enfriador de relevo de gas residual.	1.34x10 ⁻⁴	m ³ /h (4.7x10 ⁻³ pie ³ /h). (3)
(3) GA-201 R	Bomba de relevo de dosificación de glicol.	8.9 x10 ⁻⁶	m ³ /h (3.1x10 ⁻⁴ pie ³ /h). (3)
(3) GA-202 R	Bomba de relevo de reposición de glicol.	8.9 x10 ⁻⁶	m ³ /h (3.1x10 ⁻⁴ pie ³ /h). (3)
GB-201 R	Compresor de relevo de gas residual.	2.6 x10 ⁻²	m ³ /h (9.4x10 ⁻² pie ³ /h). (3)
	<u>T O T A L:</u>	229.18	m ³ /h (8 078.14 pie ³ /h).

(1) Se obtiene el mismo módulo.

(2) La eficiencia considerada para su combustión es del 80%.

(3) Se estimó considerando 6 interrupciones de energía eléctrica de 10 min. de duración en promedio, por año.

SERVICIO:

-Agua de proceso.

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 490.4 kPa (5 kg/cm²) y temperatura ambiente

CLAVE	DESCRIPCION	CONSUMO.
FB-201	Depósito de solución de glicol.	1.87 kg/h.

SERVICIO: Energía eléctrica (60 ciclos/s).

CLAVE	DESCRIPCION	VOLTAJE	FASES	POTENCIA KW:	
				CONSUMIDA	CONECTADA
EC-201	Enfriador de gas residual.	220	3	9.7	11.2
EA-301	Condensador del fluido refrigerante.	220	3	8.6	11.2
GA-201	Bomba dosificadora de glicol.	110	1	0.45	0.75
GA-202	Bomba de reposición de glicol.	110	1	0.45	0.75
GB-201 (1)	Compresor de gas residual.	4 160	3	2 133.5	2 238
GB-301	Compresor del fluido refrigerante.	440	3	220	224
T O T A L:				2 372.7	2 485.9

(1) Incluye el consumo de energía eléctrica para el enfriador que utiliza aire.

SERVICIO:

Deshidratar e inhibir la formación de hidratos (Agente químico).

NOMBRE COMERCIAL:

Dietilenglicol.

ESPECIFICACIONES:

99% de pureza.

CONSUMO APROXIMADO:

5.6 kg / h

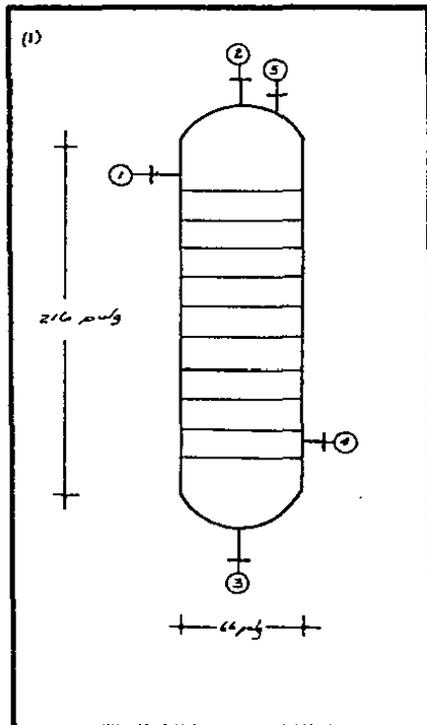
IV. 9.b. HOJAS DE DATOS DE EQUIPO DE PROCESO.

PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	DA-201
N _o . DE UNIDADES	1 (UHA)

TORRES.

SERVICIO:	ESTABILIZAR CONDENSADOS.
TIPO:	DE PLATOS.
ALIMENTACION:	328.9 $\frac{lb-mol}{hr}$ REFLUJO: NO RECIRCULACION: 522 $\frac{lb-mol}{hr}$
PROD. DOMO:	72 $\frac{lb-mol}{hr}$ PROD. FONDO: 819 $\frac{lb-mol}{hr}$
DIAMETRO:	66 pulg ALTURA: 216 pulg
TEMPERATURA DE ALIMENTACION:	50 °F
PRESION DE OPERACION:	280 lb/pulg ²
DISEÑO:	360 lb/pulg ²
MATERIAL:	A.C. SA. 285 Gr.C
CORROSION PERMISIBLE:	CASCARON: $\frac{1}{8}$ pulg PLATOS: $\frac{1}{8}$ pulg
PESO APROXIMADO:	22 275 lb ESPESOR: $\frac{1}{4}$ pulg
PLATOS:	9 TIPO: PERFORADOS ESPESOR: $\frac{5}{8}$ pulg
DIAM. ORIFICIO:	$\frac{3}{8}$ pulg ESPACIAMIENTO: 18 pulg
EMPAQUE:	TIPO: N _o DE CAMAS:
ALTURA POR CAMA:	PESO POR CAMA:
TIPO DE CABEZAS: ELIPTICAS 2:1	

BOQUILLAS		
N _o .	DIAMETRO	SERVICIO
1	2 pulg	ALIMENTACION
2	1 pulg	PRODUCTO DE DOMO
3	4 pulg	PRODUCTO DE FONDO
4	3 pulg	RECIRCULACION
5	1 1/2 pulg	CONTROL DE PRESION



NOTAS

(1) LA UBICACION DE LAS BOQUILLAS ES SOLAMENTE REPRESENTATIVA

PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	EA - 202
No. DE UNIDADES	1 (UNA)

INTERCAMBIADORES DE CALOR DE HAZ Y ENVOLVENTE.

SERVICIO: REHERVIDOR DE TORRE ESTABILIZADORA
TAMAÑO: 25 pulg / 39 pulg - 16 pie TIPO: AKU POSICION: HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD: 673.4 pie ² CORAZAS POR UNIDAD: 1 (UNA)
SUPERFICIE POR CORAZA: 673.4 pie ² ARREGLO DE CORAZAS:

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

	CORAZA	TUBO
FLUIDO CIRCULADO	CONDENSADOS DE TORRE	GASES DE COMBUSTION
FLUJO	819 lb-mol / h	20.5 lb-mol / h
LIQUIDO	SATURADO	
VAPOR		LHV = 1278.5 BTU/pie ² @ 20°C y lat.
VAPOR DE AGUA		
FLUIDO VAPORIZADO O CONDENSADO	50% VAPORIZADO	
VISCOSIDAD	0.469	0.990
DENSIDAD RELATIVA	0.045	0.011 CP
CALOR LATENTE		
CALOR ESPECIFICO	0.069 09 BTU/lb °F	0.774 8 BTU/lb °F
PESO MOLECULAR	115.68 lb / lb-mol	28.68 lb / lb-mol
TEMPERATURA DE ENTRADA	452 °F	
TEMPERATURA DE SALIDA	325 °F	
PRESION	295 lb/pulg ² abs	ATMOSFERICA
No. DE PASOS POR LA CORAZA	1	
CAIDA DE PRESION PERMITIDA	10 lb/pulg ²	10 lb / pulg ²
CALOR INTERCAMBIADO	8 080 373.7 BTU/h	
FLUX	12 000 BTU / h pie ²	DIF. MED. DE TEMP.

CONSTRUCCION POR CORAZA

TUBOS:	No: 226	O.D.: 1 pulg	BWG: 12	LONGITUD: 16 pie	PITCH: 1 1/4"
CORAZA:		I.D.: 39 pulg	CUBIERTA:	ACERO AL CARBON	
CANAL O BONNET	CANAL	25 pulg	CUBIERTA:	ACERO AL CARBON	
ESPEJO DEL HAZ:	NOVEL				

PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	EA-203 A-B
No. DE UNIDADES	1 (UNA)

INTERCAMBIADORES DE CALOR DE HAZ Y ENVOLVENTE.

SERVICIO: ENFRIADOR DE CONDENSADOS ESTABILIZADOS.
TAMAÑO: 42 pulg - 16 pie TIPO: AHL POSICION: HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD: 5612 pie ² CORAZAS POR UNIDAD: 2 (DOS)
SUPERFICIE POR CORAZA: 2806 pie ² ARREGLO DE CORAZAS: SERIE

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

	CORAZA	TUBO
FLUIDO CIRCULADO	CONDENSADOS	GAS DEL SEPARADOR 1A-101
FLUJO	256.8 lb-mol/h	2696.5 lb-mol/h
LIQUIDO	SATURADO	
VAPOR		SATURADO
VAPOR DE AGUA		
FLUIDO VAPORIZADO O CONDENSADO		
VISCOSIDAD	0.2 cP	0.014 cP
DENSIDAD RELATIVA	0.739	2.696
CALOR LATENTE		
CALOR ESPECIFICO	0.4509 BTU/lb °F	0.5117 BTU/lb °F
PESO MOLECULAR	115.68 lb/lb-mol	20.158 lb/lb-mol
TEMPERATURA DE ENTRADA	523 °F	50 °F
TEMPERATURA DE SALIDA	100 °F	350 °F
PRESION	295 lb/pulg ² abs	295 lb/pulg ² abs
No. DE PASOS POR LA CORAZA	1	1
CAIDA DE PRESION PERMITIDA	10 lb/pulg ²	10 lb/pulg ²
CALOR INTERCAMBIADO	8 883 184.5 BTU/h	
FLUX		DIF. MED. DE TEMP. 99 °F

CONSTRUCCION POR CORAZA

TUBOS: No: 915 O.D.: 1 pulg BWG: 12 LONGITUD: 16 pie PITCH: 14 1/4 D
CORAZA: I.D.: 42 pulg CUBIERTA: ACERO AL CARBON
CANAL O BONNET CANAL 37 pulg CUBIERTA: ACERO AL CARBON.
ESPEJO DEL HAZ: MOVIL

PLANTA	MOBILIO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PENEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	EA-204
Nº DE UNIDADES	1 (UNA)

INTERCAMBIADORES DE CALOR DE DOBLE TUBO

SERVICIO:	INTERCAMBIADOR GLICOL-GLICOL
SUPERFICIE POR UNIDAD:	1.5 pie ² HORQUILLAS POR UNIDAD: 1 (UNA)
SUPERFICIE POR HORQUILLA:	1.5 pie ²
TAMAÑO:	8 pie POSICION: HORIZONTAL

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

	TUBO EXTERNO	TUBO INTERNO
FLUIDO CIRCULADO	SOLUCION DE DIETILENGLICOL	SOLUCION DE DIETILENGLICOL
FLUJO	470 lb/h	312.4 lb/h
LIQUIDO	SOLUCION AL 51%	SOLUCION AL 75%
VAPOR		
VAPOR DE AGUA		
DENSIDAD RELATIVA	1.075	1.105
VISCOSIDAD	8 cp @ 50°F	10 cp @ 90°F
CALOR LATENTE	970 BTU/lb	970 BTU/lb
PESO MOLECULAR		
CALOR ESPECIFICO	0.84 BTU/lb °F	0.85 BTU/lb °C
TEMPERATURA DE ENTRADA	50°F	227°F
TEMPERATURA DE SALIDA	172.2°F	90°F
PRESION	295 lb/pulg ² abs.	295 lb/pulg ² abs.
CAIDA DE PRESION PERMISIBLE	10 lb/pulg ²	10 lb/pulg ²
VELOCIDAD	5 pie/s	5 pie/s
CALOR INTERCAMBIADO:	36 800.8 BTU/h	DIF. MED DE TEMP. 48.2°F

CONSTRUCCION POR HORQUILLA

TUBO EXTERNO:	ACERO	O.D.:	3/8 pulg	CEDULA:	40
TUBO INTERNO:	ACERO	O.D.:	1/8 pulg	CEDULA:	40
TEMPERATURA DE DISEÑO:	232°F	PRESION DE DISEÑO:	295 lb/pulg ²		

PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	EC-201
No. DE UNIDADES	1 (UNA)

INTERCAMBIADORES DE CALOR ENFRIADOS POR AIRE

SERVICIO: ENFRIADOR DE GAS RESIDUAL	TIRO: FORZADO
TAMAÑO: 12 x 20 pie	No. DE PANELES: 1 (UNO)
CALOR INTERCAMBIADO:	6 112 573 BTU/h
SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR:	21 433 pie ²
DIFERENCIA MEDIA LOGARITMICA DE TEMPERATURA:	93°F

CONDICIONES DE OPERACION DEL LADO DE LOS TUBOS

FLUIDO:	GAS RESIDUAL
FLUJO:	930.3 lb/min
TEMPERATURA DE ENTRADA:	344°F
TEMPERATURA DE SALIDA:	130°F
DENSIDAD RELATIVA:	0.701
CALOR ESPECIFICO:	0.510 B BTU/lb°F
PRESION:	294.7 lb/pulg ²
CAIDA DE PRESION PERMISIBLE:	5 lb/pulg ²

CONDICIONES DE OPERACION DE LADO DEL AIRE

FLUJO:	8843.4 lb/min
MASA VELOCIDAD:	235B lb/h pie ²
CANTIDAD:	122 702 pie ³ /min
ALTITUD:	10 m 32MM
TEMPERATURA DE ENTRADA:	88°F
TEMPERATURA DE SALIDA:	136°F

CONSTRUCCION

PRESION DE DISEÑO:	353 lb/pulg ² abs	TEMPERATURA DE DISEÑO:	400°F
TUBOS O.D.:	1 pulg	LONGITUD:	20 pie
FILAS:	4	PITCH:	2 pulg Δ
		ALETAS:	9/pulg
		TIPO:	

EQUIPO

MECANICO

VENTILADOR		MOTOR	
No. / PANEL:	UNO	VOLTAJE:	220V FASES: 3
POTENCIA:	15 HP	FRECUENCIA:	60 Hz
DIAMETRO:	11 pie	TIPO:	ELECTRICO
		CARCAZA:	A PRUEBA DE EXPOSICION

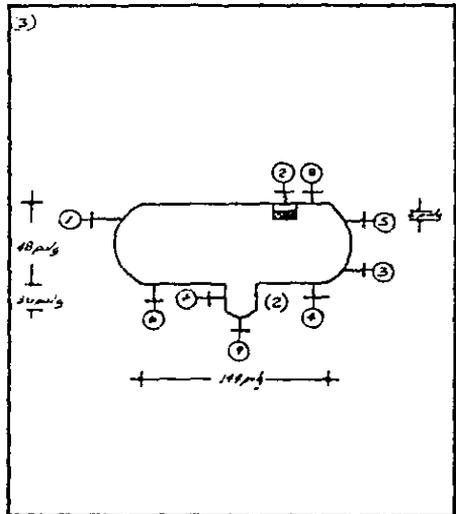
PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA
LOCALIZACION	CAMPO HUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	FA-201
No. DE UNIDADES	1 (UNA)

RECIPIENTES.

SERVICIO:	SEPARADOR A BAJA TEMPERATURA		POSICION:	HORIZONTAL		
TIPO DE FLUIDO:	LIQUIDO: HIDROCARBUROS Y AGUA	FLUJO:	2968 BPD AC 80 BPD AGUA	DENSIDAD: 45.638 lb/ft ³ 62.02 lb/ft ³		
	VAPOR O GAS: HIDROCARBUROS	FLUJO:	27.956 HHMSD	DENSIDAD REL.: 0.696		
TEMPERATURA:	OPERACION:	50°F	DISEÑO:	140°F		
PRESION:	OPERACION:	300 lb/pulg ² abs	DISEÑO:	360 lb/pulg ² abs		
DIMENSIONES:	LONGITUD T.T.:	144 pulg	DIAMETRO:	48 pulg PESO APROX.: 5100 lb		
NIVEL:	NORMAL:	50% DEL DIAMETRO	MAXIMO:	50% DEL DIAM.	MINIMO:	6 pulg
MATERIALES:	CASCARON:	AC SA-2856C	ESPESOR:	15/16 pulg	CAEZAS:	AC SA-2856C ⁽¹⁾
MALLA SEPARADORA:			ESPESOR:	6 pulg		
CORROSION PERM.:			CASCARON:	1/8 pulg	CAEZAS:	1/8 pulg
AISLAMIENTO:	NO					
RECUBRIMIENTO INTERNO:	NO					

BOQUILLAS		
No.	DIAMETRO	SERVICIO
1	5 pulg	ALIMENTACION
2	5 pulg	DESCARGA DEL GAS
3	2 pulg	DESCARGA DE CONDENSADOS
4-5	1 1/2 pulg	CONTROL DE NIVEL
6-7	1 1/2 pulg	CONTROL DE INTERFASE
8	1 1/2 pulg	CONTROL DE PRESION
9	1/4 pulg	DESCARGA DE AGUA

NOTAS	
(1)	CAEZAS ELIPTICAS 2:1
(2)	SE REQUIERE PIEZA DE ANEL, EN LAQUE SE CONTROLARA EL NIVEL DE LA INTERFASE LIQUIDO-LIQUIDO.
(3)	LA UBICACION DE LAS BOQUILLAS 1 Y 2 ES SOLAMENTE REPRESENTATIVA.



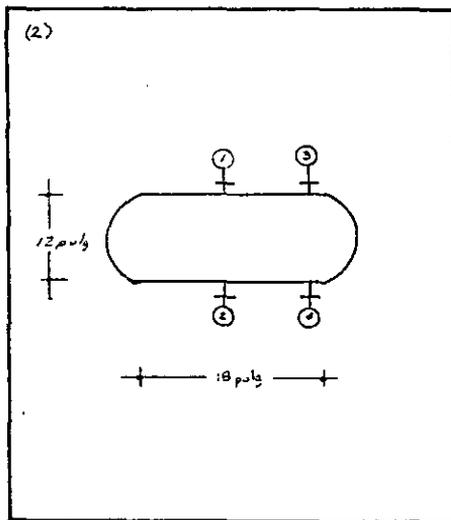
PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE
CLAVE	FA - 202
No. DE UNIDADES	1 (UNIA)

RECIPIENTES.

SERVICIO:	ACUMULADOR DE SOLUCION DE GLICOL		POSICION:	HORIZONTAL
TIPO DE FLUIDO:	LIQUIDO: DIETILENSULFO	75% FLUJO:	0.6 g/min	DENSIDAD: 68.9716 lb/ft ³
	VAPOR O GAS:	FLUJO:	DENSIDAD REL.:	
TEMPERATURA:	OPERACION:	234 °F	DISEÑO:	524 °F
PRESION:	OPERACION:	14.7 lb/pulg ² abs	DISEÑO:	18 lb/pulg ² abs.
DIMENSIONES:	LONGITUD T.T.:	18 pulg	DIAMETRO:	12 pulg
NIVEL:	NORMAL: 50% DEL DIAMETRO MAXIMO: 50% DEL DIAMETRO MINIMO: 6 pulg			
MATERIALES:	CASCARON:	ACERO AL CARBON	ESPESOR:	3 1/8 pulg
	CABEZAS:	ACERO AL CARBON ⁽¹⁾		
MALLA SEPARADORA:	NO SE REQUIERE			
CORROSION PERM.:			CASCARON:	1/8 pulg
			CABEZAS:	1/8 pulg
ASLAMIENTO:	N.O			
RECUBRIMIENTO INTERNO:	N/C			

BOQUILLAS		
No.	DIAMETRO	SERVICIO
1	2 1/8 pulg	ALIMENTACION
2	3 1/8 pulg	DESCARGA
3	1 1/2 pulg	INDICADOR DE NIVEL
4	1 1/2 pulg	INDICADOR DE NIVEL

NOTAS	
(1)	CABEZAS ELIPTICAS 2:1
(2)	LA UBICACION DE LAS BOQUILLAS ES SOLAMENTE REPRESENTATIVA.



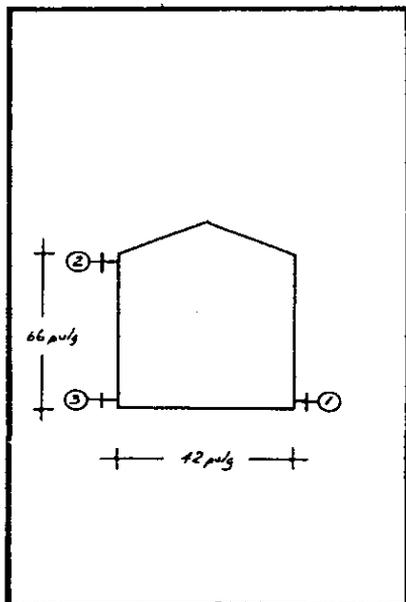
PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	FB-201
Nº DE UNIDADES	1 (UNA)

RECIPIENTES ATMOSFERICOS.

SERVICIO:	DEPOSITO DE SOLUCION DE GLICOL		
FLUIDO:	DIETILENGLICOL AL 75%		
TEMPERATURA:	AMBIENTE		
VISCOSIDAD:	10 cP @ 90°F		
CAPACIDAD:	393.5 gal		
DIAMETRO:	42 pulg	ALTURA:	66 pulg
MATERIALES:	TECHO: ACERO AL CARBON FONDO: ACERO AL CARBON CUERPO: ACERO AL CARBON		
CORROSION PERM:	1/8 pulg	ESPESOR:	2/16 pulg

BOQUILLAS		
No.	DIAMETRO	SERVICIO
1	3/4 pulg	DESCARGA
2	1 1/2 pulg	INDICADOR DE NIVEL
3	1 1/2 pulg	INDICADOR DE NIVEL

NOTAS	
(1)	LA UBICACION DE LAS BOQUILLAS ES REPRESENTATIVA.



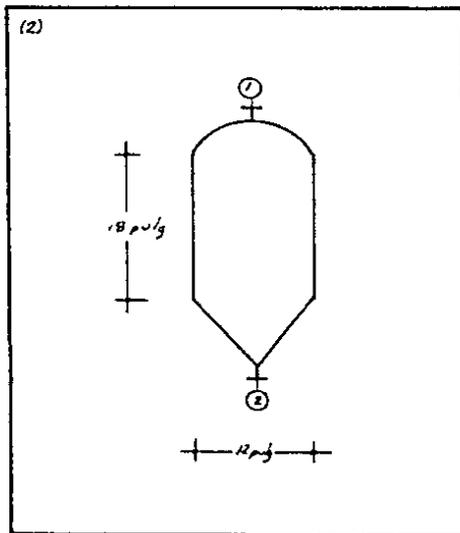
PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	FD-201/R
Nº. DE UNIDADES	2 (DOS)

RECIPIENTES.

SERVICIO:	FILTRO DE SOLUCION DE GLICOL			POSICION:	VERTICAL	
TIPO DE FLUIDO:	LIQUIDO: DIETILENGLICOL 25%	FLUJO:	0.6 gal/min	DENSIDAD:	68.97 lb/ft ³	
	VAPOR O GAS:	FLUJO:		DENSIDAD REL.:		
TEMPERATURA:	OPERACION:	231°F	DISEÑO:	324°F		
PRESION:	OPERACION:	1273 lb/pulg ² abs.	DISEÑO:	1528 lb/pulg ² abs.		
DIMENSIONES:	LONGITUD T.T.:	18 pulg	DIAMETRO:	12 pulg	PESO APROX.: 287 lb	
NIVEL:	NORMAL:		MAXIMO:		MINIMO:	
MATERIALES:	CASCARON:	ACERO AL CARBON	ESPESOR:	1 1/16 pulg	CABEZAS:	ACERO AL CARBON
MALLA SEPARADORA:	NO SE REQUIERE	ESPESOR:				
CORROSION PERM.:		CASCARON:	1/8 pulg	CABEZAS:	1/8 pulg	
ASLAMIENTO:	NO					
RECUBRIMIENTO INTERNO:	NO					

BOQUILLAS		
Nº.	DIAMETRO	SERVICIO
1	3/16 pulg	ALIMENTACION
2	1/2 pulg	DESCARGA

NOTAS	
(1)	INTERNO DE CARBON ACTIVADO.



PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, DEHEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	GA-201/R
Nº. DE UNIDADES	2 (DOS)

BOMBAS RECIPROCANTES.

SERVICIO:	BOMBA DOSIFICADORA DE GLICOL		
Nº. DE BOMBAS:	2 (DOS)		
Nº. DE MOTORES:	2 (DOS) (1)		
Nº. DE TURBINAS:			
LIQUIDO:	SOLUCION DE DIETILENGLICOL AL 75%		
DENSIDAD RELATIVA	1.105		
PRESION DE VAPOR:	14.7 lb/pulg ² @ 239°F		
VISCOSIDAD:	3 CP @ 239°F		
FLUJO:	NORMAL: 0.54 g/min MAXIMO: 0.6 g/min		
TEMPERATURA DE BOMBEO:	239°F		
PRESION DE SUCCION:	ATMOSFERICA	PRESION DE DESCARGA	1540.6 lb/pulg ² abs.
PRESION DIFERENCIAL:	1525.9 lb/pulg ²		
CABEZA DIFENCIAL:	3181.7 pie		
N P S H	10 pie (disponible)		
POTENCIA:	3/4 HP		
MATERIAL:	ACERO AL CARBON.		

ACCIONADOR.

MOTOR:	ELECTRICO	HP:	1 HP	R.P.M.:	3600
VOLTS:	110 V	FASES:	1	CICLOS:	60/15
COMBUSTIBLE:	LHV = 1278.5 BTU/pie ³ @ 20°C y 1 atm.				
TURBINA:		HP:		R.P.M.:	
	VAPOR DE ENTRADA:				
	VAPOR DE SALIDA:				
	FLUJO DE VAPOR:				

NOTAS

(1) LA BOMBA DE RELEVO PODRA ACCIONARSE CON MOTOR DE COMBUSTION INTERNA UTILIZANDO GAS RESIDUAL ANTES DE COMPRIMIRLO.

PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. ZONA SURESTE.
CLAVE	GA - 202 / R
Nº. DE UNIDADES	2 (DOS)

BOMBAS RECIPROCANTES.

SERVICIO:	BOMBA DE REPOSICION DE GLICOL		
Nº. DE BOMBAS:	2 (DOS)		
Nº. DE MOTORES:	2 (DOS) (1)		
Nº. DE TURBINAS:			
LIQUIDO:	SOLUCION DE DIETILENGLICOL AL 75%		
DENSIDAD RELATIVA:	1.105		
PRESION DE VAPOR:	14.7 lb/pulg ² @ 234°F	0.4 lb/pulg ² @ 88°F	
VISCOSIDAD:	10 CP @ 88°F		
FLUJO:	NORMAL: 0.025 gal/min MAXIMO: 0.03 gal/min		
TEMPERATURA DE BOMBEO:	AMBIENTE		
PRESION DE SUCCION:	ATMOSFERICA	PRESION DE DESCARGA	1528.6 lb/pulg ² abs.
PRESION DIFERENCIAL:	1513.86 lb/pulg ²		
CABEZA DIFENCIAL:	3136.6 pie		
N P S H	10 pie (disponible)		
POTENCIA:	3/4 HP		
MATERIAL:	ACERO AL CARBON		

ACCIONADOR.

MOTOR:	ELECTRICO	HP:	1 HP	R.P.M.:	3600
VOLTA:	110V	FASES:	1	CICLOS:	60/S
COMBUSTIBLE:	LHV = 1238.5 Btu/pie ³ @ 70°C y 1atm				
TURBINA:		HP:		R.P.M.:	
VAPOR DE ENTRADA:					
VAPOR DE SALIDA:					
FLUJO DE VAPOR:					

NOTAS

- (1) LA BOMBA DE RELEVO PODRA ACCIONARSE CON MOTOR DE COMBUSTION INTERNA, UTILIZANDO GAS RESIDUAL

PLANTA	MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA
LOCALIZACION	CAMPO MUSPAC, PEMEX. 20HA SURGSTE.
CLAVE	GB-201/R
No. DE UNIDADES	2 (DOS)

C COMPRESORES CENTRIFUGOS

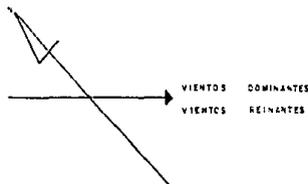
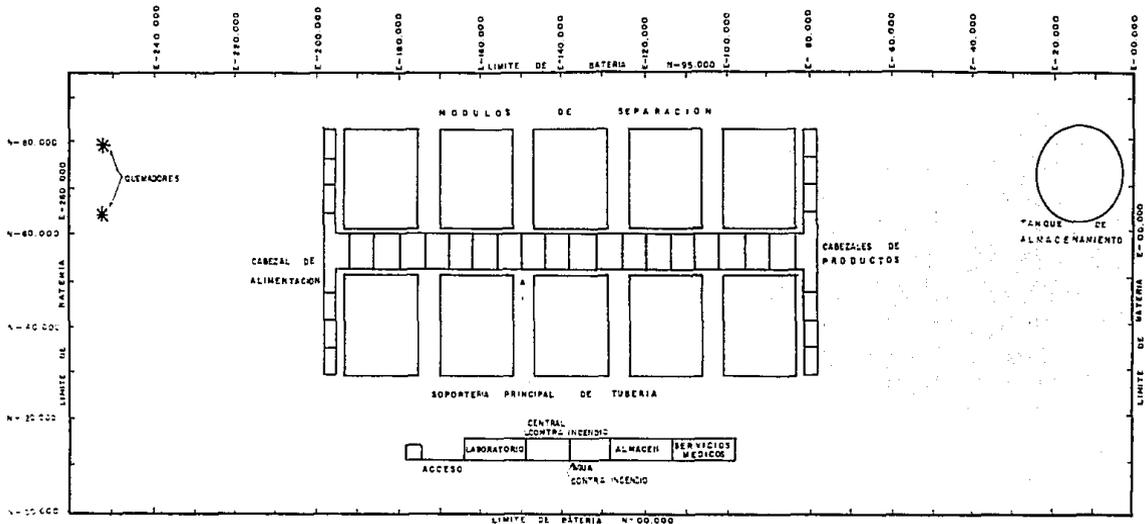
SERVICIO: COMPRESOR DE GAS RESIDUAL	BHP: 2860 HP
ETAPAS: 7	
FLUIDO: GAS RESIDUAL	
PESO MOLECULAR: 20.516 16/10-1001 DENSIDAD REL.: 0.701	

CAPACIDAD:	16 952 PCM @ presión y temperatura de succión
PRESION DE SUCCION:	294.7 lb/pulg ² abs.
TEMPERATURA DE SUCCION:	130 °F
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD A COND. DE SUCCION:	0.96
PRESION DE DESCARGA:	1275.8 lb/pulg ² abs
TEMPERATURA DE DESCARGA:	320 °F
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD A COND. DE DESCARGA:	0.96
RELACION DE COMPRESION:	4.3
RELACION DE CALORES ESPECIFICOS:	1.237
FLUJO:	930.3 lb/min
VELOCIDAD:	8587 RPM
SURGE:	% DE LA CAPACIDAD:
EFICIENCIA POLITROPICA:	0.77
MATERIAL:	ACERO AL CARBON

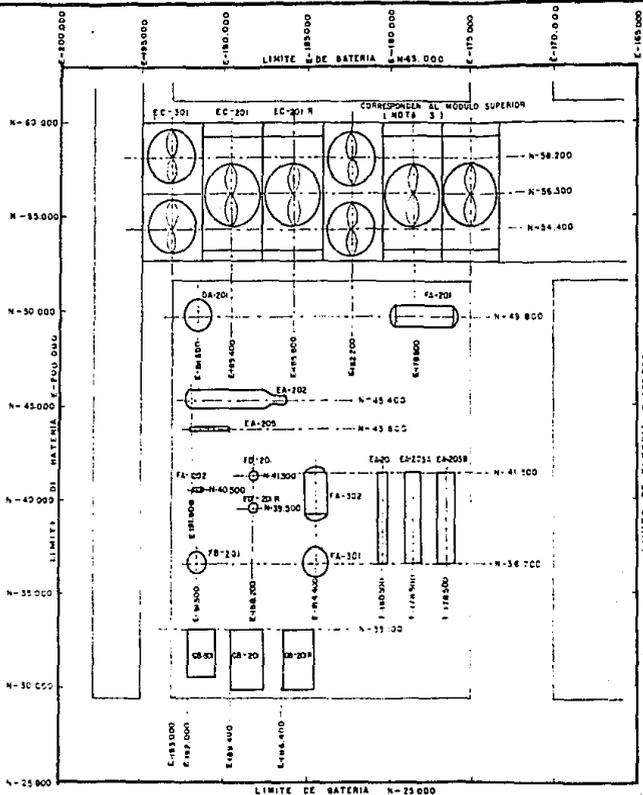
ACCIONADOR			
TIPO: ELECTRICO	HP: 2000 HP	RPM:	
VOLTAJE: 460V FASES: 3	FRECUENCIA: 60 Hz	CARCAZA: A REVEDA DE CHOCOLAS	
VAPOR:	FLUJO:		
	ENTRADA:	SALIDA:	
COMBUSTIBLE:	LHV: 1278.5 BTU/pi ³	@ 20F y 1 atm	

NOTAS	
(1)	EL COMPRESOR DE RELEVO PODRA ACCIONARSE CON MOTOR DE COMBUSTION INTERNA EMPLEANDO GAS RESIDUAL, ANTES DE COMENZARLO
(2)	LAS DIMENSIONES APROXIMADAS SON: L = 10' - 4" A = 6' - 8"

IV. 10.b. ARREGLO PRELIMINAR DE EQUIPO DE PROCESO.



UNAM FACULTAD DE QUIMICA	
MAESTRIA EN INGENIERIA DE PROYECTOS	
MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA	
PLANO DE LOCALIZACION GENERAL	
CAMPO MUSPAC	DIAGRAMA- 310
ESC.: 1:800 ACOT.: m.	



NOTAS

- 1- El área que se presenta está delimitada por los coordenadas N=25,000 a N=83,000 y E=165,000 a E=200,000; ésta también corresponden a los del plano de localización general. (Diagrama 310).
- 2- Para los módulos que se ubican al norte del soporte principal de tubería, la disposición de los equipos es inversa a la presentada; es decir, con ras pacho al norte del módulo, primero se lavan, la torre y el separador y después los compresores.
- 3- Estos equipos corresponden al módulo ubicado al norte del soporte principal de tubería, los que se encuentran al este pertenecen al módulo que se presenta.

UNAM		FACULTAD DE QUIMICA	
MAESTRIA EN INGENIERIA		DE PROYECTOS	
MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA			
PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO			
CAMPO		MUSPAC	
		DIAGRAMA-520	
		ESC. 1:200 ACOT. m	

V. ESTIMADO DE LA INVERSION.

La finalidad de este capítulo es obtener la estimación de la inversión fija para los sistemas de separación objeto de este estudio. Los estimados de la inversión fija presentan diversos grados de aproximación, desde estimaciones de orden de magnitud, basadas en un mínimo de información (la cual debe incluir necesariamente la capacidad de los sistemas y la naturaleza del proceso de separación), hasta estimaciones precisas basadas en planos y especificaciones detallados. Entre estos dos niveles de aproximación existen otros cuya precisión depende fundamentalmente del grado de avance en el estudio del proyecto.

La Asociación Americana de Ingenieros de Costos considera las siguientes categorías para dichos estimados. (18,19)

1. ESTIMADO DE ORDEN DE MAGNITUD. Se realiza sin datos de ingeniería detallados se basa en el monto de inversiones similares anteriores. Es normalmente esperado que el grado de exactitud varíe dentro de + 50% y - 30%. Se denomina también como estimado aproximado o de proporción.
2. ESTIMADO PARA PRESUPUESTO. Un estimado de este tipo se prepara con el uso de diagramas de flujo, especificación de equipo principal y arreglo de este equipo. El grado de aproximación se ubica dentro de + 40% y - 15%. Se conoce también como estimado preliminar.
3. ESTIMADO DEFINITIVO. Como su nombre lo indica, se prepara a partir de datos de ingeniería muy definidos; es decir, se basa en especificaciones y dibujos de ingeniería completos y en investigaciones del sitio en donde se instalará la planta. El grado de exactitud de este estimado varía de + 15% a - 5%. Se denomina también como estimado detallado.

Considerando que el objeto de este estudio es la comparación de alternativas de proceso y, la información generada para cada alternativa, - el estimado que se presenta es del tipo para presupuesto o preliminar. Adicionalmente, se solicitó a compañías fabricantes de equipo para la industria petrolera nacional, la cotización de los sistemas para así tener una referencia adicional.

El método general empleado para la estimación de la inversión fija se puede considerar que corresponde al de porcentaje de equipo, ⁽¹¹⁾ debido a que se parte del costo del equipo mayor (elementos clave), el que establece las necesidades para los otros elementos del costo de la planta, y los costos de los demás componentes de la inversión fija se determinan por medio de factores. Algunos de los métodos particulares más comúnmente empleados que caen dentro del ámbito de este método general son: ⁽¹⁹⁾

- a) Método de los módulos. ⁽²⁰⁾
- b) Método de Lang.
- c) Métodos analíticos.

El método de los módulos está basado en una técnica desarrollada por K.M. Guthrie; ⁽²⁰⁾ este método considera seis módulos diferentes que agrupan a los elementos de costo principales, de estos módulos cinco representan costos directos y uno agrupa costos indirectos de acuerdo a la siguiente clasificación:

- * Módulo de proceso químico.
- * Módulo de manejo de sólidos.
- * Módulo de desarrollo del sitio.
- * Módulo de edificios industriales.
- * Módulo de servicios.
- * Módulo de indirectos.

Tomando en cuenta la información disponible de cada sistema de separación, se aplicó el método propuesto por Guthrie para el módulo de proceso químico y a partir de éste se determinó el estimado considerando los factores propuestos por éste y otros autores. (8,11,21) Además, el costo de equipo determinado por la aplicación del concepto modular, -- sirve de base para estimar la inversión por otros métodos; sin embargo el método modular da más flexibilidad y será el presentado.

V. 1.a. SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.

METODO DE LOS MODULOS.

MODULO DE PROCESO QUIMICO.

RECIPIENTES.

De la gráfica 5 de la referencia 20, costos en dólares, con base a 1968.

$$\text{COSTO} = \text{COSTO BASE} \times \text{FM} \times \text{FP}$$

CLAVE	COSTO BASE (dls)	FM	FP	COSTO (dls)
FA-101	1 500	1.0	2.50	3 750
FA-102	1 100	1.0	1.15	1 265
FA-103	1 100	1.0	1.00	1 100
				<u>6 115</u>

BOMBAS CENTRIFUGAS (INCLUYE ACCIONADOR)

De la gráfica 6 de la referencia 20, costos en dólares en base a 1968.

CLAVE	COSTO BASE (dls)	FM	FO	COSTO (dls)
GA-101	900	1.32	1.0	1 188
GA-101 R	900	1.32	1.0	1 188
				<u>2 376</u>

$$\text{COSTO} = \text{COSTO BASE} \times \text{FM} \times \text{FO}$$

COMPRESORES RECIPROCANTES
(INCLUYE ENFRIADOR INTERETAPAS Y ACCIONADOR).

De la gráfica 8 de la referencia 20, costos en dólares en base a 1968.

$$\text{COSTO} = \text{COSTO BASE} \times \text{FD}$$

GRAVE	COSTO BASE (dls)	FD	COSTO (dls)
GB-101	58 000	1.29	74 820
GB-101 R	58 000	1.82	105 560
			<u>180 380</u>

Los costos anteriores son representativos de un módulo, si se consideran los 10 módulos de separación se tiene:

RECIPIENTES	61 150 dls.
BOMBAS.	23 760 dls.
COMPRESORES	1 803 800 dls.

DESARROLLO DEL MODULO DE PROCESO.

EQUIPOS. MAGNITUD.	RECIPIENTES	BOMBAS	COMPRESORES	MODULO TOTAL
	61 150	23 260	1 803 800	1 888 710
COSTO DE EQUIPO FOB (EQ)	3.24%	1.26%	95.5%	100%
FACTOR DE MATE RIALES EN CAMPO (FMA).	x 1.645	x 1.715	x 1.576	x 1.580
MATERIAL DIRECTO (MD:EQ+m)	5.33	2.16	150.51	158
RELACION (LA/MD)	x 0.37	x 0.41	x 0.37	0.37
MANO DE OBRA DIRECTA EN CAMPO (LA)	1.97	0.886	55.7	28.556
COSTO DIRECTO (CD=LA+MF)	7.30	3.046	206.21	216.556

EL costo total es: 1 888 710 (2.165 56) = 4 090 115 dls.

MODULO DE DESARROLLO DEL SITIO.

Para continuar la aplicación del método propuesto por Guthrie, se requiere información más detallada, de mejoras al terreno, que la disponible; sin embargo, si se considera que este método es del tipo de factores desglosados y materiales para mejorar el terreno con respecto al costo de equipo, este factor incluye el costo de mano de obra correspondiente, en base a un análisis de información de las referencias 8, 11, 20 y 21 se consideró un 8% respecto al costo de equipo.

Costo del módulo de desarrollo del sitio:

$$1\ 888\ 710 (0.08) \text{ dls.} = 151\ 097 \text{ dls.}$$

MODULO DE EDIFICIOS INDUSTRIALES.

Para este concepto se consideró un porcentaje de 25% respecto al costo de equipo de proceso, tomando en cuenta la información disponible en las referencias 8, 11, 20 y 21, así como el tipo de construcción requerida. Este porcentaje incluye 5% referente a estructuras.

$$1\ 888\ 710 (0.25) \text{ dls.} = 472\ 177 \text{ dls.}$$

MODULO DE SERVICIOS AUXILIARES.

Para estimar el costo de equipo de servicios auxiliares, se analizó la información disponible en las referencias 8, 11, 20 y 21, y se incluyó el costo del recipiente para almacenar los condensados recuperados.

dos. El factor considerado es de 10%, éste no incluye el costo de equipo para almacenamiento.

$$1\ 888\ 710 (0.10) + 630\ 000 = 819\ 094$$

El costo del recipiente esférico de almacenamiento se obtuvo de información contenida en la figura 17 de la referencia 20.

Costo total de directos:

* Módulo de proceso.	4 090 115 dls.
* Módulo de desarrollo del sitio.	151 097 dls.
* Módulo de edificios industriales.	472 177 dls.
* Módulo de servicios auxiliares.	819 094 dls.
TOTAL DE DIRECTOS CD =	5 532 483 dls.

MODULO DE INDIRECTOS:

Este módulo contiene a los siguientes rubros: Fletes, seguros e impuestos, ingeniería y supervisión y gastos de construcción para los que se consideraron los siguientes porcentajes: 5, 10 y 10, respectivamente, estos valores se obtuvieron analizando la información correspondiente contenida en las referencias 8, 11, 20 y 21, referida al costo de directos.

Total indirectos: 5 532 483 (0.25) dls. = 1 383 121 dls.

CI = 1 383 121 dls.

COSTO TOTAL:

Para determinar el costo total se requieren introducir las contingencias y honorarios del contratista para lo que se consideraron 15 y 3% respectivamente, relacionados estos valores a los costos directos e indirectos.

* Costo directo.	5 532 483 dls.
* Costo indirecto.	1 383 121 dls.
* Honorarios del contratista.	(5 532 483 + 1 383 121) 0.03 = 2 074 468 dls.
* Contingencias.	(5 532 483 + 1 383 121) 0.15 = 1 037 341 dls.
COSTO TOTAL:	8 160 413 dls.
CT:	8 160 413 dls.

Para actualizar costos es necesario aplicar índices:

Estimado del costo de la planta a octubre de 1986:

Empleando índices del Economics Indicators del Council of Economics -
Advisers.

INDICE PROMEDIO	1986	358.5
INDICE PROMEDIO	1968	116.7
COSTO 1986 =	8 160 413	($\frac{358.5}{116.7}$) dls.
COSTO 1986 =	8 160 413	(3.07) dls.
COSTO 1986 =	25 052 468	dls.

V. 1. b. SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.

METODO DE LOS MODULOS

MODULO DE PROCESO QUIMICO.

TORRES.

Recipientes de las torres (fig 5, referencia 20)

CLAVE	COSTO BASE (dls)	FM	FP	COSTO (dls)
DA-201	6 300	1.0	1.20	7 560

PLATOS. (Fig 5, referencia 20).

Costo (incluye instalación) 750 dls.

INTERCAMBIADORES DE CALOR.

De haz y envolvente (Figura 3, referencia 20).

COSTO = COSTO BASE (FD + FP) FM

CLAVE	COSTO BASE (dls)	FD	FP	FM	COSTO	EQUIPOS SIMILARES	SUBTOTAL (dls)
EA-201	(Se incluye en el costo del paquete de refrigeracion).						
EA-202	7 000	1.35	0.1	1.0	9 450	1	9 450
EA-203	17 000	1.0	0.1	1.0	18 700	2	37 400
EA- 205	321	0.85	0.0	1.0	273	1	273
COSTO TOTAL:							47 123

ENFRIADOS POR AIRE. (Fig. 4, referencia 20).

$$\text{COSTO} = \text{COSTO BASE (FP + FT + FM)}$$

CLAVE	COSTO BASE (dls)	FP	FT	FM	COSTO (dls)
EC-201	13 000	1.05	0.05	0	14 500

RECIPIENTES.

CLAVE	COSTO BASE (dls)	FM	FP	COSTO (dls)
FA-201	2 000	1.0	1.20	2 400
FA-202	160	1.0	1.00	160
FB-201	Se incluirá dentro del rubro de servicios auxiliares.			
FD-201	160	1.0	2.5	<u>400 *</u>
* Incluye el costo del equipo FD-201 R				2 960

BOMBAS RECIPROCANES. (Fig. 7, referencia 20)

(Incluye accionador).

$$\text{COSTO} = \text{COSTO BASE X FM X FO.}$$

CLAVE	COSTO BASE (dls)	FM	FO	COSTO (dls)
GA-201	1 700	1.32	1.0	4 448 *
GA-202	900	1.32	1.0	<u>2 376 *</u>
* Incluye el costo de las bombas GA-201 R y GA-202 R.				6 824

COMPRESORES CENTRIFUGOS. (Incluye accionador).

COSTO = COSTO BASE X FM.

CLAVE	COSTO BASE (dls)	FM	C O S T O (dls)
GB-201	320 000	1.0	640 000 *
* INCLUYE EL COSTO DEL EQUIPO GB-201 R.			

Si se consideran los 10 módulos se tiene:

* TORRES.	83 100 dls
* INTERCAMBIADORES DE CALOR DE HAZ Y ENVOLVENTE.	471 250 dls
* INTERCAMBIADORES DE CALOR ENFRIADOS POR AIRE.	143 000 dls
* RECIPIENTES.	29 600 dls
* BOMBAS.	68 240 dls
* COMPRESORES.	6 400 000 dls

DESARROLLO DEL MODULO DE PROCESO.

MAGNITUD	83 100	171 230	143 000	29 600	68 240	6 400 000	7 195 170
EQUIPOS	TORRES	HAZ y ENV.	ENF. POR AIRE	RECIPIENTE	BOMBAS	COMPRESORES	TOTAL
COSTO DE EQUIPO FOB (EQ)	1.15%	6.54%	1.98%	0.41%	0.95%	88.97%	100%
FACTOR DE MATERIALES EN CAMPO (FMA)	x 2.038	x 1.699	x 1.311	x 1.645	x 1.715	x 1.576	1.58
MATERIAL DIRECTO (MD= EQ+m)	2.34	11.11	2.59	0.67	1.65	140	158
RELACION (LA/MD)	x 0.48	x 0.35	x 0.24	x 0.37	x 0.41	x 0.37	0.369
MANO DE OBRA DE RECTA EN CAMPO (LA)	112	3.89	0.62	0.24	0.66	51.8	58.33
COSTO DIRECTO. (CD = LA + MD)	3.46	15	3.21	0.91	2.29	191.46	216.33

El costo total es:

15 565 311 dls.

MODULO DEL DESARROLLO DEL SITIO.

Considerando que el área acondicionada es prácticamente la misma, se su puso que el costo para este rubro sea igual para ambas alternativas.

MODULO DE EDIFICIOS INDUSTRIALES.

Debido a que se tendrían los mismos edificios industriales éste módulo es equivalente.

MODULO DE SERVICIOS AUXILIARES.

Además de considerar los costos del sistema de separación en etapas para este rubro se incluyó el relativo a refrigeración y almacenamiento de -- dietilenglicol.

Para refrigeración mecánica (Fig. 18, referencia 20)

55 000 dls (1.31) = 72 050 dls.

Para el sistema completo 720 500 dls.

Costo del recipiente, FB-201 (Fig 14, referencia 20)

2 200 dls.

Para el sistema completo 22 000 dls.

El total sera:

(819 094 + 720 500 + 22 000) dls. = 1 561 594 dls.

COSTO TOTAL DE DIRECTOS:

* MODULO DE PROCESO.	15 565 311 dls.
* MODULO DE DESARROLLO DEL SITIO.	151 097 dls.
* MODULO DE EDIFICIOS INDUSTRIALES.	472 177 dls.
* MODULO DE SERVICIOS AUXILIARES.	1 561 594 dls.
TOTAL DE DIRECTOS CD =	17 750 179 dls

MODULO DE INDIRECTOS.

Se consideró el mismo costo que para el sistema de separacion en etapas
1 383 121 dls.

El costo total es:

$$\begin{aligned}CT &= (17\ 750\ 179 + 1\ 383\ 121 + \text{contingencias} + \text{honorarios}) \text{ dls.} \\CT &= [19\ 133\ 300 + 19\ 130\ 300 (0.03) + 19\ 133\ 300 (0.15)] \text{ dls.} \\CT &= (19\ 133\ 300 + 573\ 999 + 2\ 869\ 995) \text{ dls.} \\CT &= 22\ 577\ 294 \text{ dls}\end{aligned}$$

Actualizando el costo anterior a octubre de 1986, dado que representa el costo para 1968, se obtuvo:

$$\begin{aligned}\text{Costo estimado a octubre} & \\ \text{de 1986} &= 22\ 577\ 294 (3.07) \text{ dls.} \\ &= 69\ 312\ 292 \text{ dls.}\end{aligned}$$

Con objeto de disponer de una estimación adicional de costo y verificar la exactitud del método empleado, se solicitó a compañías fabricantes de equipo para la industria petrolera nacional, la cotización de los sistemas. La cotización se obtuvo proporcionando la capacidad y materiales de fabricación de los equipos, las condiciones bajo las cuales funcionan y los diagramas de flujo de los procesos respectivos.

Los rubros considerados en la cotización más completa, proporcionada por una compañía fabricante son:

1. INGENIERIA QUE INCLUYE: Culminación de ingeniería básica y desarrollo de ingeniería de detalle para el diseño y construcción de las plantas, procura de equipo y suministro de manuales de arranque, operación y mantenimiento de las plantas.
2. SERVICIOS DE CONTROL DE PROYECTO: La compañía proporcionaría un programa de procuración, fabricación, suministro, montaje y entrega de equipo.
3. EQUIPO E INSTRUMENTACION: según se indica en los diagramas de flujo.
4. PREPARACIONES DE INSTALACIONES eléctricas para las interconexiones.
5. PINTURA: Limpieza de superficies y acabado de pintura anticorrosiva. En los casos que marquen las especificaciones se hará el galvanizado.
6. AISLAMIENTO TERMICO en equipos y tuberías que lo requieran.
7. ENSAMBLE EN SU PLANTA: Se consideran dentro de la cotización las horas-hombre necesarias para el ensamble de los equipos y materiales de fabricación de tubería y acero estructural que deberán montarse en el campo.
8. SERVICIO DE SUPERVISION, ensamble y de la puesta en operación.
9. PRUEBAS HIDROSTATICAS y de operación del equipo en el arranque.

10. Partes de repuesto en accesorios, para arranque y dos años de operación, tales como instrumentos, controles y bombas.

En base a los rubros considerados por el fabricante, los precios cotizados para cada uno de los sistemas de separación son:

A. Módulo de separación en etapas.

$$19\ 863\ 812\ \text{dls} \left(\frac{2\ 029.70}{1\ 488.90} \right)^* = 27\ 078\ 769\ \text{dls.}$$

B. Módulo de separación a baja temperatura:

$$38\ 920\ 600\ \text{dls} \left(\frac{2\ 029.90}{1\ 488.90} \right)^* = 53\ 057\ 380\ \text{dls.}$$

Tomando en cuenta la variación entre los estimados, los cotizados y los obtenidos empleando el método de Guthrie, y la diferencia que representa el costo de una alternativa respecto a la otra; para continuar con las partes siguientes del estudio se considerarán los estimados obtenidos de la cotización debido a que la probabilidad de ser más confiables es mayor.⁽¹⁹⁾

* El cociente $\frac{2\ 029.70}{1\ 488.90}$ representa la actualización de abril a octubre de 1986; empleando los índices de precios productor del Banco Nacional de México.

VI. ESTIMADO DEL COSTO DE PRODUCCION.

Para determinar la rentabilidad de un proyecto industrial se requieren, además de la estimación de la inversión fija, los estimados tanto del costo de producción como del capital de trabajo, puesto que la utilización de estos estimados permite determinar los ingresos y egresos necesarios para operar las instalaciones a los niveles previstos. Esto permite a su vez hacer pronósticos del costo unitario de producción y obtener las utilidades derivables de la operación de las instalaciones, así como determinar diversos coeficientes que servirán para llevar a cabo la evaluación económica del proyecto.

Con objeto de considerar todos los elementos que intervienen en el costo de producción, en el procesamiento de hidrocarburos por cada sistema, se tomó en cuenta la clasificación que se presenta a continuación. (8,11)

SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.

VI.1.a. COSTOS DIRECTOS.

VARIABLES.

Materia Prima:

La capacidad de la planta está referida al flujo de gas que es capaz de manejar, la recuperación de hidrocarburos líquidos que se alimentan así como los recuperados dependen de las condiciones de alimentación y el procesamiento que se proporcione. Además, los precios que se tomaron en cuenta para estimar el costo de la alimentación son precios al consumidor; para continuar con la evaluación económica se consideró que el precio de la alimentación es equivalente a la corriente en fase vapor, véase el apéndice C.b.

Por lo tanto:

89.3 $\frac{\$}{\text{kg}}$ representa el costo de materia prima.

La capacidad de operación normal de cada módulo es de 25 MMPCSD, por lo que la capacidad del sistema es de 250 MMPCSD que equivalen a, - tomando en cuenta también la capacidad de diseño:

$$39\ 085.6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{25 \text{ MMPCSD}}{28 \text{ MMPCSD}} \times 10 = 348\ 978.6 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Si se refiere anualmente, para efectos de evaluación económica.

$$348\ 978.6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{365 \text{ d}}{\text{año}} = 3\ 057\ 052\ 536 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

El costo de materia prima por año es:

$$3\ 057\ 052\ 536 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \times \frac{89.3 \$}{\text{kg}} = 272\ 995\ 000\ 000 \frac{\$}{\text{año}}$$

Referido al volumen es:

$$348\ 978.6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{250 \text{ MMPCS}} \times 89.3 \frac{\$}{\text{kg}} = 2.99 \frac{\$}{\text{PCS}}$$

$$2.99 \frac{\$}{\text{PCS}} = 2.99 \frac{\$}{\text{pie}^3} \times \frac{\text{pie}^3}{0.02837 \text{ m}^3} = 105.5 \frac{\$}{\text{m}^3}$$

Servicios auxiliares:

Energía eléctrica:

$$205.1 \frac{\text{kW}}{\text{módulo}}$$

$$205.1 \frac{\text{kW}}{\text{módulo}} \times \frac{25 \text{ MMPCSD}}{28 \text{ MMPCSD}} \times 10 \text{ módulo} = 1\ 851.25 \text{ kW}$$

Si se calcula el consumo anual:

$$1\ 851.25 \text{ kW} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{365 \text{ d}}{\text{año}} = 16\ 041\ 750 \frac{\text{kW.h}}{\text{año}}$$

El costo es:

$$16\ 041\ 750 \frac{\text{kW.h}}{\text{año}} \times \frac{14.16 \$}{\text{kW.h}} = 227\ 151\ 180 \frac{\$}{\text{año}}$$

Mano de obra de operación:

<u>Categoría</u>	<u>Cantidad</u>	<u>Costo Unitario Anual *</u>
Encargado de planta	3	\$ 3 797 217
Auxiliar del encargado de P.	3	\$ 2 570 734
Operador de 1a.	3	\$ 2 385 734
Operador de 2a.	3	\$ 1 982 812
Obrero general	3	\$ 1 529 328
Jefe de almacén	1	\$ 1 764 340
Vigilancia	3	\$ 1 577 697
Limpieza	1	\$ 1 455 886

* Incluye prestaciones.

T O T A L : 44 750 792 $\frac{\$}{\text{año}}$

Supervisión:

<u>Categoría</u>	<u>Cantidad</u>	<u>Costo Unitario Anual *</u>
Superintendente general	1	\$ 4 363 564
Supervisor de proceso	1	\$ 4 099 201
Supervisor mecánico-eléctrico	1	\$ 4 099 201

* Incluye prestaciones.

T O T A L : 12 561 966 $\frac{\$}{\text{año}}$

Mantenimiento:

Se tomó en cuenta el 3% de la inversión fija:

27 078 769 dls (0.03) = 812 363 $\frac{\text{dls}}{\text{año}}$

que equivalen, de acuerdo a la paridad 883 $\frac{\$}{\text{dls}}$ a 717 316 529 $\frac{\$}{\text{año}}$

Cargos de laboratorio:

Se consideró un 3% de la mano de obra:

$$44\,750\,792 \frac{\$}{\text{año}} (0.03) = 1\,342\,524 \frac{\$}{\text{año}}$$

Costos variables totales incluyendo 5% de contingencias:

$$(273\,998\,122\,991 + 13\,699\,906\,150) \frac{\$}{\text{año}} = 287\,698\,029\,141 \frac{\$}{\text{año}}$$

FIJOS:

Para obtener un estimado de este rubro se consideró un 30% de la mano de obra, supervisión y mantenimiento.

$$(44\,750\,792 + 12\,561\,966 + 717\,316\,590) \frac{\$}{\text{año}} (0.30) = 232\,388\,804 \frac{\$}{\text{año}}$$

Costos fijos totales incluyendo 5% de contingencias:

$$(232\,388\,804 + 11\,619\,440) \frac{\$}{\text{año}} = 244\,008\,244 \frac{\$}{\text{año}}$$

VI. 2.a. COSTOS INDIRECTOS

Depreciación:

Se estimó mediante la tendencia lineal y considerando 10% del valor de rescate del costo de equipo, calculándose éste de acuerdo a la cotización presentada y un 23% respecto a la misma. Este 23% se obtuvo tomando en cuenta el estimado de inversión de acuerdo al método de Guthrie; es decir se consideró el costo de equipo, respecto a la inversión fija total.

Costo de equipo:

$$27\ 078\ 769\ \text{dls} (0.23) = 6\ 228\ 117\ \text{dls}$$

$$\text{La depreciación será: } \frac{(6\ 228\ 117 - 622\ 811.7)}{10} \frac{\text{dls}}{\text{año}} = 560\ 530.5 \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

Si el tipo de cambio en octubre de 1986 fue de $883 \frac{\$}{\text{dls}}$ la depreciación es: $494\ 948\ 458 \frac{\$}{\text{año}}$

Amortización:

Para calcular este concepto se tomó en cuenta, un período de 10 años.

$$\text{Amortización} = \frac{(27\ 078\ 769 - 6\ 228\ 117)}{10} \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

$$\text{Amortización: } 2\ 085\ 065.2 \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

De acuerdo al tipo de cambio de $883 \frac{\$}{\text{año}}$ será de:

$$1\ 841\ 112\ 572 \frac{\$}{\text{año}}$$

Seguros sobre la planta.

Este costo suele presentar un egreso anual del 1% de la inversión fija. (8)

$$27\ 078\ 769 (0.01) \text{ dls} = 270\ 787.69 \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

Esta cantidad equivale a $239\ 105\ 530 \frac{\$}{\text{año}}$

El costo total de indirectos, incluyendo 5% de contingencias, es:

$$(2\ 575\ 166\ 560 + 128\ 758\ 328) \frac{\$}{\text{año}} = 2\ 703\ 924\ 888 \frac{\$}{\text{año}}$$

VI.3.a. COSTOS DE DISTRIBUCION.

Administrativos:

Se considero un 5% de ingresos por ventas.

Los productos obtenidos son:

Gas residual de alta presión:

$$26\ 748.2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{25}{28} \times 10 \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{365 \text{ d}}{\text{año}} =$$
$$2\ 092\ 091\ 357 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

Gas residual de baja presión:

$$509.46 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{25}{28} \times 10 \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{365 \text{ d}}{\text{año}} =$$
$$39\ 847\ 050 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

Condensados recuperados:

$$11\ 827.28 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{25}{28} \times 10 \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{365 \text{ d}}{\text{año}} =$$
$$925\ 062\ 257 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

Ingresos:

$$2\ 092\ 091\ 357 \frac{\text{kg}}{\text{año}} (89.9 \frac{\$}{\text{kg}}) = 188\ 079\ 012\ 994 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$39\ 847\ 050 \frac{\text{kg}}{\text{año}} (122.2 \frac{\$}{\text{kg}}) = 4\ 869\ 309\ 510 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$925\ 062\ 257 \frac{\text{kg}}{\text{año}} (186.1 \frac{\$}{\text{kg}}) = 172\ 154\ 086\ 027 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$\text{T O T A L} \qquad 365\ 102\ 408\ 531 \frac{\$}{\text{año}}$$

$$\text{El costo administrativo es:} \qquad 18\ 255\ 120\ 427 \frac{\$}{\text{año}}$$

Costo de distribución y ventas:

Se estimó utilizando el 2% de costo de producción, incluyendo todos los costos anteriores.

$$0.02 (287\ 698\ 029\ 141 + 244\ 008\ 244 + 2\ 703\ 924\ 888 \\ + 18\ 255\ 120\ 427) \text{ \$/año}$$

El costo de distribución y ventas es:

$$6\ 177\ 421\ 654 \text{ \$/año}$$

El costo total de distribución incluyendo 5% de contingencias, es:

$$(24\ 432\ 542\ 081 + 1\ 221\ 627\ 105) \frac{\$}{\text{año}} = 25\ 654\ 169\ 186 \frac{\$}{\text{año}}$$

El costo total de producción está formado por:

Rubro	<u>\$</u> año
Directos variables	287 698 029 141
Directos fijos	244 008 244
Indirectos	2 703 924 888
Distribución	25 654 169 186
	<hr/>
T O T A L	316 300 131 459

Si el costo total se relaciona al flujo alimentado se tiene:

$$\text{Costo de Producción} = 103.48 \frac{\$}{\text{kg de alimentación}}$$

Los cálculos anteriores se presentan sintetizados en la Tabla 3, en donde los valores entre paréntesis representan el equivalente en miles de dólares.

TABLA 3. ESTIMADO DEL COSTO DE PRODUCCION PARA EL SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS. LOS NUMEROS ENTRE PARENTESIS REPRESENTAN M dis/año.

Capacidad de procesamiento: 3 057 052.536 $\frac{\text{Ton}}{\text{año}}$ (91 250 MM PCS/año)

COSTOS DIRECTOS	FIJOS		VARIABLES	
	$\frac{\text{MM \$}}{\text{año}}$		$\frac{\text{MM \$}}{\text{año}}$	
Materia prima			272 995.000	(309 167.610)
Servicios auxiliares:				
Energía eléctrica			227.151	(257.249)
Mano de obra			44.750	(50.680)
Supervisión			12.561	(14.226)
Mantenimiento			717.316	(812.363)
Cargos de laboratorio (30% de mano de obra, supervisión y man- tenimiento)	232.389	(263.181)		
Contingencias	11.619	(13.159)	13 699.906	(15 515.182)
SUBTOTAL	244.008	(276.340)	287 698.029	(325 818.830)

COSTOS INDIRECTOS	$\frac{\text{MM \$}}{\text{AÑO}}$	
Depreciación	494.949	(560.531)
Amortización	1 841.112	(2 085.065)
Seguros	239.105	(270.787)
Contingencias	128.758	(145.819)
SUBTOTAL	2 703.924	(3 062.202)

TABLA 3. (CONTINUACION)

COSTOS DE DISTRIBUCION		<u>MM \$</u> año	
Administrativos		18 255.120	(20 673.975)
Distribución y ventas		6 177.422	(6 995.947)
Contingencias		1 221.627	(1 383.496)
SUBTOTAL		25 654.169	(29 053.418)
COSTO TOTAL = 316 300.131		<u>MM \$</u> año	(358 210.790)
COSTO DE PRODUCCION:	103.48	<u>\$</u>	kg de alimentación
	:	0.1172	<u>dls</u> kg de alimentación

SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA

VI.1.b. COSTOS DIRECTOS.

VARIABLES.

Materia prima:

Tratándose de una comparación de procesos de separación y que se tiene la misma alimentación, los criterios aplicados al sistema de separación en etapas son válidos para el sistema a baja temperatura, el costo de materia prima es:

272 995 000 000 \$
año

Servicios auxiliares:

Energía eléctrica

$$2\ 372.7 \frac{\text{kW}}{\text{módulo}}$$

$$2\ 372.7 \frac{\text{kW}}{\text{módulo}} \times \frac{25 \text{ MMPCSD}}{28 \text{ MMPCSD}} \times 10 \text{ módulo} = 21\ 184.8 \text{ kW}$$

El consumo anual es:

$$21\ 184.8 \text{ kW} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{365 \text{ d}}{\text{año}} = 185\ 578\ 848 \frac{\text{kW}\cdot\text{h}}{\text{año}}$$

El costo es:

$$185\ 578\ 848 \frac{\text{kW}\cdot\text{h}}{\text{año}} \times \frac{14.16 \text{ \$}}{\text{kW}\cdot\text{h}} = 2\ 627\ 796\ 488 \frac{\text{\$}}{\text{año}}$$

Agua de proceso:

$$1.87 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \left(\frac{25 \text{ MMPCSD}}{28 \text{ MMPCSD}} \right) 10 = 16.696 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Referido anualmente, se tiene:

$$16.696 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{365 \text{ d}}{\text{año}} = 146\ 256.96 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

El costo es:

$$146\ 256.96 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \times 0.39 \frac{\text{\$}}{\text{kg}} = 57\ 040 \frac{\text{\$}}{\text{año}}$$

Suministro de operación (agente químico)

Dietilenglicol

$$5.6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{25 \text{ MMPCSD}}{28 \text{ MMPCSD}} \times 10 = 50 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$50 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{365 \text{ d}}{\text{año}} = 438 \ 000 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

El costo es:

$$438 \ 000 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \times 546 \frac{\$}{\text{kg}} = 239 \ 148 \ 000 \frac{\$}{\text{año}}$$

Mano de obra de operación:

Adicionalmente al personal que opera el sistema en etapas se requiere:

Categoría	Cantidad	Costo unitario anual
Especialista en compresores	3	\$ 2 570 734
Operador de primera	3	\$ 2 385 734
Obrero general	3	\$ 1 529 328

$$\text{T O T A L : } (44 \ 750 \ 792 + 19 \ 457 \ 388) \frac{\$}{\text{año}} = 64 \ 208 \ 180 \frac{\$}{\text{año}}$$

Supervisión:

Se requiere el mismo personal, que en el sistema de reparación en etapas, para realizar esta actividad, el costo es:

$$12 \ 561 \ 966 \frac{\$}{\text{año}}$$

Mantenimiento:

Se estimó aplicando el 3% de la inversión fija:

$$53\ 057\ 386\ (0.03)\ \frac{\text{dls}}{\text{año}} = 1\ 591\ 722\ \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

La cantidad anterior equivale a:

$$1\ 591\ 721.5\ \frac{\text{dls}}{\text{año}} \times \frac{883\ \$}{\text{dls}} = 1\ 405\ 490\ 155\ \frac{\$}{\text{año}}$$

Cargos de laboratorio:

Se estimó considerando el mismo costo que el sistema en etapas, es decir:

$$1\ 342\ 524\ \frac{\$}{\text{año}}$$

Cargos variables totales incluyendo 5% de contingencias:

$$(277\ 345\ 604\ 353 + 13\ 867\ 280\ 218)\ \frac{\$}{\text{año}} = 291\ 212\ 884\ 571\ \frac{\$}{\text{año}}$$

F I J O S :

Para este rubro se consideró también el 30% de la mano de obra, supervisión y mantenimiento.

$$(64\ 208\ 180 + 12\ 561\ 966 + 1\ 405\ 490\ 155)\ (0.30)\ \frac{\$}{\text{año}} =$$

$$444\ 678\ 090\ \frac{\$}{\text{año}}$$

Costos fijos incluyendo 5% de contingencias:

$$(444\ 678\ 090 + 22\ 233\ 905)\ \frac{\$}{\text{año}} = 466\ 911\ 995\ \frac{\$}{\text{año}}$$

VI.2.b. COSTOS INDIRECTOS.

Depreciación:

Aplicando el mismo criterio que en el sistema de separación en etapas, considerando el 31% del costo de equipo respecto a la inversión fija y la cotización presentada se tiene:

Costo de equipo:

$$53\ 057\ 386 \text{ dls } (0.31) = 16\ 447\ 790 \text{ dls.}$$

Lo cual permite calcular la depreciación:

$$\frac{(16\ 447\ 790 - 1\ 644\ 779)}{10} \frac{\text{dls}}{\text{año}} = 1\ 480\ 301.1 \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

$$1\ 480\ 301.1 \frac{\text{dls}}{\text{año}} = 1\ 507\ 105\ 871 \frac{\$}{\text{año}}$$

Amortización:

Tomando en cuenta un período de 10 años:

$$\text{Amortización} = \frac{(53\ 057\ 386 - 16\ 447\ 790)}{10 \text{ año}} \text{ dls}$$

$$\text{Amortización: } 3\ 660\ 960 \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

De acuerdo al tipo de cambio se tiene:

$$3\ 660\ 960 \frac{\text{dls}}{\text{año}} \times \frac{893 \text{ \$}}{\text{dls}} = 3\ 232\ 627\ 680 \frac{\$}{\text{año}}$$

Seguros sobre la planta:

Se considera un costo equivalente, por este rubro, al del sistema de separación en etapas, su valor es:

$$239\ 105\ 530 \quad \frac{\$}{\text{año}}$$

El costo total de indirectos, incluyendo 5% de contingencias es:

$$(4\ 778\ 839\ 081 + 238\ 941\ 954) \quad \frac{\$}{\text{año}} = 5\ 017\ 781\ 035 \quad \frac{\$}{\text{año}}$$

VI.3.b. COSTOS DE DISTRIBUCION.

Puesto que la infraestructura para comercializar los productos es similar al proceso de separación en etapas, se tomaron los mismos costos correspondientes a este rubro.

Costo administrativo: 18 255 120 427 $\frac{\$}{\text{año}}$

Costo de distribución y ventas: 6 177 421 654 $\frac{\$}{\text{año}}$

Contingencias: 1 221 627 105 $\frac{\$}{\text{año}}$

El costo total de distribución incluyendo las contingencias es:

$$25\ 654\ 169\ 186 \quad \frac{\$}{\text{año}}$$

El costo total de producción está integrado por:

Rubro	<u>\$</u> <u>año</u>
Directos variables	291 212 884 571
Directos fijos	466 911 995
Indirectos	5 017 781 035
Distribución	25 654 169 186
<hr/>	
T O T A L	322 351 746 787

Si el costo total se relaciona al flujo alimentado se obtiene:

Costo de producción: 105.49 $\frac{\$}{\text{kg de alimentación.}}$

Los costos anteriores se presentan resumidos en la Tabla 1

TABLA 4.- ESTIMADO DEL COSTO DE PRODUCCION PARA EL SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA. LOS NUMEROS ENTRE PARENTESIS REPRESENTAN M dls/año.

Capacidad de procesamiento: 3 057 052 536 $\frac{\text{Ton}}{\text{año}}$

(91 250 MM PCS/año)

COSTOS DIRECTOS	FIJOS		VARIABLES	
	$\frac{\text{MM \$}}{\text{año}}$		$\frac{\text{MM \$}}{\text{año}}$	
Materia prima			272 995.000	(309 167.610)
Servicios auxiliares:				
Energía eléctrica			2 627.796	(2 975.987)
Agua de proceso			0.057	(0.065)
Suministros de operación			239.148	(270.835)
Mano de obra			64.208	(72.716)
Supervisión			12.561	(14.226)
Mantenimiento			1 405.490	(1 591.722)
Cargos de laboratorio			1.342	(1.520)
(30% de mano de obra, supervisión y mantenimiento)	444.678	(503.599)		
Contingencias	22.234	(25.180)	13 867.280	(15 704.734)
SUBTOTAL	466.912	(528.779)	291 212.882	(329 799.415)

TABLA 4. (CONTINUACION)

COSTOS INDIRECTOS	<u>MM \$</u> año	
Depreciación	1 307.106	(1 480.301)
Amortización	3 232.628	(3 660.960)
Seguros	239.105	(270.787)
Contingencias	238.942	(270.602)
SUBTOTAL	5 017.781	(5 682.650)
COSTOS DE DISTRIBUCION	<u>MM \$</u> año	
Administrativos	18 255.120	(20 675.975)
Distribución y ventas	6 177.422	(6 995.947)
Contingencias	1 221.627	(1 383.496)
SUBTOTAL	25 654.169	(29 053.418)
COSTO TOTAL	322 351.744	(365 064.262)
COSTO DE PRODUCCION:	105.49	$\frac{\$}{\text{kg de alimentación}}$
:	0.1194	$\frac{\text{dls}}{\text{kg de alimentación}}$

VII. ESTIMADO DEL CAPITAL DE TRABAJO.

El capital de trabajo, para ambos sistemas, se calculó de acuerdo a la siguiente expresión: (8,11)

$$\text{Capital de trabajo} = \text{activo circulante} - \text{pasivo circulante}$$

Con respecto al activo circulante se determinaron los siguientes rubros:

- Inventario de materias primas.
- Inventario de producto terminado.
- Efectivo en caja.
- Cuentas por cobrar.

El pasivo circulante se determinó en base al dinero requerido de las cuentas por pagar.

ACTIVO CIRCULANTE.

Inventario de Materias primas:

Para cuantificar el inventario de materia prima se tomó como base el procesamiento de la planta durante 15 días de operación, su valor es:

$$39\ 085.6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{25}{28} \times 10 \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times 15 \text{ d} = 125\ 632\ 286 \text{ kg}$$

$$125\ 632\ 286 \text{ kg} \times 89.3 \frac{\$}{\text{kg}} = \$ 11\ 218\ 960\ 000$$

Inventario de producto terminado:

Este inventario se calculó, tomando como base 15 días de producción valuado al costo de producción.

$$125\ 632\ 286 \text{ kg} \times 103.48 \frac{\$}{\text{kg}} = \$ 13\ 000\ 420\ 000$$

Efectivo en caja.

Para calcular este rubro se consideró el equivalente a 15 días de producción valorado al costo de manufactura:

Su valor es:

\$ 13 000 420 000

Cuentas por cobrar:

Se consideró que los productos los pagaran los clientes a los 30 días.

Gas residual de alta presión:

$$26\ 748.2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{25}{28} \times 10 \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times 30 \text{ d} = 171\ 952\ 714 \text{ kg}$$

$$171\ 952\ 714 \text{ kg} \times 89.9 \frac{\$}{\text{kg}} = \$ 15\ 458\ 540$$

Gas residual de baja presión:

$$509.46 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{25}{28} \times 10 \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times 30 \text{ d} = 3\ 275\ 100 \text{ kg}$$

$$3\ 275\ 100 \text{ kg} \times 122.2 \frac{\$}{\text{kg}} = \$ 400\ 217\ 220$$

Condensados recuperados:

$$11\ 827.28 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{25}{28} \times 10 \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times 30 \text{ d} = 76\ 032\ 514$$

$$76\ 032\ 514 \text{ kg} \times 186.1 \frac{\$}{\text{kg}} = \$ 14\ 149\ 650\ 000$$

El total es:

\$ 30 008 400 000

Por lo tanto, el activo circulante es:

\$ 67 228 200 000

PASIVO CIRCULANTE.

Cuentas por Pagar:

Se consideró un mes de producción valuado al costo de producción.

$$39\ 085.6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{25}{28} \times 10 \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times 30 \text{ d} = 251\ 264\ 572 \text{ kg}$$

$$251\ 264\ 572 \text{ kg} \times 105.48 \frac{\$}{\text{kg}} = \$ 26\ 000\ 840\ 000$$

CAPITAL DE TRABAJO.

El capital de trabajo es por consiguiente:

\$ 41 227 360 000

que equivale a 46 690.102 Mdlis

La relación de capital de trabajo a inversión de capital total es:

$$\frac{\$ 41\ 227\ 360\ 000}{27\ 078\ 769 \text{ dls} \left(883 \frac{\$}{\text{dls}}\right) + \$ 41\ 227\ 360\ 000} \times 100 = 63\%$$

Este valor es válido para procesos en los que se obtienen productos de demanda estacional debido a los inventarios considerables que deben mantenerse por periodos apreciables de tiempo (11). Sin embargo, este no es el caso de los sistemas que se analizan; por consiguiente se optó por calcular el capital de trabajo considerando el 10% de la inversión total.

Para el sistema en etapas se tiene:

$$\frac{27\ 078\ 769\ \text{dls} \times 883 \frac{\$}{\text{dls}}}{0.90} \times 0.10 = \$ 2\ 656\ 728\ 114$$

Para el sistema a baja temperatura:

$$\frac{53\ 057\ 386\ \text{dls} \times 883 \frac{\$}{\text{dls}}}{0.90} \times 0.10 = \$ 5\ 205\ 519\ 093$$

Considerando el mismo valor para ambos sistemas se tiene:

\$ 2 656 728 114

que equivalen a:

\$ 5 008 752.111 dls.

VIII. ESTUDIO DE RENTABILIDAD.

SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.

ESTADO PROFORMA DE PERDIDAS Y GANANCIAS.

Para estimar la situación económica de los sistemas de separación es necesario preparar los Estados Proforma de Pérdidas y Ganancias, ya que permiten visualizar los resultados esperados como consecuencia de la operación prevista.

Para establecer el Estado Proforma de Pérdidas y Ganancias se consideró 100% de capital propio.

- VENTAS:

Considerando que se obtienen tres productos, gas residual de alta presión, gas residual de baja presión y condensados, los ingresos por ventas representan la siguiente cantidad lo cual se obtuvo en el punto VI.3.a.

365 102 408 531 $\frac{\$}{\text{año}}$ que equivalen a:

$$365\ 102\ 408\ 531 \frac{\$}{\text{año}} \times \frac{\text{dls}}{883\ \$} = 413\ 479\ 511 \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

$$\text{o bien } 413\ 480 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

lo cual puede desglosarse en:

Gas residual de alta presión:

$$2\ 092\ 091\ 357 \frac{\text{kg}}{\text{año}} (89.9 \frac{\$}{\text{kg}}) \left(\frac{\text{dls}}{883\ \$} \right) = 213\ 000\ 014 \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

Gas residual de baja presión:

$$39\ 847\ 050 \frac{\text{kg}}{\text{año}} (122.2 \frac{\$}{\text{kg}}) (\frac{\text{dls}}{885 \$}) = 5\ 514\ 507 \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

Condensados recuperados:

$$925\ 062\ 257 \frac{\text{kg}}{\text{año}} (186.1 \frac{\$}{\text{kg}}) (\frac{\text{dls}}{885 \$}) = 194\ 964\ 990 \frac{\text{dls}}{\text{año}}$$

- COSTO DE LO PRODUCIDO:

Costos fijos	276.340	$\frac{\text{M dls}}{\text{año}}$
--------------	---------	-----------------------------------

Costos variables	325 818.830	$\frac{\text{M dls}}{\text{año}}$
------------------	-------------	-----------------------------------

Costos indirectos	5 062.202	$\frac{\text{M dls}}{\text{año}}$
-------------------	-----------	-----------------------------------

T O T A L	329 157.372	$\frac{\text{M dls}}{\text{año}}$
-----------	-------------	-----------------------------------

La utilidad bruta será:

$$(413\ 480 - 329\ 157.372) \frac{\text{M dls}}{\text{año}} = 84\ 322.628 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

Los costos de distribución son:

$$29\ 055.418 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

Lo cual establece una utilidad antes de impuestos o utilidad de -
operación de:

$$(84\ 322.628 - 29\ 055.418) \frac{\text{M dls}}{\text{año}} = 55\ 269.210 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

Para determinar la utilidad neta se consideró el 42% de impuestos y 10% para el reparto de utilidades, por lo tanto:

Los impuestos equivalen a:

$$55\,269.210 \frac{\text{M dls}}{\text{año}} (0.42) = 23\,213.068 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

y el monto de reparto de utilidades es:

$$55\,269.210 \frac{\text{M dls}}{\text{año}} (0.10) = 5\,526.921 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

La utilidad neta es, por consiguiente:

$$(55\,269.210 - 28\,759.989) \frac{\text{M dls}}{\text{año}} = 26\,529.221 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

Estos valores son válidos del año 1 al año 10.

TABLE 5. (CONTINUACION)

1 9 9 4	1 9 9 5	1 9 9 6	1 9 9 7
7	8	9	10
2 092 091	2 092 091	2 092 091	2 092 091
39 847	39 847	39 847	39 847
925 062	925 062	925 062	925 062
101.812	101.812	101.812	101.812
138.392	138.392	138.392	138.392
210.759	210.759	210.759	210.759
413 480	413 480	413 480	413 480
276.340	276.340	276.340	276.340
325 818.830	325 818.830	325 818.830	325 818.830
3 602.202	3 602.202	3 602.202	3 602.202
329 157.372	329 157.372	329 157.372	329 157.372
84 322.628	84 322.628	84 322.628	84 322.628
29 053.418	29 053.418	29 053.418	29 053.418
55 269.210	55 269.210	55 269.210	55 269.210
23 213.068	23 213.068	23 213.068	23 213.068
5 526.921	5 526.921	5 526.921	5 526.921
26 529.221	26 529.221	26 529.221	26 529.221

VIII.1. FLUJO DE EFECTIVO.

La determinación del flujo de efectivo, es un aspecto importante de - realizar puesto que constituye la base de las técnicas de evaluación, que se utilizan más frecuentemente, para medir los costos y beneficios de los proyectos industriales.

Para calcular el flujo de efectivo anual se utilizó la siguiente expresión:

Flujo de efectivo = Entradas de efectivo - Salidas de efectivo

VIII.1.a. FLUJO DE EFECTIVO.

Para el año 0.

Salida de efectivo	=	Inversión fija
Salida de efectivo	=	27 078.769 M dls.
Entrada de efectivo	=	0 ; puesto que no está operando el sistema.
Flujo de efectivo	= -	27 078.769 M dls.

Para el año 1.

Salida de efectivo	=	Capital de trabajo
Salida de efectivo	=	3 008.752 Mdls.
Entrada de efectivo	=	Utilidad neta + Depreciación + Amortización.
Entrada de efectivo	=	(26 529.221 + 560.531 + 2 085.065) M dls.
Entrada de efectivo	=	29 174.817 M dls.
Flujo de efectivo	=	26 166.065 Mdls.

Para los años 2 a 9.

Salida de efectivo	=	0
Entrada de efectivo	=	Entrada año 1
Entrada de efectivo	=	29 174.817 M dls.
Flujo de efectivo	=	29 174.817 M dls.

Para el año 10.

Salida de efectivo	=	0
Entrada de efectivo	=	Utilidad neta + Depreciación + Amortización + Capital de trabajo + Valor de rescate
Entrada de efectivo	=	(26 529.221 + 560.531 + 2 085.065 + 3 008.752 + 622.811) M dls.
Entrada de efectivo	=	32 806.380 M dls.

En la Tabla 6 se presenta el flujo de efectivo, válido para el sistema de separación en etapas.

TABLA 6. FLUJO DE EFECTIVO PARA EL SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.

- MILES DE DOLARES -

	1 9 8 7	1 9 8 8	1 9 8 9	1 9 9 0	1 9 9 1	1 9 9 2
	0	1	2	3	4	5
UTILIDAD NETA	0	26 529.221	26 529.221	26 529.221	26 529.221	26 529.221
DEPRECIACION	0	560.531	560.531	560.531	560.531	560.531
AMORTIZACION	0	2 085.065	2 085.065	2 085.065	2 085.065	2 085.065
CAPITAL DE TRABAJO	0	0	0	0	0	0
VALOR DE RESCATE	0	0	0	0	0	0
TOTAL ENTRADAS DE: EFECTIVO	0	29 174.817	29 174.817	29 174.817	29 174.817	29 174.817
INVERSION FIJA	27 078.769	0	0	0	0	0
INVERSION DE CAPITAL DE TRABAJO	0	3 008.752	0	0	0	0
TOTAL SALIDAS DE EFECTIVO	27 078.769	3 008.752	0	0	0	0
FLUJO NETO DE EFECTIVO	27 078.769	26 166.065	29 174.817	29 174.817	29 174.817	29 174.817

TABLA 6. (CONTINUACION)

1 9 9 3 6	1 9 9 4 7	1 9 9 5 8	1 9 9 6 9	1 9 9 7 10
26 529.221	26 529.221	26 529.221	26 529.221	26 529.221
560.531	560.531	560.531	560.531	560.531
2 085.065	2 085.065	2 085.065	2 085.065	2 085.065
0	0	0	0	3 008.752
0	0	0	0	622.811
29 174.817	29 174.817	29 174.817	29 174.817	32 806.380
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
29 174.817	29 174.817	29 174.817	29 174.817	32 806.380

VIII.2.a. RECUPERACION DE LA INVERSION.

Como su nombre lo indica, este índice de evaluación establece el período en el cual la suma de las utilidades netas mas la depreciación y amortización, permite recuperar la inversión fija del proyecto. Para determinar este índice se debe calcular el flujo de efectivo acumulado sumando al flujo de efectivo del primer año al del segundo año, a la suma de los dos primeros el tercero y así sucesivamente hasta que en un cierto año el flujo de efectivo acumulado supera o iguala a la inversión fija inicial.

- MILES DE DOLARES -

<u>AÑO</u>	<u>FLUJO DE EFECTIVO</u>	<u>INV. TOTAL ACTIVO FIJO</u>	<u>SALDO INICIAL</u>	<u>SALDO * FINAL</u>
0	-27 078.769	27 078.769	0	-27 078.769
1	26 166.065	0	-27 078.769	-912.704
2	29 174.817	0	-912.704	28 262.113
3	29 174.817	0	28 262.113	57 436.930
4	29 174.817	0	57 436.930	86 611.747
5	29 174.817	0	86 611.747	115 786.564
6	29 174.817	0	115 786.584	144 961.381
7	29 174.817	0	144 961.381	174 136.198
8	29 174.817	0	174 136.198	203 311.015
9	29 174.817	0	203 311.015	232 485.832
10	32 806.380	0	232 485.832	265 292.212

Interpolando entre los años 1 y 2.

Tiempo de recuperación de la inversión 1.051 años
(1 año 11 días)

* El saldo final equivale al flujo de efectivo acumulado.

VIII.3.a. VALOR PRESENTE NETO. (24)

Este método para evaluar inversiones tiene en cuenta el valor del dinero en el tiempo. El valor presente neto se define como el valor presente de lo corriente de ingresos menos el valor presente de egresos. Es importante mencionar que el método del valor presente presupone que se va a aplicar una sola tasa de descuento que puede igualarse al costo de capital, y lo aplica a los ingresos y egresos futuros de la inversión a fin de llegar a obtener su valor presente neto.

Por otra parte, el valor presente neto puede resultar una cantidad positiva o negativa. Si el valor presente neto es positivo, significa que la inversión tendrá una tasa interna de rendimiento mayor que la tasa de descuento elegida; en consecuencia el proyecto será aceptable. Por el contrario, si el valor presente neto es negativo, significa que la inversión tendrá una tasa interna de rendimiento menor que la tasa de descuento elegida; en tal situación el proyecto se rechazará. Alternativamente, un valor presente neto de cero indica que la tasa interna de rendimiento de la inversión y la tasa de descuento son iguales.

Por lo tanto, la selección de una tasa de descuento adecuada es esencial para el método de valor presente neto, ya que una inversión propuesta puede tener un valor presente neto positivo o negativo dependiendo de la tasa que se use para descontar los futuros flujo de efectivo. Fundamentalmente, la tasa de descuento elegida debe ser la tasa mínima de rendimiento requerida por la empresa para proyectos de inversión. Esta tasa mínima normalmente es del 20% para el tipo de inversiones objeto de este estudio. (22, 23)

La determinación del valor presente neto se basa en el estado de flujo de efectivo, lo cual permite establecer la equivalencia de los flujos futuros de efectivo en dinero en el momento de arranque de la planta. La expresión para calcularlo es la siguiente:

$$VPN = \sum_{0}^{n} \frac{\text{FLUJO DE EFECTIVO}}{(1 + i)^n}$$

El valor obtenido es:

$$VPN = 93\ 315.061 \text{ M dls.}$$

para una tasa de descuento $i = 20\%$

Algunas veces se señala que el método del valor presente neto no presenta una visión real del tamaño relativo de las inversiones. Para hacer frente a esta objeción, algunos partidarios del método de valor presente neto han sugerido que un índice del valor presente se calcule, relacionando el valor presente de los ingresos con el valor presente de los egresos, considerando que un valor mayor a 1 la inversión es atractiva. La relación anterior se calcula mediante:

$$IVP = \frac{\text{VALOR PRESENTE DE INGRESOS}}{\text{INVERSION INICIAL}}$$

$$IVP = \frac{\text{VALOR PRESENTE NETO} + \text{INVERSION INICIAL}}{\text{INVERSION INICIAL}}$$

$$IVP = \frac{93\ 315.061 + 27\ 078.769}{27\ 078.769}$$

$$IVP = 4.448$$

VIII.4.a. TASA INTERNA DE RENDIMIENTO. (24)

Un segundo método para evaluar inversiones que considera el valor del dinero en el tiempo es el de tasa interna de rendimiento ajustada con arreglo al tiempo. La evaluación de una propuesta de inversión por el método de la tasa interna de rendimiento requiere que se calcule la tasa efectiva de descuento (tasa de interés) que iguale el valor presente de ingresos con el valor presente de egresos. Esto equivale a igualar el valor presente neto a cero. Así

$$\sum_{0}^{n} \frac{\text{FLUJO DE EFECTIVO}}{(1 + \text{TIR})^n} = 0$$

<u>TASA DE DESCUENTO</u>	<u>VALOR PRESENTE NETO</u> <u>M DLS</u>
10	150 852.748
20	93 365.061
30	61 065.332
40	41 313.163
50	28 316.135
60	19 256.246
70	12 640.962
80	7 626.255
90	3 707.191
100	566.727
110	-2 002.671

Interpolando se tiene que para un valor de 0 del valor presente neto corresponde una tasa interna de rendimiento de 102.206%.

VIII.5.a. RETORNO DE LA INVERSION. (11)

En estudios de Ingeniería Económica, la tasa de retorno de la inversión se expresa ordinariamente sobre una base de porcentaje anual. La utilidad dividida por la inversión inicial total representa necesariamente un retorno fraccionario, si se multiplica por cien esta fracción se obtiene el porcentaje de retorno de la inversión. El procedimiento normal es basar el porcentaje de retorno sobre la inversión total. Sin embargo, debido a que el equipo se deprecia durante su vida útil, es conveniente algunas veces basar la tasa de retorno sobre una inversión estimada promedio durante la vida del proyecto. Con este método, la tasa de retorno se determina dividiendo la utilidad anual promedio entre la mitad de la inversión fija o bien la inversión fija menos el valor de salvamento estimado más el capital de trabajo. Además, puede calcularse a diferentes niveles del estado de pérdidas y ganancias, en el caso de este estudio se calculó a nivel de utilidad neta, es decir:

$$\text{ROI} = \frac{\text{UTILIDAD NETA}}{\text{INVERSION FIJA} - \text{VALOR DE RESCATE} + \text{CAPITAL DE TRABAJO}} \times 100$$

Como la utilidad neta es igual en todos los años la utilidad promedio es igual a 26 528.519 dls/año.

$$\text{ROI} = \frac{26\ 529.221 \text{ M dls}}{(27\ 078.769 - 622.811 + 3\ 008.752) \text{ M dls}} \times 100 = 90.04$$

Este valor es el mismo para los años 1 a 10.

SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.

ESTADO PROFORMA DE PERDIDAS Y GANANCIAS.

- VENTAS:

Gas residual

$$25\ 372.3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \left(\frac{25 \text{ MMPCSD}}{28 \text{ MMPCSD}} \right) (10) \left(24 \frac{\text{h}}{\text{d}} \right) \left(365 \frac{\text{d}}{\text{año}} \right) = 1\ 984\ 476\ 322 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

$$1\ 984\ 476\ 322 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \left(85.4 \frac{\$}{\text{kg}} \right) = 169\ 466\ 277\ 899 \frac{\$}{\text{año}}$$

que equivalen a: $191\ 930.1 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$

Condensados recuperados:

$$15\ 439.4 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \left(\frac{25 \text{ MMPCSD}}{28 \text{ MMPCSD}} \right) (10) \left(24 \frac{\text{h}}{\text{d}} \right) \left(365 \frac{\text{d}}{\text{año}} \right) = 1\ 051\ 153\ 072 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

$$1\ 051\ 153\ 072 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \left(186.1 \frac{\$}{\text{kg}} \right) \left(\frac{\text{M dls}}{\$ 883\ 000} \right) = 221\ 539.736 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

Por lo que los ingresos por ventas son:

$$(191\ 930.1 + 221\ 539.736) \frac{\text{M dls}}{\text{año}} = 413\ 469.836 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

COSTO DE LO PRODUCIDO.

Costos fijos:	528.779	$\frac{M \text{ dls}}{\text{año}}$
Costos variables:	329 799.415	$\frac{M \text{ dls}}{\text{año}}$
Costos indirectos:	5 682.650	$\frac{M \text{ dls}}{\text{año}}$
<hr/>		
T O T A L	336 010.844	$\frac{M \text{ dls}}{\text{año}}$

La utilidad bruta es:

$$(413 469.836 - 336 010.844) \frac{M \text{ dls}}{\text{año}} = 77 458.992 \frac{M \text{ dls}}{\text{año}}$$

Los costos de distribución son:

$$29 055.418 \frac{M \text{ dls}}{\text{año}}$$

Lo cual determina una utilidad antes de impuestos o utilidad de operación de:

$$(77 458.992 - 29 055.418) \frac{M \text{ dls}}{\text{año}} = 48 403.574 \frac{M \text{ dls}}{\text{año}}$$

Considerando 42% y 10% por concepto de impuestos y reparto de utilidades, respectivamente, se obtiene:

$$\text{Impuestos:} \quad 20 330.324 \frac{M \text{ dls}}{\text{año}}$$

$$\text{Reparto de utilidades:} \quad 4 840.553 \frac{M \text{ dls}}{\text{año}}$$

La utilidad neta es:

$$(48\,405.534 - 25\,170.877) \frac{\text{M dls}}{\text{año}} = 23\,234.656 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

Los valores anteriores son válidos del año 1 al año 10, los que se presentan en la Tabla 7.

TABLA 7. ESTADO PROFORMA DE PERDIDAS Y GANANCIAS PARA EL PROCESO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.
 - MILES DE DOLARES -

	1 9 8 8 1	1 9 8 9 2	1 9 9 0 3	1 9 9 1 4	1 9 9 2 5
VOLUMEN DE VENTAS (Ton)					
Gas residual	1 984 476	1 984 476	1 984 476	1 984 476	1 984 476
Condensados	1 051 153	1 051 153	1 051 153	1 051 153	1 051 153
PRECIO DE VENTA (dls/Ton)					
Gas residual	96.716	96.716	96.716	96.716	96.716
Condensados	210.759	210.759	210.759	210.759	210.759
VALOR DE VENTAS	413 469.836				
COSTOS DE LO PRODUCIDO					
Fijos	528.779	528.779	528.779	528.779	528.779
Variables	329 799.415	329 799.415	329 799.415	329 799.415	329 799.415
Indirectos	5 682.650	5 682.650	5 682.650	5 682.650	5 682.650
T O T A L	336 010.844				
UTILIDAD BRUTA	77 458.952				
COSTO DE DISTRIBUCION	29 053.418				
UTILIDAD DE OPERACION	48 405.534				
IMPUESTOS	20 330.324				
REPARTO DE UTILIDADES	4 840.553				
UTILIDAD NETA	23 234.656				

TABLA 7. (CONTINUACION)

1 9 9 3 6	1 9 9 4 7	1 9 9 5 8	1 9 9 6 9	1 9 9 7 10
1 984 476	1 984 476	1 984 476	1 984 476	1 984 476
1 051 153	1 051 153	1 051 153	1 051 153	1 051 153
96.716	96.716	96.716	96.716	96.716
210.759	210.759	210.759	210.759	210.759
413 469.836	413 469.836	413 469.836	413 469.836	413 469.836
528.779	528.779	528.779	528.779	528.779
329 799.415	329 799.415	329 799.415	329 799.415	329 799.415
5 682.650	5 682.650	5 682.650	5 682.650	5 682.650
336 010.844	336 010.844	336 010.844	336 010.844	336 010.844
77 458.952	77 458.952	77 458.952	77 458.952	77 458.952
29 053.418	29 053.418	29 053.418	29 053.418	29 053.418
48 405.534	48 405.534	48 405.534	48 405.534	48 405.534
20 330.324	20 330.324	20 330.324	20 330.324	20 330.324
4 840.553	4 840.553	4 840.553	4 840.553	4 840.553
23 234.656	23 234.656	23 234.656	23 234.656	23 234.656

VIII.1.b. FLUJO DE EFECTIVO.

Para el año 0

Salida de efectivo	=	Inversión fija
Salida de efectivo	=	53 057.386 M dls
Entrada de efectivo	=	0
Flujo de efectivo	=	- 53 057.386 M dls

Para el año 1

Salida de efectivo	=	Capital de trabajo
Salida de efectivo	=	3 008.752 M dls
Entrada de efectivo	=	Utilidad neta + Depreciación + Amortización.
Entrada de efectivo	=	(25 234.656 + 1 480.301 + 3 660.960) M dls
Entrada de efectivo	=	28 375.917 M dls
Flujo de efectivo	=	25 367.165 M dls

Para los años 2 al 9

Salida de efectivo	=	0
Entrada de efectivo	=	Entrada año 1
Entrada de efectivo	=	28 375.917 M dls
Flujo de efectivo	=	28 375.917 M dls

Para el año 10

Salida de efectivo	=	0
Entrada de efectivo	=	Utilidad neta + Depreciación + Amortización + Capital de trabajo + Valor de rescate.
Entrada de efectivo	=	(25 234.656 + 1 480.301 + 3 660.960 + 3 008.752 + 1 644.779) M dls
Entrada de efectivo	=	33 029.448 M dls
Flujo de efectivo	=	33 029.448 M dls

En la Tabla 5 se presenta el flujo de efectivo para el proceso de separación a baja temperatura.

TABLA 8. FLUJO DE EFECTIVO PARA EL SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.

- MILES DE DOLARES -

	1 9 8 7 0	1 9 8 8 1	1 9 8 9 2	1 9 9 0 3	1 9 9 1 4	1 9 9 2 5
UTILIDAD NETA	0	23 234.656	23 234.656	23 234.656	23 234.656	23 234.656
DEPRECIACION	0	1 480.301	1 480.301	1 480.301	1 480.301	1 480.301
AMORTIZACION	0	3 660.960	3 660.960	3 660.960	3 660.960	3 660.960
CAPITAL DE TRABAJO	0	0	0	0	0	0
VALOR DE RESCATE	0	0	0	0	0	0
<hr/>						
TOTAL ENTRADAS DE - EFECTIVO	0	28 375.917	28 375.917	28 375.917	28 375.917	28 375.917
INVERSION FIJA	53 057.386	0	0	0	0	0
INVERSION DE CAPITAL - DE TRABAJO	0	3 008.752	0	0	0	0
TOTAL SALIDAS DE - EFECTIVO	53 057.386	3 008.752	0	0	0	0
<hr/>						
FLUJO NETO DE EFEC- TIVO	-53 057.386	25 367.165	28 375.917	28 375.917	28 375.917	28 375.917

TABLA 8. (CONTINUACION)

1 9 9 3 6	1 9 9 4 7	1 9 9 5 8	1 9 9 6 9	1 9 9 7 10
23 234.656	23 234.656	23 234.656	23 234.656	23 234.656
1 480.301	1 480.301	1 480.301	1 480.301	1 480.301
3 660.960	3 660.960	3 660.960	3 660.960	3 660.960
0	0	0	0	3 008.752
0	0	0	0	1 644.779
<hr/>				
28 375.917	28 375.917	28 375.917	28 375.917	33 029.448
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
<hr/>				
28 375.917	28 375.917	28 375.917	28 375.917	33 029.448

VIII.2.b. RECUPERACION DE LA INVERSION.

- MILES DE DOLARES -

<u>AÑO</u>	<u>FLUJO DE EFECTIVO</u>	<u>INV. TOTAL ACTIVO FIJO</u>	<u>SALDO INICIAL</u>	<u>SALDO * FINAL</u>
0	-53 057.386	53 057.386	0	-53 057.386
1	25 367.165	0	-53 057.386	-27 690.221
2	28 375.917	0	-27 690.221	685.696
3	28 375.917	0	685.696	29 061.615
4	28 375.917	0	29 061.613	57 437.530
5	28 375.917	0	57 437.530	85 813.447
6	28 375.917	0	85 813.447	114 189.364
7	28 375.917	0	114 189.364	142 565.281
8	28 375.917	0	142 565.281	170 941.198
9	28 375.917	0	170 941.198	199 317.115
10	53 029.448	0	199 317.115	252 346.563

Interpolando entre los años 1 y 2.

Tiempo de recuperación de la inversión: 1.976 años

(1 año 11 meses 22 días)

* El saldo final equivale al flujo de efectivo acumulado.

VIII.3.b. VALOR PRESENTE NETO.

Aplicando una tasa de descuento de 20% y convirtiendo los futuros flujos de efectivo a valor presente, en el momento de arranque de la planta, por medio de la expresión:

$$VPN = \sum_{0}^{n} \frac{\text{FLUJO DE EFECTIVO}}{(1 + i)^n}$$

Se tiene un valor presente neto de:

$$VPN = 64\ 152.132 \text{ M dls}$$

Para este valor corresponde un índice de valor presente neto de:

$$IVP = \frac{(64\ 152.132 + 53\ 057.386) \text{ Mlls}}{53\ 057.386 \text{ Mlls}} = 2.209$$

VIII.4.b. TASA INTERNA DE RENDIMIENTO.

El valor presente neto a diferentes tasas de descuento es:

<u>TASA DE DESCUENTO</u>	<u>VALOR PRESENTE NETO (M DLS)</u>
10	120 359.249
20	64 152.132
30	32 691.016
40	13 441.675
50	785.149
60	-8 032.466

Interpolando entre 50 y 60 para obtener la tasa correspondiente para un valor presente neto se tiene:

$$TIR = 50.9\%$$

VIII.5.b. RETORNO DE LA INVERSION.

Para calcular la tasa de retorno de la inversión se utilizaron las utilidades netas y la inversión fija menos el valor de salvamento más el capital de trabajo.

$$\text{ROI} = \frac{(25\,234.656) \text{ M dls}}{(53\,057.386 - 1\,644.779 + 3\,008.752) \text{ M dls}} \times 100 = 42.7\%$$

Este valor es el mismo para los años 1 a 10.

IX. ANALISIS DE SENSIBILIDAD.

En la formulación de los proyectos industriales es frecuente encontrar que los resultados económicos previsibles son dependientes de los valores asignables a las variables de los mercados de materias primas y productos, a las eficiencias de los procesos y a otras variables de diversa índole. En tales casos la supeditación de los resultados económicos previsibles de la operación de la empresa a valores pre-establecidos de dichas variables, que actúan como parámetros, da lugar a que el estudio carezca de flexibilidad, ya que no quedan incluidos los efectos que se derivarían de cambios en los parámetros y condiciones originalmente considerados.

En algunas ocasiones la variable independiente considerada (precio, volumen de producción, etc.), influye sobre el resultado económico en forma directa y sin la influencia significativa de otras variables, de tal manera que los resultados pueden interpolarse a partir de curvas sencillas en coordenadas cartesianas.

En el caso de los procesos de separación se realizó, en este capítulo, la determinación del punto de equilibrio y el precio de venta en el punto de equilibrio; adicionalmente se efectuó el análisis de sensibilidad con variaciones de $\pm 40\%$ en el estimado de inversión, manteniendo constantes las otras variables, y de la misma manera, variando en $\pm 20\%$ los volúmenes de procesamiento, -20 a $+15\%$ en el costo de materias primas y de $\pm 10\%$ del precio de los productos.

SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.

IX.1.a. PRECIO DE VENTA EN EL PUNTO DE EQUILIBRIO.

El costo unitario de producción varía inversamente a la capacidad de operación. En efecto, a medida que la capacidad de operación se acerca a la capacidad instalada se reduce el costo unitario de producción. Lo anterior se debe a que los costos variables unitarios se mantienen constantes independientemente del volumen de producción, mientras que los costos fijos unitarios disminuyen a medida que se

umenta la capacidad de operación. La línea que representa la variación del costo unitario de producción en función del volumen de producción es una hipérbola, cuya ecuación puede determinarse a partir de la ecuación de los costos totales de producción (egresos), misma que corresponde a una línea recta:

$$EG = CF + (CVU) VP$$

Al dividir la ecuación anterior entre el volumen de producción se obtiene:

$$\frac{EG}{VP} = \frac{CF}{VP} + CVU$$

Puesto que EG/VP es igual al costo unitario de producción, se tiene la ecuación de los costos unitarios que corresponde a la de una hipérbola:

$$CU = \frac{CF}{VP} + CVU$$

Puesto que en el punto de equilibrio no hay pérdidas ni utilidades, en el mismo, el costo unitario de producción es igual al precio de venta unitario, de tal manera que dicho punto se puede determinar graficando la curva de los costos unitarios de producción, utilizando la ecuación anterior, y observando en donde esta curva interseca la línea horizontal que representa al precio unitario de venta.

La curva que representa el costo unitario de producción no solo tiene valor para determinar el punto de equilibrio, sino que permite conocer la situación competitiva de la planta industrial proyectada, a diversos niveles de operación. Es precisamente esta aplicación que se dará a la expresión analítica de los costos unitarios de producción para determinarlos a una capacidad de producción del 100%.

$$PVU = \frac{CF}{VP} + CVU$$

$$CF = 32\,391.960 \text{ M dls}$$

$$VP = 3\,057\,052.536 \text{ Ton/año}$$

$$CV = 325\,818.830 \text{ M dls/año}$$

$$CVU = 0.10658 \text{ M dls/Ton}$$

$$PVU = \frac{32\,391.960 \text{ M dls/año}}{3\,057\,052.536 \text{ Ton/año}} + 0.10658 \frac{\text{M dls}}{\text{Ton}}$$

$$PVU = 0.11718 \frac{\text{M dls}}{\text{Ton}}$$

Conformado por los siguientes porcentajes, de acuerdo a los productos obtenidos:

Gas residual de alta presión:	51.51%
Gas residual de baja presión:	1.33%
Condensados recuperados:	47.16%

que corresponden a las siguientes cantidades:

Gas residual de alta presión:	0.06036 M dls
Gas residual de baja presión:	0.00156 M dls
Condensados recuperados:	0.05526 M dls

Si se relacionan las cantidades anteriores a la parte correspondiente, en peso, por cada tonelada de procesamiento se tiene los precios de venta unitarios:

Precio de gas residual de alta presión:

$$\frac{0.06036 \text{ M dls}}{0.6844 \text{ Ton}} = 88.194 \frac{\text{dls}}{\text{Ton}}$$

Precio de gas residual de baja presión:

$$\frac{0.00156 \text{ M dls}}{0.0130 \text{ Ton}} = 120 \frac{\text{dls}}{\text{Ton}}$$

Precio de los condensados recuperados:

$$\frac{0.05526 \text{ M dls}}{0.3026 \text{ Ton}} = 182.617 \frac{\text{dls}}{\text{Ton}}$$

IX.2.a. PUNTO DE EQUILIBRIO DE LA PRODUCCION.

En el estudio de un proyecto industrial es importante determinar el volumen de producción, en el caso particular del presente estudio el volumen a procesar, al que se debe operar la planta para que sus ingresos sean iguales a sus egresos, es decir, el volumen de producción, de procesamiento, mínimo a partir del cual se obtienen utilidades para una combinación dada de precios de adquisición de insumos y precios de venta de los productos. Al punto en el cual los ingresos son iguales a los egresos se le denomina punto de equilibrio y al nivel de producción en que se obtiene este equilibrio se le llama capacidad mínima económica de operación. Si las ecuaciones siguientes nos representan los ingresos y egresos:

$$I = PVU (VP)$$

$$EG = CF + (CVU)VP$$

En el punto de equilibrio:

$$PVU (VP) = CF + (CVU)VP$$

$$VP = \frac{CF}{PVU - CVU}$$

Para un precio de venta de:

$$PVU = \frac{413\,480 \text{ M dls}}{3\,057\,052.536 \frac{\text{Ton}}{\text{año}}} = 0.135254 \frac{\text{M dls}}{\text{Ton}}$$

$$VP = \frac{32\,391.960 \text{ M dls/año}}{0.135254 \text{ M dls/Ton} - 0.10658 \text{ M dls/Ton}}$$

$$VP = 1\,129\,820.719 \frac{\text{Ton}}{\text{año}}$$

El volumen de procesamiento anterior, corresponde al 37% de la capacidad de operación total. Lo cual se logra mediante la utilización de 4 módulos.

Al sustituir el valor anterior en la ecuación de ingresos o egresos, se calcula el punto de equilibrio del sistema de separación.

Punto de equilibrio:

$$0.135254 \frac{\text{M dls}}{\text{Ton}} \left(1\,129\,820.719 \frac{\text{Ton}}{\text{año}} \right)$$

$$152\,812.771 \text{ S } \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

IX.3.a. ANALISIS DE VARIACIONES.

I N V E R S I O N

% D E V A R I A C I O N

	-40	-20	20	40	BASE
RECUPERACION DE LA INVERSION (años)	0.599	0.813	1.23	1.42	1.031
VALOR PRESENTE NETO (M dIs)	105 836.425	98 575.425	88 050.623	82 035.623	95 315.061
INDICE DEL VALOR PRESENTE	7.391	5.55	3.710	3.164	4.448
TASA INTERNA DE RENDIMIENTO (%)	170.99	127.86	84.91	72.51	102.21

VOLUMEN DE PROCESAMIENTO
% DE VARIACION

	-20	-10	10	20
RECUPERACION DE LA INVER- SION (años)	1.277	1.141	0.935	0.852
VALOR PRESENTE NETO (M dls)	69 794.587	81 544.088	105 083.159	116 852.631
INDICE DEL VALOR PRESENTE	3.577	4.011	4.881	5.315
TASA INTERNA DE RENDIMIEN- TO (%)	81.90	91.98	112.23	122.37

COSTO DE MATERIA PRIMA

% DE VARIACION

	-20	-10	10	15
RECUPERACION DE LA INVERSION (años)	0.467	0.651	2.268	5.665
VALOR PRESENTE NETO (M dls)	226 712.626	157 992.475	26 616.578	-6 735.63
INDICE DEL VALOR PRESENTE	9.372	6.850	1.98	0.75
TASA INTERNA DE RENDIMIENTO (%)	217.633	157.93	44.5	13.15

SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS

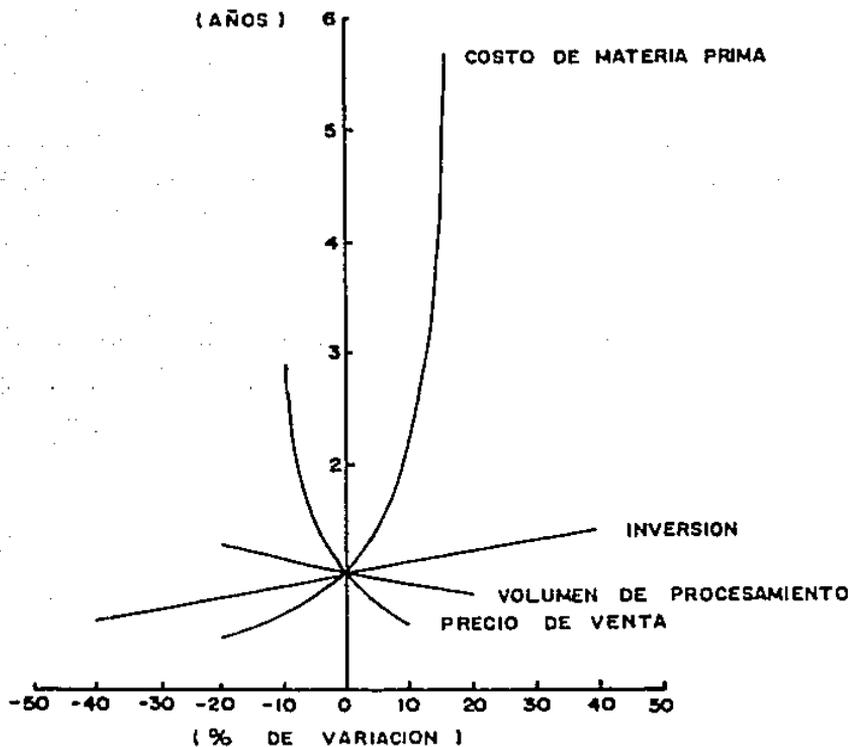


FIG. IX. 1-- TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION.

SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS

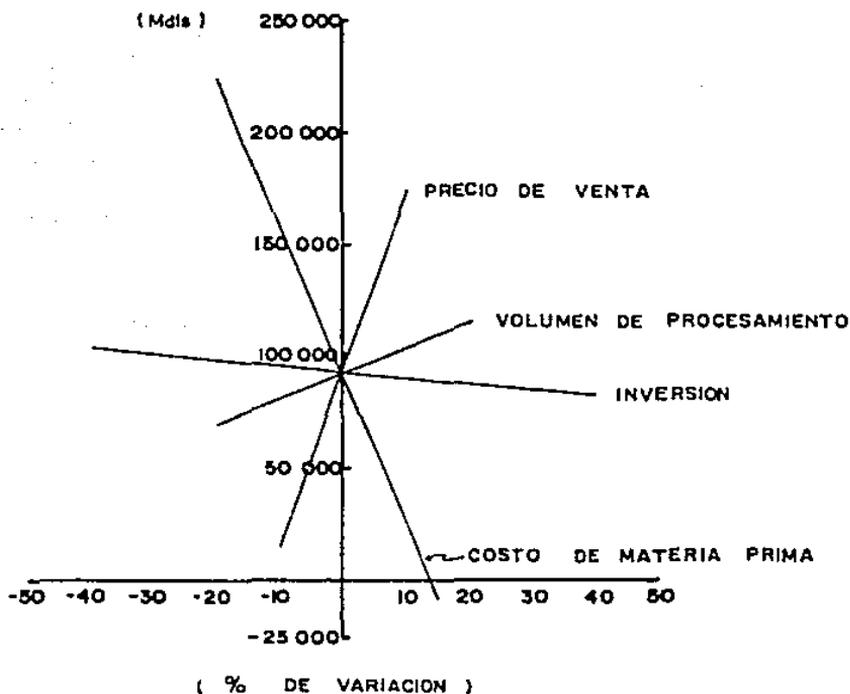


FIG. IX.2.-- VALOR PRESENTE NETO.

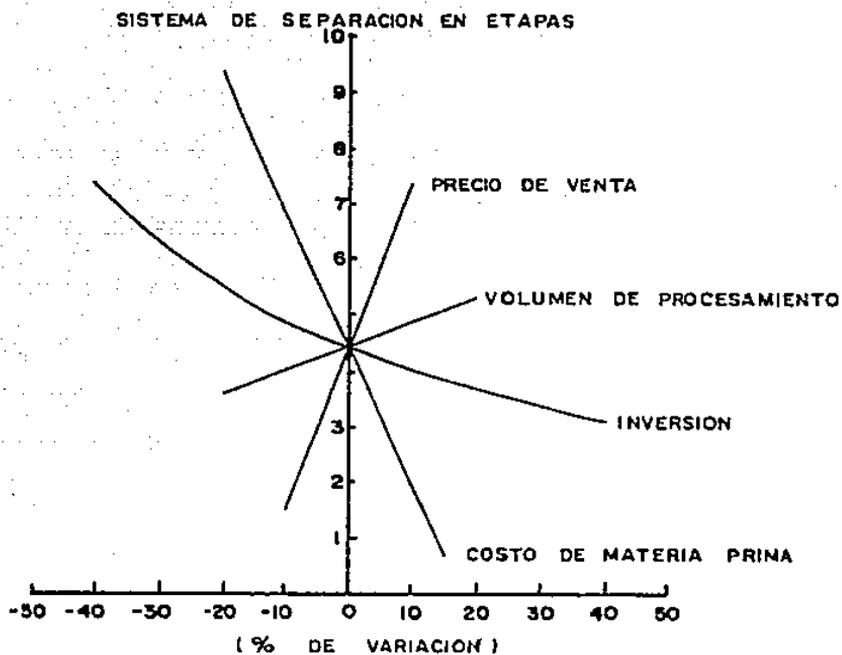


FIG. IX.3.- INDICE DEL VALOR PRESENTE

SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS

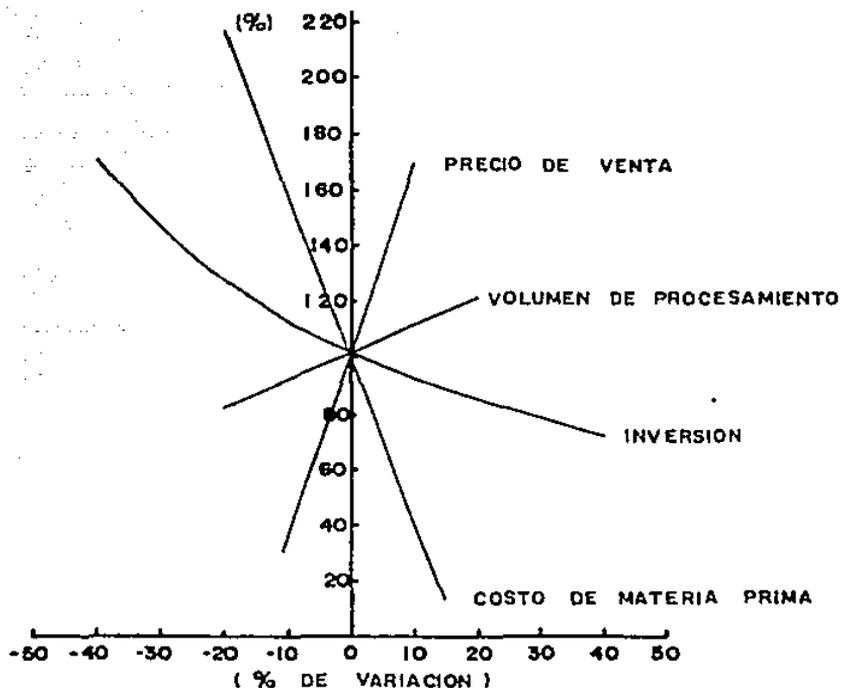


FIG. IX-4.— TASA INTERNA DE RENDIMIENTO

IX.4.a. DETERMINACION DEL RIESGO.

Analizando los resultados de los incisos anteriores se puede establecer, para los valores base (sin variaciones) de los variables que afectan la rentabilidad del proceso de separación, que el sistema debe operar utilizando cuando menos cuatro módulos de separación, a una capacidad del 92.5 de la capacidad de operación normal.

En relación al tiempo de recuperación de la inversión es evidente que las variables que tienen mayor influencia son el costo de materia prima y el precio de venta; una variación de 10% de estas variables provoca un incremento de 1 a 2.26 y 2.86 años, para costo de materia prima y precio de venta, respectivamente.

Con referencia al valor presente neto y su índice, también el costo de materia prima y el precio de venta son las variables de mayor incidencia en estos parámetros económicos, siendo la última, la de mayor impacto, soportando el proceso variaciones prácticamente de -10%.

Tomando en consideración la tasa interna de rendimiento, se puede establecer que el sistema puede soportar variaciones considerables de la inversión y volumen de procesamiento, en tanto que es rentable a variaciones máximas de -13 y 13% en el precio de venta y costo de materia, respectivamente.

SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.

IX.1.b. PRECIO DE VENTA EN EL PUNTO DE EQUILIBRIO.

$$\begin{aligned}CF &= 35\,264.847 \text{ M dls/año} \\VP &= 3\,057\,052.536 \text{ Ton/año} \\CV &= 529\,799.415 \text{ M dls/año} \\CVU &= 0.10788 \text{ M dls/Ton}\end{aligned}$$

$$PVU = \frac{35\,264.847 \text{ M dls/año}}{3\,057\,052.536 \text{ Ton/año}} + 0.10788 \frac{\text{M dls}}{\text{Ton}}$$

$$PVU = 0.11942 \frac{\text{M dls}}{\text{Ton}}$$

Constituido por la contribución de los dos productos obtenidos de acuerdo a los siguientes porcentajes:

$$\begin{aligned}\text{Gas residual:} & \quad 46.42\% \\ \text{Condensados recuperados:} & \quad 53.58\%\end{aligned}$$

que corresponden a las siguientes cantidades:

$$\begin{aligned}\text{Gas residual:} & \quad 0.055435 \text{ M dls} \\ \text{Condensados recuperados:} & \quad 0.063985 \text{ M dls}\end{aligned}$$

Cuyo valor unitario es:

$$\text{Gas residual:} \quad \frac{0.055435 \text{ M dls}}{0.6557 \text{ Ton}} = 84.802 \frac{\text{dls}}{\text{Ton}}$$

Condensados recuperados:

$$\frac{0.063985 \text{ M dls}}{0.3465 \text{ Ton}} = 184.768 \frac{\text{dls}}{\text{Ton}}$$

IX.2.b. PUNTO DE EQUILIBRIO DE LA PRODUCCION.

$$PVU = \frac{413\,469.836 \text{ M dls/año}}{3\,057\,052.526 \text{ Ton/año}}$$

$$PVU = 0.135251 \frac{\text{M dls}}{\text{Ton}}$$

$$VP = \frac{35\,264.847 \text{ M dls/año}}{0.135251 \text{ M dls/año} - 0.10788 \text{ M dls/ton}}$$

$$VP = 1\,288\,395.529 \frac{\text{Ton}}{\text{año}}$$

El volumen de procesamiento anterior corresponde al 42% de la capacidad de operación, lo cual se logra mediante la utilización de 4 módulos, a la capacidad de diseño.

El punto de equilibrio es por lo tanto:

$$0.135251 \frac{\text{M dls}}{\text{Ton}} (1\,288\,395.529 \frac{\text{M dls}}{\text{año}})$$

$$174\,256.7566 \frac{\text{M dls}}{\text{año}}$$

IX.3.b. ANALISIS DE VARIACIONES.

I N V E R S I O N

	-40	-20	20	40	BASE
RECUPERACION DE LA IN- VERSION (años)	1.21	1.6	2.36	2.71	1.976
VALOR PRESENTE NETO (M dls)	83 449.466	73 525.676	55 680.197	44 130.345	64 152.132
INDICE DEL VALOR PRE- SENTE	3.621	2.732	1.843	1.594	2.209
TASA INTERNA DE RENDI- MIENTO (%)	84.427	59.058	41.95	35.774	50.9

VOLUMEN DE PROCESAMIENTO

	-20	-10	10	20
RECUPERACION DE LA IN- VERSION (años)	2.427	2.181	1.814	1.67
VALOR PRESENTE NETO - (M dls)	42 054.123	52 956.487	74 765.123	85 669.068
INDICE DEL VALOR PRE- SENTE	1.793	1.998	2.409	2.615
TASA INTERNA DE RENDI- MIENTO (%)	40.658	45.689	55.627	60.543

C O S T O D E M A T E R I A P R I M A

	-20	-10	5	10	13.5
RECUPERACION DE LA INVER- SION (años)	0.9284	1.26	2.75	4.528	8.233
VALOR PRESENTE NETO (M dls)	197 387.574	150 539.807	30 617.331	-2 894.022	-26 262.859
INDICE DEL VALOR PRE- SENTE	4.72	3.46	1.57	0.94	0.505
TASA INTERNA DE RENDI- MIENTO (%)	110.357	80.542	35.220	18.467	4.831

P R E C I O D E V E N T A

	-10	-5	5	10
RECUPERACION DE LA IN- VERSION (años)	5.889	2.964	1.487	1.191
VALOR PRESENTE NETO - (M dls)	-14 895.848	24 486.977	103 237.405	142 612.620
INDICE DEL VALOR PRE- SENTE	0.719	1.462	2.946	3.688
TASA INTERNA DE RENDI- MIENTO (%)	12.003	32.41	68.171	86.013

SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA

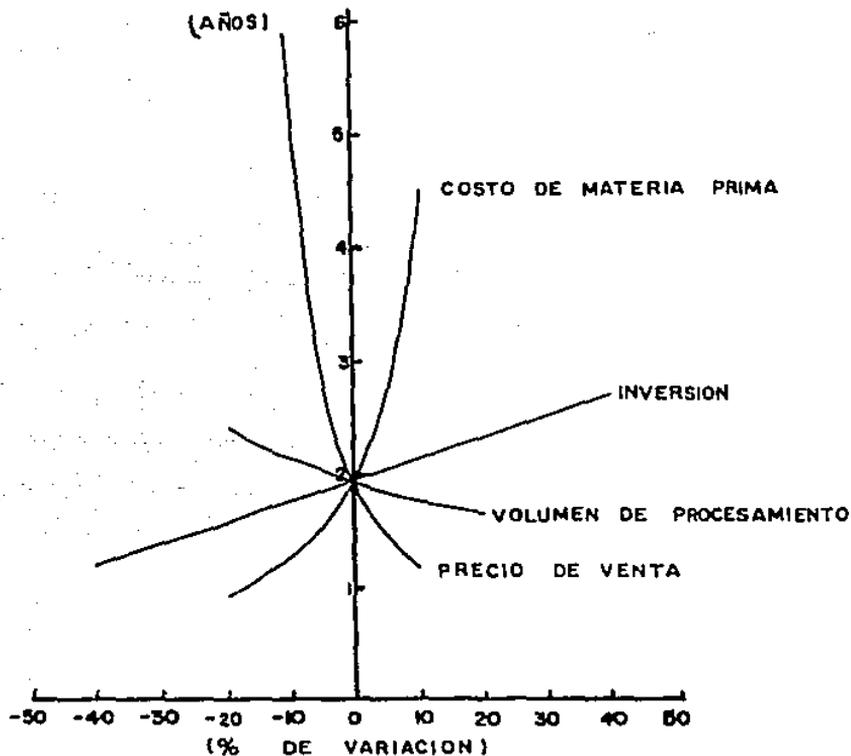


FIG. IX.5--TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION.

SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA

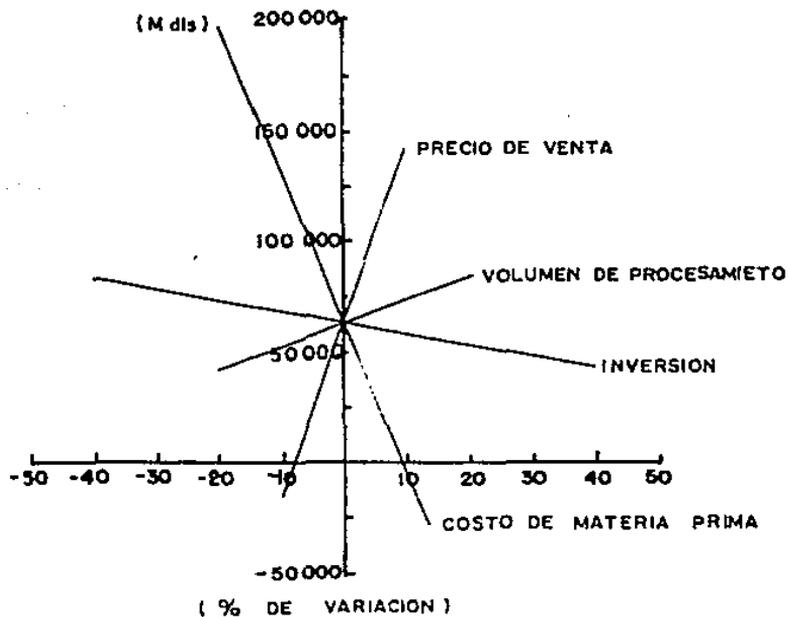


FIG. IX.6.- VALOR PRESENTE NETO.

SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA

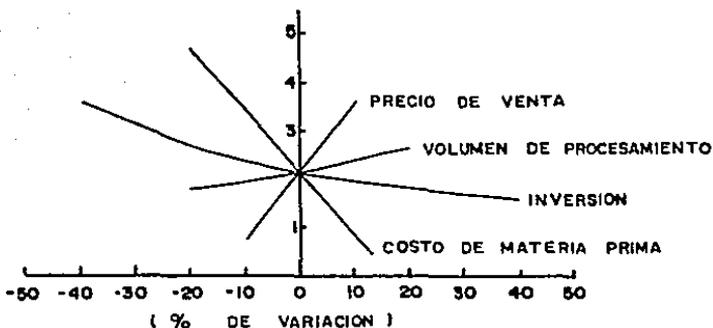


FIG. IX-7.- INDICE DEL VALOR PRESENTE

SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA

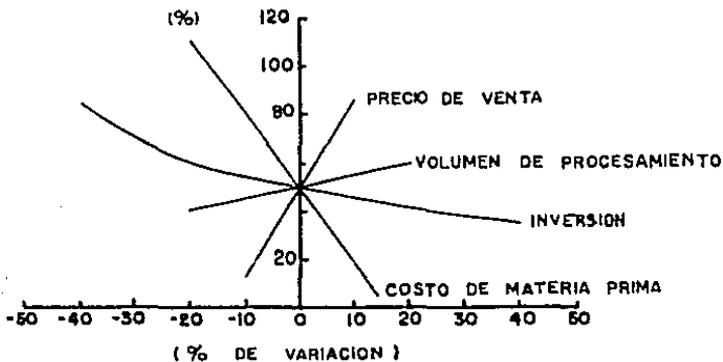


FIG. IX-8.- TASA INTERNA DE RENDIMIENTO.

IX.4.b. DETERMINACION DEL RIESGO.

Tomando en cuenta los resultados de las determinaciones anteriores, se puede establecer que el sistema debe operar utilizando cuando menos - cuatro módulos funcionando al 93.75% de la capacidad de diseño, para lograr el punto de equilibrio considerando los valores base de los variables que afectan la rentabilidad del proceso.

Con respecto al tiempo de recuperación de la inversión es notable el efecto que tienen sobre el mismo el costo de materia prima y el precio de venta del producto, siendo el volumen de procesamiento la variable que provoca menos impacto. Variaciones de 10% en el costo de materia prima y de precio de venta producen incrementos de 2 a 4.5 y 6 años - respectivamente.

Tomando en cuenta los valores del valor presente neto y su índice, se puede confirmar que las variables que tienen mayor impacto sobre la rentabilidad del proceso son el costo de materia prima y precio de venta del producto, aceptando el proceso variaciones del 8%.

Finalmente, es evidente que el proceso puede soportar variaciones significativas de inversión y volumen de procesamiento, siendo la primera la que menos incidencia presenta; sin embargo para que el proceso pueda considerarse rentable, en función de la tasa interna de rendimiento, solo soporta variaciones de -8 y 10% del precio de venta y costo de materia prima, respectivamente.

X. RESUMEN DE RESULTADOS

RESUMEN DE RESULTADOS

PARAMETRO	SISTEMA DE SEPARACION		COMENTARIO
	EN ETAPAS	A BAJA TEMPERATURA	
Capacidad de Operación (Modular)	25 MMPCSD	25 MMPCSD	La capacidad total del sistema es de 250 MMPCSD, puesto que está constituido por 10 módulos.
Recuperación de condensados	2 082 bbl / d	2 417 bbl / d	16% mayor en el sistema a baja temperatura.
Inversión	27 078 769 dls	53 057 380 dls	96.23% mayor para el sistema a baja temperatura.
Recuperación de la Inversión	1.031 años (1 año 11 días)	1.976 años (1 año 11 meses)	El tiempo de recuperación de la inversión es aceptable, para ambos sistemas puesto que la vida útil del equipo se consideró de 10 años.
Costo de Producción	103.48 \$/kg de alim.	105.49 \$/kg de alim.	1.94% mayor para el sistema a baja temperatura.

CONTINUACION

Valor Presente Neto	93 315 061 dls	64 152 132 dls	Se consideran procesos rentables, puesto que el valor de este parámetro es positivo.
Indice del Valor Presente Neto	4.448	2.209	Se consideran inversiones atractivas cuando este índice es mayor a la unidad.
Tasa Interna de Rendimiento	102.206%	50.9%	Superan al 20%, que es la tasa que se acepta para este tipo de proyectos.
Retorno de la Inversión	90.4%	42.7%	Los valores son aceptables, puesto que se reflejan en los otros parámetros económicos.
Punto de Equilibrio	Funcionando cuatro módulos al 92.5 % de la capacidad de operación.	Funcionando cuatro módulos al 93.75% de la capacidad de diseño.	Por consiguiente, el punto de equilibrio se alcanza prácticamente con la utilización del 25% de la capacidad.
Análisis de Sensibilidad.	Presenta mayor sensibilidad económica a variaciones de costo de materia prima y precio de venta.	Exhibe mayor sensibilidad económica a variaciones de costo de materia prima y precio de venta.	Comportamiento semejante de ambos sistemas de separación.

XI. CONCLUSIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Con el objeto de establecer conclusiones sobre la misma base de las - alternativas de manejo de los hidrocarburos producidos por el campo - Mispac, se consideró que cada sistema consta de 10 módulos con una ca pacidad de operación por módulo de $8.194 \text{ m}^3/\text{s}$ a 293 K y 101.325 kPa (25 MMPCD a 68°F y 14.7 lb/pg^2). De los resultados obtenidos fue posible inferir:

1. Los sistemas de separación a baja temperatura permiten lograr - una mayor recuperación de hidrocarburos líquidos y una mejor estabi- lización del gas separado, que los obtenidos con un sistema de sepa- ración en etapas.
2. En el diseño del sistema de separación a baja temperatura que - se presenta en este trabajo, se consideró un criterio modular a fin de incrementar o reducir su capacidad, según sea el volumen de hidro- carburos producidos, lo cual permite hacer más flexible la operación del sistema. La capacidad de diseño, establecida para cada módulo, - fue de $9.177 \text{ m}^3/\text{s}$ (28 MMPCSD) a las condiciones estándar.
3. De acuerdo a los diagramas de proceso propuestos y los balances de materia y energía realizados, se determinó que con el sistema de separación a baja temperatura se recuperan, en cada módulo $4.4479 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ (2417 barriles por día) de condensados estabiliza- dos; mientras que con el sistema en etapas la recuperación es de - - $3.8314 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ (2082 barriles por día). Esto constituye un incremento de $0.6165 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ (335 barriles por día), lo que representa un 16% , equivalente a $75.24 \text{ m}^3/\text{Mm}^3$ (15.4 bbl/MMPCSD) respecto al sistema en etapas. Estos condensados recuperados adicio- nalmente, en caso de no hacerlo, se depositan en los gasoductos, de donde se desechan durante las operaciones de limpieza.
4. Otros efectos favorables que se tienen al procesar los hidrocar- buros producidos por el campo Mispac, en un sistema de separación a

baja temperatura son: reducción de la tendencia de condensación de líquidos en el sistema de transporte del gas, abatimiento de los problemas de operación y mantenimiento del sistema y mayor aprovechamiento de la capacidad de transporte de gas.

5. Con respecto a la inversión, aún cuando es 96.23% mayor para el sistema a baja temperatura, si se considera el incremento en la recuperación de hidrocarburos líquidos y los efectos favorables adicionales, se concluye que el proceso de separación a baja temperatura es atractivo, y aunque se incluye equipo de compresión para aumentar la presión del gas residual, a un nivel similar al del gas de alta presión en el sistema en etapas, el costo de producción es prácticamente el mismo al del sistema en etapas; por otra parte, la recuperación de la inversión es menor a 2 años, lo cual hace al sistema de separación a baja temperatura un proceso competitivo.

6. Tomando en cuenta los parámetros de evaluación económica para ambos procesos de separación, es evidente que son sistemas rentables; si se tratara de una selección convencional de alternativas se tomaría aquella que proporcionara los valores mayores de valor presente neto, tasa interna de rendimiento y retorno de la inversión. A pesar que el proceso de separación a baja temperatura presenta valores inferiores de los parámetros económicos correspondientes al sistema en etapas, éstos son aceptados como adecuados para considerarse que es un proceso rentable. Además, la utilización del sistema de separación a baja temperatura provoca una disminución de costos por concepto de operación y mantenimiento, al eliminar problemas de tendencia de condensación de líquidos en el sistema de transporte de gas y lograr su mejor aprovechamiento.

7. Con objeto de alcanzar el punto de equilibrio de procesamiento de hidrocarburos el sistema de separación en etapas debe operar con cuatro módulos al 92.5% de la capacidad de operación normal, mientras que el sistema a baja temperatura debe funcionar con cuatro módulos al 93.75% de la capacidad de diseño.

8.- De los resultados obtenidos en el análisis de sensibilidad de los procesos de separación, es posible concluir que la rentabilidad de los mismos es mas sensible a una variación en el costo de materia prima y precio de venta, que a variaciones en el monto de la inversión o del volumen de procesamiento.

9.- De acuerdo a los resultados presentados, se recomienda, la utilización de sistemas de separación a baja temperatura para el manejo de los hidrocarburos producidos por campos, como el Mispac, que sean productores de gas y condensados.

XII. BIBLIOGRAFIA

- 1.- Nolasco, M. J. y Martini S.J.L. "Sistemas de Separación a Baja Temperatura para el Manejo de la Producción de Campos de Gas y Condensados". Instituto Mexicano del Petróleo. Subdirección de Tecnología de Explotación. División de Producción, 1984.
- 2.- Gaelo de la Fuente G., Ceballos S.J.A. y Terán de la Garza B. "Principios de Ingeniería de Yacimientos". Instituto Mexicano del Petróleo. Subdirección de Tecnología de Explotación. División de Yacimientos. Publicación No. 74BG/161. 1975.
- 3.- Craft B. C. and Hawkins M. F. "Applied Petroleum Reservoir - Engineering". Prentice Hall Inc. 1962.
- 4.- Mendez L. T. y Teyssier S. J. "Caracterización de Fluidos de Yacimientos Petroleros". Revista del Instituto Mexicano del Petróleo, Vol. XI, No. 4. Octubre de 1979.
- 5.- Acuña R. A., Garaicochea P. F. y Limón H. T. "Flujo Multifásico en Tuberías". Instituto Mexicano del Petróleo; Subdirección de Tecnología de Explotación. División de Producción. Publicación No. 76BM/204. 1976.
- 6.- Frick C. Thomas. "Petroleum Production Handbook" Vol. I. Society of Petroleum Engineers of AIME. 1962.
- 7.- Nolasco M. J. E. "Estudio de Separación de Gas". Instituto Mexicano del Petróleo. Subdirección de Tecnología de Explotación. División de Producción. Publicación No. 77BM/231. 1977.
- 8.- Soto R. H., Espejel Z. E. y Martínez F. H. "La Formulación y Evaluación Técnico-Económica de Proyectos Industriales". Banco de México. Fondo de Equipamiento Industrial. 1981.
- 9.- "Curso de Ingeniería Básica de Proceso". Tomo II, Instituto Mexicano del Petróleo.

- 10.- Rase H. F. y Barrow M. H. "Ingeniería de Proyecto para Plantas de Proceso". Compañía Editorial Continental S. A., Octava Impresión. 1982.
- 11.- Peters M. S. and Timmerhaus K. D. "Plant Design and Economics for Chemical Engineers". Mc Graw-Hill Book Company. Third Edition. 1980.
- 12.- Aerstin F. and Street G. "Applied Chemical Process Design". - Plenum Press, New York. 1978.
- 13.- Ortiz R. J. A. "Comunicación Personal".
- 14.- Ludwig E. F. "Applied Process Design for Chemical and - - - Petrochemical Plants". Vol. III. Gulf Publishing Company. - Houston, Texas. 1965.
- 15.- Economopoulos A. P. "Computer Design of Sieve Trays and Trays Columns". Chemical Engineering. December 4, 1978.
- 16.- Kern D. Q. "Procesos de Transferencia de Calor". Compañía - Editorial Continental, S. A. Primera Edición. Novena Impresión. 1974.
- 17.- "Curso de Transferencia de Calor". Tomo I. Instituto Mexicano del Petróleo.
- 18.- Ludwig Ernest E. "Applied Project Management for the Process - Industries". Gulf Publishing Company. Book Publishing División. Houston. 1974.
- 19.- "Apuntes de Ingeniería de Costos". Maestría en Ingeniería de - Proyectos. Facultad de Química. UNAM.
- 20.- Guthrie K. M. "Capital Cost Estimating", Chem. Eng., 76 (6) : 114 (March 24, 1969).

- 21.- Arturo Butrón. "Estimación de Costos de Inversión en Plantas de Proceso". Curso impartido en Octubre-Noviembre de 1984 en la Facultad de Química de la UNAM.
- 22.- Valdéz E. C. "Comunicación Personal".
- 23.- Campos E. F. "Comunicación Personal".
- 24.- Espíndola M. Carlos "Evaluación de Proyectos a Valor Presente". ECASA, 1979.

APENDICE A (1,2)

ESTIMACION DE LA COMPOSICION DE LA ALIMENTACION
A LOS MODULOS DE SEPARACION. CONSIDERACIONES
TERMODINAMICAS EN LOS PROCESOS DE SEPARACION.
PROGRAMA DE COMPUTO UTILIZADO PARA SIMULAR
PROCESOS DE SEPARACION.

A.a). ESTIMACION DE LA COMPOSICION DE LA ALIMENTACION.

Analizando la información disponible del campo Muspac se consideró necesario estimar la composición de la mezcla de hidrocarburos producidos.

Para efectuar tal estimación, inicialmente se tomó de base la composición de los hidrocarburos producidos en el campo Chiapas, el que se encuentra adyacente al campo Muspac, aplicando como criterio los siguientes parámetros (Fig. A.1) que fueron extraídos del análisis PVT de los fluidos producidos por el pozo Muspac I, efectuado en la División de Yacimientos del Instituto Mexicano del Petróleo:

RGA ₁	a	498.2 psia	y	95° F	=	10 093 pie ³ /bbl
RGA ₂	a	14.7 psia	y	77° F	=	350 pie ³ /bbl
BO ₁	a	498.2 psia	y	95° F	=	1.204 bbl/bbl
° API del aceite residual					=	57.57

Composición del gas separado en la primera etapa:

COMPONENTE	% MOL
H ₂ S	2.47
CO ₂	5.66
N ₂	2.22
C ₁	79.53
C ₂	7.73
C ₃	2.67
iC ₄	0.39
nC ₄	0.69
iC ₅	0.15
nC ₅	0.14
C ₆ ⁺	0.35

La herramienta de cálculo empleada para obtener la estimación de la composición es un modelo matemático que utiliza la ecuación de Peng-Robinson aplicada a procesos de equilibrio líquido-vapor.

La estimación de la composición es la siguiente:

COMPONENTE	% MOL
H ₂ S	2.466
CO ₂	5.115
N ₂	1.990
C ₁	72.583
C ₂	7.400

(CONTINUACION)

COMPONENTE	% MOL
C ₃	2.800
iC ₄	0.477
nC ₄	0.800
iC ₅	0.548
nC ₅	0.387
C ₆	3.608
C ₇	3.726

Los parámetros reproducidos con esta composición son los siguientes:

RGA ₁	a	498.2 psia y 95°C	=	10 089 pie ³ /bbl
RGA ₂	a	14.7 psia y 77°C	=	389 pie ³ /bbl
BO ₁	a	498.2 psia y 95°F	=	1.208 bbl/bbl
°API			=	57.14

Composición del gas separado en la primera etapa:

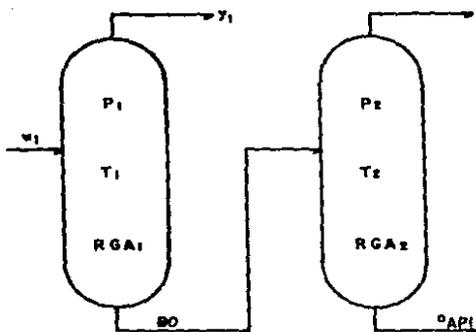
COMPONENTE	% MOL
H ₂ S	2.460
CO ₂	3.639
N ₂	2.213
C ₁	79.742
C ₂	7.631
C ₃	2.506
iC ₄	0.349

(CONTINUACION)

COMPONENTE

% MOL

nC_4	0.518
iC_5	0.153
nC_5	0.144
C_6^+	0.645



Donde P es la presión.

T es la temperatura.

RGA es la relación gas aceite.

BO es el factor de volumen del aceite.

°API son los grados API del aceite residual.

w_1 es la composición de la alimentación.

y_1 es la composición del gas separado en la primera etapa.

FIGURA A-1.-- PARAMETROS CONSIDERADOS EN EL AJUSTE DE LA COMPOSICION DE LA ALIMENTACION A LOS MODULOS DE SEPARACION.

A.b). CONSIDERACIONES TERMODINAMICAS EN LOS PROCESOS DE SEPARACION.

Para comprender la forma en que se aplica la ecuación de estado al equilibrio líquido - vapor es necesario estable--

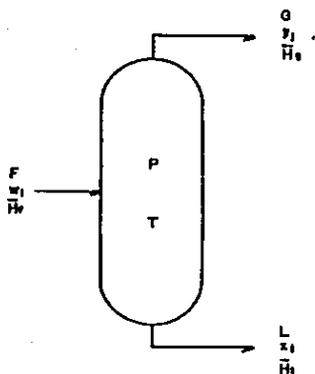
cer las consideraciones termodinámicas en los procesos de separación de gas y condensados.

PROCESO ISOTERMICO.

Este se lleva a cabo en los separadores, es un proceso posterior al abatimiento de presión, es decir, se lleva a efecto a unas condiciones dadas de presión y temperatura que corresponden al equilibrio.

BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

En la fig. A.2 se representa un diagrama de una etapa de separación en el que se tiene:



Donde F, L y G son los moles en la alimentación, fase líquida y fase vapor, respectivamente.

w_i, z_i y y_i son las fracciones molares del componente i en la alimentación, fase líquida y fase vapor, respectivamente.

H_L, H_i y H_g son las entalpías molares de la alimentación, fase líquida y fase vapor respectivamente.

P y T son la presión y temperatura, respectivamente.

FIGURA A-2.— PROCESO ISOTERMICO .

Balance general: $F = L + G$ A.1

Balance particular del
componente i: $w_i F = x_i L + y_i G$ A.2

En el equilibrio de fases
se define como constante
de equilibrio a $K_i = \frac{y_i}{x_i}$ A.3

Si se considera que $F = 1$ mol, se sustituyen las ecuaciones A.1 y A.3 en A.2 y se despeja x_i de la expresión obtenemos:

$$x_i = \frac{w_i}{1 + G(K_i - 1)} \quad \text{A.4}$$

En el equilibrio de fases también se cumple con la siguiente condición:

$$\sum_{i=1}^n x_i = 1.0$$

$$\sum_{i=1}^n y_i = 1.0 \quad \text{A.5}$$

Estableciendo las condiciones de separación P y T, y conociendo la composición de la alimentación, se determina la constante de equilibrio por lo que la ec. A.4 se resuelve suponiendo valores del número de moles de fase gaseosa separada y se calcula la composición de la fase gaseosa con la ec. A.3. Posteriormente se establece si se cumple la condición de la

ec. A.5. Finalmente se calcula la cantidad de moles de la fase líquida obtenida mediante la ecuación A.1.

BALANCE DE ENERGIA.

El balance de energía se establece considerando las entalpías molares de la alimentación, líquido y vapor.

$$\left[F\hat{H}_f = L\hat{H}_l + G\hat{H}_g \right] \text{ a } P, T \quad A.6$$

PROCESO ISOENTALPICO.

Este proceso se lleva a cabo por medio de abatimiento de presión de la mezcla de hidrocarburos, el que provoca una disminución en su temperatura debido al efecto Joule-Thompson. Este abatimiento de presión puede ocurrir en la tubería de producción, estranguladores, válvulas reguladoras de presión y líneas superficiales, también se le denomina separación instantánea; con respecto a la composición total, esta se mantiene debido a que el gas y el aceite no se separan realmente.

BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

La condición termodinámica de un proceso isoentálpico es la siguiente:

$$H_I = H_F \quad \text{A.7}$$

es decir

$$\left[FH_f \right] \text{ a } P_I, T_I = \left[GH_g + LH_l \right] \text{ a } P_F, T_F \quad \text{A.8}$$

Conociendo la composición, la presión y temperatura antes del abatimiento de presión, así como la presión final es posible determinar la temperatura final, las fracciones de líquido y vapor producidas y su composición. Esta determinación se inicia calculando la entalpía de la corriente de hidrocarburos antes de sufrir la disminución de presión y suponiendo la temperatura final. A las condiciones finales se efectúa un cálculo de separación isotérmica y se determinan las entalpías de las fases producidas, la sumatoria de estas entalpías se compara con la inicial. Cuando se cumpla la igualdad de las entalpías inicial y final se considera que esa temperatura su-
puesta es correcta.

A.c.). PROGRAMA DE COMPUTO UTILIZADO EN LA REALIZACION DE
LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA EN LOS PROCESOS DE
SEPARACION.

Este apartado tiene por objeto mostrar la herramienta principal de cálculo que se utilizó para efectuar los balances de materia y energía en cada módulo de separación. Esta herramienta la constituye un programa de cómputo que contiene un mo

delo matemático que simula el proceso de separación gas-aceite, utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson; el cual permite determinar las características de las fases separadas así como los volúmenes que se manejarían en cada etapa de separación.

Las opciones de cálculo que son posibles simular son -- las siguientes:

- a). Cálculo flash isotérmico.
- b). Predicción de la presión de burbuja.
- c). Predicción de la temperatura de burbuja.
- d). Predicción de la presión de rocío.
 - d.1). Presión de rocío normal.
 - d.2). Presión de rocío retrógrada.
- e). Cálculo de P-V-T-H-S en una sola fase.
- f). Cálculo flash isoentálpico.
- g). Cálculo flash isoentrópico.

Para efectuar las simulaciones anteriores el programa dispone de un banco de información de propiedades de 20 componentes, comúnmente encontrados en la explotación de yacimientos de hidrocarburos; las propiedades almacenadas en este banco son las siguientes: temperatura crítica, presión crítica, - volúmen crítico, parámetros de interacción, peso molecular y los coeficientes para la determinación de capacidad calorífica, entropía y entalpía de gas ideal empleando las correlaciones de Passut y Danner. Además, tiene implementado el método

de Lee y Kesler mediante el cual se caracteriza a las fracciones pesadas del petróleo (componentes hipotéticos).

Mediante adaptaciones adecuadas del programa anterior, es posible determinar las condiciones óptimas de separación de un proceso en etapas ya sea por la determinación de las presiones en cada etapa considerando la máxima recuperación de hidrocarburos líquidos o por la minimización de los requerimientos de compresión para transportar el gas separado.

APENDICE B (2,3,4,5,6,7,8,9)

APLICACION DE LA ECUACION DE ESTADO DE PENG-ROBINSON A PROCESOS DE SEPARACION DE HIDROCARBUROS.

La ecuación de estado de un sistema termodinámico es la relación algebraica entre la presión, la temperatura y el volumen molar del mismo, su importancia estriba en el hecho que permite describir el comportamiento del sistema.

Existen diversas ecuaciones de estado las cuales satisfacen el siguiente criterio termodinámico de estabilidad en el punto crítico:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_{TC} = 0 \quad \text{B.1}$$

$$\left(\frac{\partial^2 P}{\partial V^2}\right)_{TC} = 0 \quad \text{B.2}$$

La ecuación de estado propuesta por Van Der Waals en 1873, quizá sea la más conocida puesto que las ecuaciones de estado propuestas en fechas posteriores son modificaciones de aquélla.

Las consideraciones principales que permitieron desarrollar la ecuación anterior fueron:

a). El punto de partida fue la ecuación de estado de gas ideal.

b). Las moléculas se comportan como esferas rígidas.

c). En el cero absoluto de temperatura las partículas necesariamente deben ocupar un volumen determinado.

d).- La presión ejercida por las moléculas realmente debe ser menor a la de un gas ideal debido al efecto de atracción molecular.

El resultado fue la siguiente expresión algebraica:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2} \quad \text{B.5}$$

Algunos autores, entre ellos Peng D. y Robinson D.B. consideran a la ecuación anterior el resultado de dos presiones, una de repulsión y otra de atracción intermolecular, es decir:

$$P = P_R + P_A \quad \text{B.4}$$

Tomando en cuenta la correspondencia entre los miembros de la ecuación de Van Der Waals y la expresión B.4 Peng y Robinson proponen que la presión de repulsión permanece inalterada, es decir:

$$P_R = \frac{RT}{V-b} \quad \text{B.5}$$

Mientras que la presión de atracción la expresan en forma generalizada mediante la relación:

$$P_A = - \frac{a}{f(V)} \quad \text{B.6}$$

En las ecuaciones B.5 y B.6 $f(V)$ es una función del volumen molar y b se relaciona con el tamaño de las moléculas. El parámetro a es proporcional a las fuerzas de atracción intermolecular y se relaciona con la energía de vaporización. Además, es una función de la temperatura, sólo en la ecuación de estado de Van Der Waals se considera constante, requiriéndose factores de escalación adimensionales para describir su comportamiento con respecto a la temperatura.

Peng y Robinson consideran que si el factor de escalación adimensional se establece en función del factor acéntrico y la temperatura reducida se tiene un mejoramiento significativo en la predicción de presiones de vapor de sustancias puras y consecuentemente en las relaciones de equilibrio de mezclas.

Estos autores proponen la siguiente ecuación de estado:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \quad \text{B.7}$$

La ecuación anterior puede escribirse de la siguiente manera:

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A-5B^2-2B)Z - (AB-B^2-B^3) = 0 \quad \text{B.8}$$

$$\text{donde } A = \frac{aP}{R^2 T^2} \quad \text{B.9}$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad \text{B.10}$$

$$Z = \frac{PV}{RT} \quad \text{B.11}$$

A unas condiciones determinadas de presión y temperatura la solución de la ecuación B.8 puede presentar una o tres raíces, dependiendo del número de fases del sistema. Si éste presenta dos fases, la raíz mayor corresponde al factor de compresibilidad del vapor y la menor corresponde al líquido, la raíz intermedia no tiene significado físico.

Aplicando a la ecuación B.7 el criterio termodinámico de estabilidad en el punto crítico se obtiene:

$$a(TC) = 0.45724 \frac{R^2 TC^2}{PC} \quad \text{B.12}$$

$$b(TC) = 0.07780 \frac{R TC}{PC} \quad \text{B.13}$$

$$ZC = 0.307 \quad \text{B.14}$$

En las expresiones anteriores, TC y PC indican condiciones críticas.

A una temperatura diferente del punto crítico, Peng y Robinson proponen calcular a y b de la siguiente forma:

$$a(T) = a(T_c) \alpha(T_{re}, \omega) \quad B.15$$

$$b(T) = b(T_c) \quad B.16$$

donde $\alpha(T_{re}, \omega)$ es un factor adimensional expresado en función de la temperatura reducida y el factor acéntrico, siendo igual a la unidad en la temperatura crítica.

Aplicando la siguiente relación termodinámica:

$$\ln \frac{f}{p} = \int_0^P \left(\frac{V}{RT} - \frac{1}{p} \right) dp \quad B.17$$

a la ecuación B.7, se puede obtener la expresión para estimar la fugacidad de un componente puro:

$$\ln \frac{f}{p} = Z - 1 - \ln(Z-B) - \frac{A}{2\sqrt{2B}} \ln \left(\frac{Z + 2.414B}{Z - 0.414B} \right) \quad B.18$$

Peng y Robinson determinaron la forma analítica de $\alpha(T_{re}, \omega)$ utilizando valores de la presión de vapor reportados por Reamer et al 1942, Rossini et al 1953, Reamer y Sage 1957 y Starling 1973; combinados con el método de Newton para encontrar los valores de α que usados en las ecuaciones B.8 y B.18 satisfacen la condición de equilibrio $f_l = f_g$ a través de la curva de presión de vapor.

Para todas las sustancias observadas la relación entre α y T_{re} Peng y Robinson la linealizaron de acuerdo a la siguiente expresión:

$$\alpha^{1/2} = 1 + \gamma (1 - T_{re})^{1/2} \quad B.19$$

en donde γ es una constante característica de cada sustancia. Esta constante se relaciona con el factor acéntrico mediante la siguiente expresión:

$$\gamma = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \quad \text{B.20}$$

donde ω = Factor acéntrico

Para aplicar la ecuación de Peng-Robinson a mezclas, debe incluirse la variable adicional de composición, lo que puede efectuarse si se calculan las constantes de la ecuación de estado en función de la composición. Peng y Robinson recomiendan utilizar la regla de mezclado propuesta por Prausnitz y Chueh para lograr incorporar la variable composicional.

Los parámetros de la mezcla se definen por medio de las siguientes reglas de mezclado:

$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j a_{ij} \quad \text{B.21}$$

$$b = \sum_i x_i b_i \quad \text{B.22}$$

$$\text{donde: } a_{ij} = (1 - \delta_{ij}) a_i^{1/2} a_j^{1/2} \quad \text{B.23}$$

En la ecuación B.23 δ_{ij} es un coeficiente de interacción binario determinado empíricamente que caracteriza al par formado por los componentes i y j .

El coeficiente de fugacidad del componente k en una mezcla puede calcularse con la expresión:

$$\ln \frac{f_k}{x_k P} = -\frac{b_k}{b} (Z-1) - \ln(Z-B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left(\frac{\sum_i x_i a_{ik}}{a} - \frac{b_k}{b} \right) \ln \left(\frac{Z+2.414B}{Z-0.414B} \right)$$

B.24

Con la ecuación de estado de Peng-Robinson es posible calcular la constante de equilibrio físico y la entalpía de las fracciones líquido y vapor separadas.

B.a). CALCULO DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO.

El método para determinar la constante de equilibrio físico utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson es iterativo. Se suponen valores de las constantes de equilibrio para cada componente, hasta encontrar los valores de las constantes que cumplan con la condición de equilibrio es decir $f_l = f_g$.

Los valores de las constantes para la primera iteración se estiman por medio de la siguiente expresión, propuesta por Fusell:

$$K_i = \frac{1}{P_{rc}} e^{5.376 \cdot 97 (1-\omega) \left(1 - \frac{1}{T_{rc}}\right)} \quad 8.25$$

o pueden estimarse para la primera iteración:

$$K_i = \frac{P_{vi}}{P}$$

Con los valores supuestos de las constantes de equilibrio se calculan las fracciones de líquido y vapor así como sus composiciones, mediante el balance de materia para un proceso de separación isotérmico.

Para cada fase se calculan las constantes a y b de la ecuación de estado a las condiciones de separación.

Posteriormente se determina el factor de compresibilidad para cada fase empleando la ecuación B.8.

Después, mediante la ecuación B.24 se calcula la fugacidad de cada componente en las fases líquido y vapor.

Finalmente se comparan las fugacidades de cada componente en ambas fases; si se cumple la condición de equilibrio para todos los componentes, las constantes de equilibrio son las correctas. Si no se cumple tal condición, se estiman nuevas constantes de equilibrio por medio de la siguiente expresión:

$$K_i^{M+1} = K_i^M \left(\frac{f_l}{f_g} \right) \quad \text{B.26}$$

Con las nuevas constantes de equilibrio se repite el proceso desde el balance de materia. El cálculo se termina cuando se cumple la condición de equilibrio para todos los componentes.

B.b). CALCULO DE LA ENTALPIA.

La determinación de la entalpia se calcula utilizando la función termodinámica de entalpia residual:

$$\bar{H} - \bar{H}^* = RT(Z-1) + \int_0^V \left[T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_V - P \right] dV \quad \text{B.27}$$

\bar{H}^* = entalpía de gas ideal.

La entalpía residual de un fluido al cual se aplica la ecuación de estado de Peng-Robinson es entonces:

$$\bar{H} - \bar{H}^* = RT(Z-1) + \frac{T}{2\sqrt{2}b} \left(\frac{da/dT}{a} - 1 \right) \ln \left(\frac{Z+2.44B}{Z-0.414B} \right) \quad \text{B.28}$$

donde $\frac{da}{dT}$ para una sustancia pura se expresa de la siguiente forma:

$$\frac{da}{dT} = -ac \frac{\gamma TC^{1/2} + \gamma^2 (TC^{1/2} - T^{1/2})}{TC \quad TC} \quad \text{B.29}$$

y para un sistema multicomponente se tiene:

$$\frac{da}{dT} = - \sum_i^n \sum_j^m x_i x_j a_{ij} \left(\frac{1}{2\sqrt{T}} \right) \left[\frac{\gamma_j}{TC_j^{1/2} + \gamma_j (TC_j^{1/2} - T^{1/2})} + \frac{\gamma_i}{TC_i^{1/2} + \gamma_i (TC_i^{1/2} - T^{1/2})} \right]$$

B.30

Para determinar la entalpía, es necesario conocer la entalpía de gas ideal. Esta se representa por medio de la siguiente expresión analítica.

$$\bar{H}^* = A' + BT + CT^2 + DT^5 + ET^4 + FT^5 \quad \text{B.31}$$

donde A', B', C', D', E' y F' son coeficientes derivados para obtener la entalpía expresada en BTU/lb y la temperatura en grados Rankine:

La entalpía de un gas ideal para un sistema multicomponente es:

$$H^* = \sum_{i=1}^n x_i PM_i H_i^* \quad \text{B.52}$$

B.c.) - CALCULO DEL VOLUMEN.

El volumen parcial molar se estima por la ecuación de Peng-Robinson mediante la siguiente expresión:

$$V_k = \frac{\left[\frac{RT}{V-b} \left(1 + \frac{bk}{V-b} \right) - \frac{2 \sum x_i a_{ik} - \frac{2ab_j (V-b)}{V(V+b)+b(V-b)}}{V(V+b)+b(V-b)} \right]}{\frac{RT}{(V-b)^2} - \frac{2a (V+b)}{[V(V+b)+b(V-b)]^2}} \quad \text{B.55}$$

APENDICE C.

BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA Y DIMENSIONAMIENTO
DE EQUIPO. EVALUACION ECONOMICA.

C.a.). BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA Y DIMENSIONAMIENTO DE
EQUIPO.

Los balances de materia y energia de las corrientes - principales de proceso tanto en el módulo de separación a baja temperatura como en el de separación en etapas se realizaron utilizando el programa de cómputo aludido en las bases de diseño.

Como complemento a los balances anteriores a continuación se presenta una memoria de cálculo en la cual se incluyen los estimados del contenido de agua en diversas etapas de separación, el balance de glicol requerido en el módulo de separación a baja temperatura y el dimensionamiento de los equipos involucrados.

ESTIMACION DEL CONTENIDO DE AGUA EN LA CORRIENTE
ALIMENTADA. (10,11)

El método empleado es válido si se considera al gas saturado, toma en cuenta los efectos de presión y temperatura, así como el contenido de ácido sulfhídrico y bióxido de carbono.

bono. El método se describe con detalle en las referencias 1 y 2.

La estimación se basa en la siguiente relación.

$$W = Y_{HC} W_{HC} + Y_{CO_2} W_{CO_2} + Y_{H_2S} W_{H_2S} \quad C.1$$

en donde: W = Contenido de agua en el gas = [lb/MMPCS]

Y_{HC} = Fracción mol de hidrocarburos = [adimensional]

Y_{CO_2} = Fracción mol de bióxido de carbono = [adimensional]

Y_{H_2S} = Fracción mol de ácido sulfhídrico = [adimensional]

W_{HC} = Contenido de agua debido a los hidrocarburos. (Fig. 17.2 de la referencia 10) = [lb/MMPCS]

W_{CO_2} = Contenido de agua debido al bióxido de carbono. (Fig. 17.3 de la referencia 10) = [lb/MMPCS]

W_{H_2S} = Contenido de agua debido al ácido sulfhídrico. (Fig. 17.4 de la referencia 10) = [lb/MMPCS]

a 1 273.8 psia y 132 °F se tiene:

$$W = [0.941 \ 19 (120) + 0.034 \ 13 (170) + 0.024 \ 66 (290)] \frac{lb \ H_2O}{MMPCS} = 125.89 \frac{lb \ H_2O}{MMPCS}$$

MODULO DE SEPARACION EN ETAPAS.

Estimación del contenido de agua en la corriente 2.

$$P = 1273.8 \text{ psia} \quad \text{y} \quad T = 132.8^\circ\text{F}$$

$$W = \left[0.9399(120) + 0.03612(170) + 0.02389(290) \right] \text{ lbH}_2\text{O/MMPCS}$$

$$W = 125.86 \text{ lbH}_2\text{O/MMPCS.}$$

De acuerdo al contenido de agua de la corriente de alimentación, número 1 para este módulo, y de la corriente 2 (prácticamente son iguales) se considerará que en la corriente 2 se arrastra toda el agua introducida al sistema.

Recuperación:

Para calcular la recuperación de hidrocarburos líquidos considérese la figura C.1.

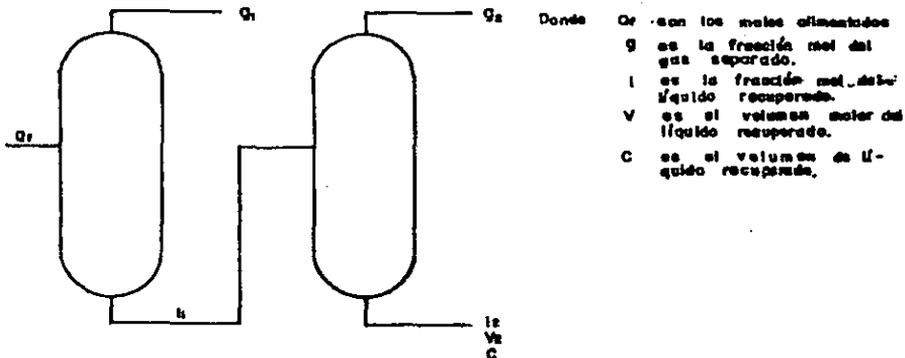


FIGURA C-1— RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS.

Si $Q_f = 1$ MMPCD a 1 atm y 20°C

conociendo que para cualquier gas se cumple:

$$22.41 \frac{1}{\text{g-mol}} \text{ a 1 atm y } 0^\circ\text{C}$$

entonces:

$$22.41 \frac{1}{\text{g-mol}} \times \frac{454 \text{ g-mol}}{1\text{b-mol}} \times \frac{\text{pie}^3}{28.3161} \times \frac{293 \text{ K}}{273 \text{ K}} = 385.63 \frac{\text{PCS}}{1\text{b-mol}}$$

$$Q_f = 1 \text{ MMPCSD} \times \frac{1\text{b-mol}}{385.63 \text{ PCS}} = \frac{10^6}{385.63} \frac{1\text{b-mol}}{\text{d}}$$

$$C = \frac{10^6}{385.63} \frac{1\text{b-mol}}{\text{d}} 1,1,2V_2 \quad \text{C.2}$$

$$\text{Si } V = \left[\frac{1}{\text{g-mol}} \right]$$

$$V = \frac{1}{\text{g-mol}} \times \frac{454 \text{ g-mol}}{1\text{b-mol}} \times \frac{\text{bbl}}{159.1} = \frac{454 \text{ bbl}}{154 \text{ 1b-mol}}$$

Los condensados recuperados serán:

$$C = \left[\frac{10^6}{385.63} 1,1,2 \frac{1\text{b-mol}}{\text{d}} \right] \left[\frac{454 \text{ bbl}}{159 \text{ 1b-mol}} V_2 \right] = 7\,404.4 \text{ 1,1,2} V_2 \frac{\text{bbl}}{\text{d}} \quad \text{C.3}$$

Relacionando esta recuperación a la alimentación se tiene:

$$R = \frac{C}{F} = 7\,404.4 \text{ 1,1,2} V_2 \frac{\text{bbl}}{\text{MMPCS}} \quad \text{C.4}$$

En el caso del módulo de separación en etapas se tienen cuatro etapas por lo tanto:

$$R = 7\,404.4 (0.1297) (0.613831) (0.88385) (0.990295) (0.1637) \frac{\text{bbl}}{\text{MMPCS}}$$

R = 84.5 $\frac{bb1}{MMPCS}$

R = 7 404.4 (0.1297) (0.613831) (0.88385) (0.990295) (0.161 5) $\frac{bb1}{MMPCS}$

R = 83.3 $\frac{bb1}{MMPCS}$ a 20°C

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO

SEPARADOR FA-101

El método empleado para dimensionarlo se describe en la referencia 12.

$$Q_f = 28 \text{ MMPCSD}$$

$$Q_f = 28 \text{ MMPCSD} \times \frac{1 \text{ lb-mol}}{385.63 \text{ PCS}} = 72 \text{ 608.45 } \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}}$$

$$Q_f = 72 \text{ 608.45 } \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24 \text{ h}} = 3 \text{ 025.35 } \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_f = 3 \text{ 025.35 } \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}} \times \frac{\text{kg-mol}}{2.2 \text{ lb-mol}} = 1 \text{ 375.16 } \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 1 \text{ 375.16 } \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (0.1297) = 178.35 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 178.35 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 78.8484 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} \times \frac{\text{pie}^3}{41.2795 \text{ lb}^x} \\ \times \frac{28.372 \text{ l}}{\text{pie}^3} \times \frac{\text{bbl}}{159 \text{ l}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} = 3 \text{ 207 BPD}$$

$$Q_1 = 178.35 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 78.8484 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} = 14 \text{ 062.6 } \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Como recuperación:

$$Q_1 = 7 \text{ 404.4 } (0.1297) (0.1192) = 114 \frac{\text{bbl}}{\text{MPCSD}}$$

$$Q_1 = 3 \text{ 192 BPD} \approx 3 \text{ 207 BPD}$$

$$Q_g = 1\,375.16 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (0.8703) = 1\,196.8 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 1\,196.8 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 20.908 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} = 25\,023.05 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 1\,196.8 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} = 63\,191.04 \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}}$$

$$Q_g = 63\,191.09 \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}} \times \frac{385.63 \text{ PCS}}{\text{lb-mol}} = 24.368 \text{ MMPCSD}$$

$$Q_f = 39\,085.6 \text{ kg/h} = 85\,988.32 \text{ lb/h}$$

TIPO HORIZONTAL.

Factores de diseño (13,14)

Para presión 20%

Para flujo 12% (Los flujos calculados incluyen el factor).

Para temperatura 50° más.

$$P_d = 273 \text{ psia} (1.2) = 1528 \text{ psia}$$

$$T_d = (56+50)^\circ\text{C} = 106^\circ\text{C} = 682.8^\circ\text{R}$$

$$SG_1 = \frac{41.2795 \text{ lb/pc}^3}{62.4 \text{ lb/pc}^3} = 0.6616 \Rightarrow \text{API} = \frac{141.5}{SG_1} - 131.5 = 82.37^\circ\text{API}$$

$$SG_g = \frac{20.9083 \text{ lb/lb-mol}}{28.96 \text{ lb/lb-mol}} = 0.722$$

$$Q_g = 24.4 \text{ MMPCSD}$$

$$Q_1 = 3\,207 \text{ BPD}$$

$$\frac{SGgPd}{T_d} = \frac{0.722 \cdot 1 \cdot (1528)}{682.8} = 1.6159$$

De la gráfica 10 de la referencia 13.

$$KM = 0.4$$

Capacidad del gas.

$$\begin{aligned} D LO_{eff} &= 42 KM (T_d Q_g / P_d) \\ &= \frac{42 (0.4) (682.8) (24.4)}{152.8} \\ &= 182.94 \end{aligned}$$

donde KM = constante.

$$LO_{eff} = \text{longitud de separación} = [\text{pie}]$$

D (pulg)	LO _{eff} (pie)	LO _{s-s} (pie)	LO/D
16	11.43	15.24	11.43
20	9.15	12.20	7.32
24	7.62	10.16	5.08
30	6.10	8.13	3.25
36	5.08	6.78	2.26
42	4.36	5.81	1.66

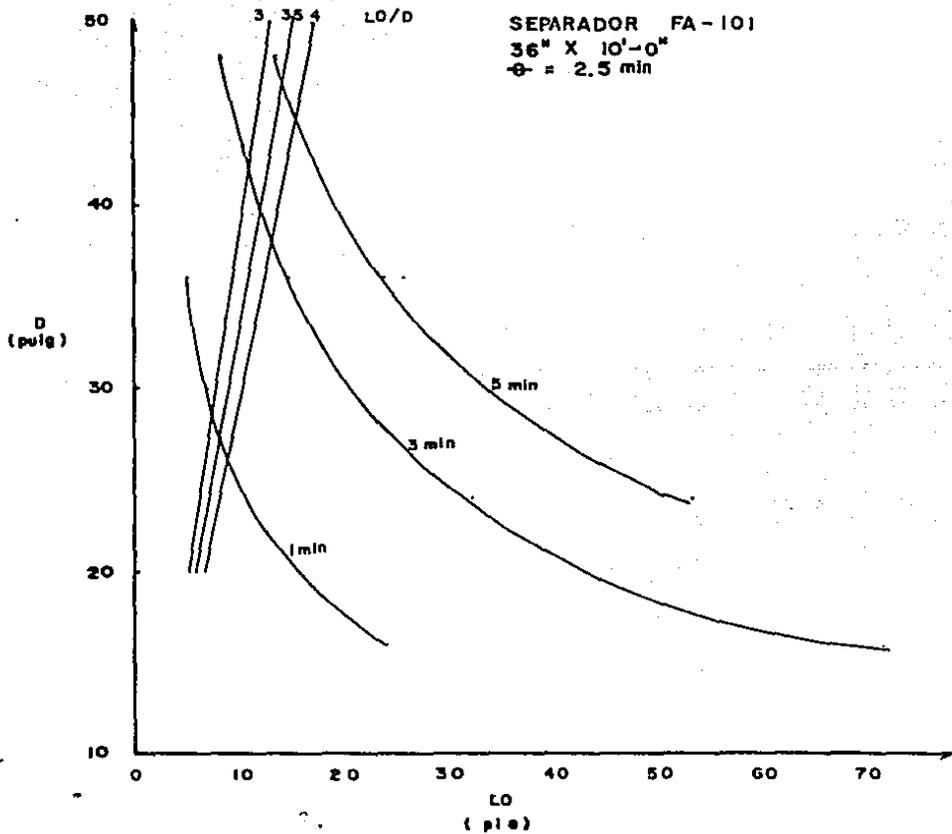
Capacidad del líquido.

$$D^2 LO_{eff} = \frac{\theta Q_l}{0.7}$$

donde θ = tiempo de residencia = min

θ (min)	D (pulg)	LO_{eff} (pie)	LO (pie)	LO/D
5	16	89.48	119.3	89.48
	24	39.76	53.03	26.52
	30	25.45	33.93	13.57
	36	17.67	23.56	7.85
	42	12.98	17.31	4.94
	48	9.94	13.25	3.31
	60	6.36	8.48	1.69
3	16	53.68	71.58	53.68
	24	23.86	31.81	15.90
	30	15.27	20.36	8.14
	36	10.60	14.14	4.71
	42	7.79	10.38	2.96
	48	5.96	7.95	1.98
	60	3.97	5.30	1.36
1	16	17.89	23.86	17.89
	24	7.95	10.60	5.30
	30	5.09	6.78	2.71
	36	3.53	4.71	1.57

Se observa que la capacidad de líquido es la que gobierna con respecto a la del gas, por lo que graficará LO vs D de la capacidad del líquido.



(11,15)

ESTIMACION DEL ESPESOR Y PESO:

Material: Acero al carbón SA-285 Grado C

$$\text{Espesor: } t = \frac{P_d R_i}{SE - 0.6 P_d} + t_c$$

t = espesor sin considerar corrosión = [pulg]

S = esfuerzo máximo permisible = 13 750 psi

E = eficiencia de junta = 0.80

P_d = Presión de diseño = 1 528 psia

R_i = radio interno del recipiente = [pulg]

t_c = espesor por corrosión = 1/8 pulg

$$t = \left[\frac{1\ 528 (18)}{13\ 750 (0.8) - 0.6(1\ 528)} + 0.125 \right] \text{ pulg}$$

t = 2.85 pulg.

t comercial = 3"

Peso aproximado

$$PE = 15 D t = [\text{lb/pie de longitud}]$$

$$PE = 15(36)(3) = 1\ 620 \text{ lb/pie}$$

$$PE_t = 1\ 620 \frac{\text{lb}}{\text{pie}} \times 10 \text{ pie} = 16\ 200 \text{ lb}$$

$$PE_t = 7\ 364 \text{ kg}$$

Tipo de tapas: elípticas 2:1

Boquillas (16)

Para la alimentación:

$$v = 100 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$Q_f = 85\,988.32 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{\text{pie}^3}{7.386 \text{ lb}} \times \frac{\text{h}}{3\,600 \text{ s}} = 3.234 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$A = \frac{Q_f}{v} = \frac{3.234 \text{ pie}^3/\text{s}}{100 \text{ pie}/\text{s}} = 0.03234 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.03234}{\pi} \text{ pulg}^2} = 2.435 \text{ pulg}$$

=> 2 1/2"

Para el líquido:

$$v = 10 \text{ pie/s}$$

$$Q_1 = Av$$

$$A = \frac{Q_1}{v} = \frac{3\,207 \frac{\text{bb1}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24 \text{ h}} \times \frac{\text{h}}{3\,600 \text{ s}} \times \frac{159 \text{ l}}{\text{bb1}} \times \frac{\text{pie}^3}{28.37 \text{ l}}}{10 \text{ pie/s}} = 0.0208 \text{ pie}^2$$

$$A = 0.0208 \text{ pie}^2 \times \frac{144 \text{ pulg}^2}{\text{pie}^2} = 2.99 \text{ pulg}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 1.95 \text{ pulg}$$

$$\phi = 2 \text{ ''}$$

Para el vapor

$$v = 100 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$Q_g = 25\ 023.05 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{2.2\ \text{lb}}{\text{kg}} \times \frac{\text{pie}^3}{5.0539\ \text{lb}} \times \frac{\text{h}}{3\ 600\ \text{s}} = 3.026 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$A = \frac{Q_g}{V} = \frac{3.026\ \text{pie}^3/\text{s}}{100\ \text{pie}^3/\text{s}} = 0.03026\ \text{pie}^2$$

$$= \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.03026}{\pi}}\ \text{pulg}^2 = 2.35\ \text{pulg}$$

$$g = 2\ 1/2\ \text{"}$$

SEPARADOR FA- 102 (12,13,14,15,16)

$$Q_F = 178.35 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 178.35 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (0.613\ 831) = 109.47 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 109.47 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (112.695\ 4 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}}) = 12\ 337.52 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 12\ 337.52 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24\ \text{h}}{\text{d}} = 296\ 100.65 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$Q_1 = 296\ 100.65 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{2.2\ \text{lb}}{\text{kg}} = 651\ 421.43 \frac{\text{lb}}{\text{d}}$$

$$Q_1 = \frac{651\ 421.43\ \text{lb/d}}{45.8256\ \text{lb/pic}^3} = 14\ 206.859\ 2 \frac{\text{pic}^3}{\text{d}}$$

$$\rho_1 = 45.852\ 6 \frac{\text{lb}}{\text{pic}^3} \Rightarrow 61.070\ \text{°API}$$

$$Q_1 = 14\ 206.859\ 2 \frac{\text{pic}^3}{\text{d}} \times \frac{28.372\ \text{l}}{\text{pic}^3} \times \frac{\text{bbl}}{159\ \text{l}} = 2\ 535.01\ \text{BPD a C.F.}$$

Como recuperación :

$$Q_1 = 7\ 404.4 (0.129\ 7) (0.613\ 831) (0.153\ 5) = 90.48 \frac{\text{bbl}}{\text{MMPCs}}$$

$$Q_1 = 2\ 535.64\ \text{BPD}$$

$$Q_g = 178.35 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (0.386\ 169) = 68.87 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 68.87 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (25.049\ 4 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}})$$

$$Q_g = 1\ 725.23 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 68.87 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} = 3\,636.33 \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}}$$

$$Q_g = 3\,636.33 \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}} \times \frac{385.63 \text{ PCS}}{\text{lb-mol}} = 1.4 \text{ MMPCSD}$$

$$SG_g = \frac{25.0494 \text{ kg/kg-mol}}{28.96 \text{ kg/kg-mol}} = 0.864\,9$$

TIPO HORIZONTAL.

Se aplican los mismos factores de diseño del FA-101

$$P_d = 142.68 (1.2) \text{ psia} = 171.21 \text{ psia}$$

$$T_d = (44 + 50) \text{ }^\circ\text{C} = 94 \text{ }^\circ\text{C} = 661^\circ\text{R}$$

$$SG_1 = 0.734\,8 \quad \text{API} = 61.07$$

$$SG_g = 0.864\,9$$

$$Q_g = 1.4 \text{ MMPCSD}$$

$$Q_1 = 2\,535 \text{ BPD}$$

El método de dimensionamiento es el mismo del separador FA-101

$$\frac{SG_g P_d}{T_d} = \frac{0.864\,9 (171.21)}{661} = 0.224$$

De gráfica $K M = 0.2$

Capacidad del gas.

$$DLO_{\text{eff}} = 42KM(T_d G_g / P_d)$$
$$= 42(0.2)(661)(1.4) / 171.21 = 45.4$$

D (pulg)	LO_{eff} (pie)	LO (pie)	LO/D
16	2.85	3.78	2.85
20	2.27	3.02	1.81
24	1.89	2.52	1.26

Capacidad del líquido

$$D^2 LO_{\text{eff}} = \frac{\theta Q_1}{0.2}$$

θ (min)	D (pulg)	LO_{eff} (pie)	LO (pie)	LO/D
5	16	70.73	94.3	70.73
	20	45.26	60.35	36.21
	24	31.43	41.91	20.95
	30	20.12	26.82	10.73
	36	13.97	18.62	6.20
	42	10.26	13.68	5.91
	48	7.86	10.47	2.61

(CONTINUACION)

θ (min)	D (pulg)	LO_{eff} (pie)	LO (pie)	LO/D
3	16	42.43	56.58	42.43
	20	27.16	36.21	21.72
	24	18.86	25.14	12.57
	30	12.07	16.09	6.43
	36	8.38	11.17	3.72
	42	6.15	8.21	2.34
1	16	14.14	18.86	14.14
	20	9.05	12.07	7.24
	24	6.28	8.38	4.19
	30	4.02	5.36	2.14
	36	2.79	3.72	1.24
	42	2.05	2.73	0.78

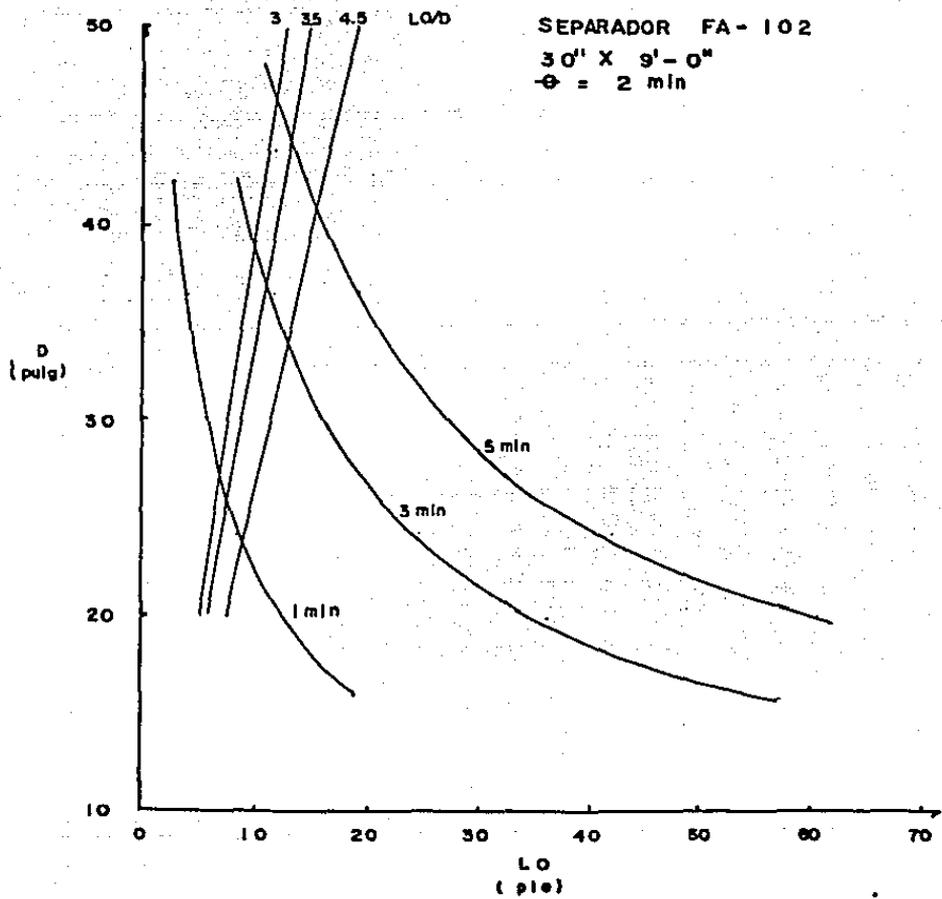
La capacidad del liquido gobierna sobre la del gas.

Material. Acero al carbón SA-283 Grado A

$$t = \left[\frac{171.2(15)}{10\,350(0.8) - 0.6(171.2)} + 0.125 \right] \text{ pulg.}$$

$$t = 0.459 \text{ pulg.}$$

$$t_{\text{comercial}} = 7/16''$$



Peso aproximado.

$$PE = 15 \text{ Dt}$$

$$PE = 15 (30) (0.4375) = 196.875 \text{ lb/pie}$$

$$PE_t = 196.875 \text{ lb/pie} \times 9 \text{ pie} = 1771.875 \text{ lb}$$

$$PE_t = 805.4 \text{ kg}$$

Tipo de tapas: elípticas 2:1

Boquillas (16):

Para el líquido:

$$v = 10 \text{ pie/s}$$

$$A = \frac{Q_l}{v} = \frac{2.555 \frac{\text{bb1}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24\text{h}} \times \frac{\text{h}}{3600\text{s}} \times \frac{159 \text{ l}}{\text{bb1}} \times \frac{\text{pie}^3}{28.37 \text{ l}}}{10 \text{ pie/s}} = 0.0164 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 1.73 \text{ pulg}$$

$$d = 2 \text{ pulg}$$

Para el vapor:

$$v = 100 \text{ pie/s}$$

$$Q_g = 1.725 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} \times \frac{\text{pie}^3}{0.6074 \text{ lb} \times 3600 \text{ s}} = 1.74 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$A = \frac{Q_g}{v} = 0.0174 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.44 \times 0.0174}{\pi}} = 1.78 \text{ pulg} \Rightarrow 2''$$

SEPARADOR FA - 103 (2,13,14,15,16)

$$Q_f = 109.47 \text{ kg-mol/h}$$

$$Q_1 = 109.47 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (0.883850) = 96.7551 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 96.7551 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 122.2394 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} = 11827.28 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 11827.28 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} = 283854.73 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$Q_1 = 283854.73 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} = 624480.40 \frac{\text{lb}}{\text{d}}$$

$$Q_1 = \frac{624480.40 \text{ lb/d}}{45.8445 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} = 13621.70 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}}$$

$$P_1 = 45.8445 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \Rightarrow 61.098 \text{ °API}$$

$$Q_1 = 13621.70 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} \times \frac{28.372 \text{ l}}{\text{pie}^3} \times \frac{\text{bb1}}{159 \text{ l}} = 2430.66 \text{ BPD}$$

Como recuperación: 7404.4 (0.1297)(0.613831)(0.88385)(0.1629)

$$= 84.87 \text{ bb1/MMPCSD} \Rightarrow 2376 \text{ BPD}$$

$$Q_g = 109.47 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (0.11615) = 12.7149 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 12.7149 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 40.0680 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} = 509.46 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 12.7149 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} = 671.3467 \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}}$$

$$Q_g = 671.3467 \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}} \times \frac{585.65 \text{ PCS}}{1 \text{ b-mol}} = 0.26 \text{ MMPCSD}$$

$$SG_g = \frac{40.0680 \text{ kg/kg-mol}}{28.96 \text{ kg/kg-mol}} = 1.38$$

TIPO HORIZONTAL.

Se aplican los mismos factores de diseño del FA-101.

$$P_d = 20.39 (1.2) \text{ psia} = 24.46 \text{ psia.}$$

$$T_d = (37+50)^\circ\text{C} = 87^\circ\text{C} = 648.6^\circ\text{R}$$

$$SG_1 = 0.7346$$

$$SG_g = 1.38$$

$$Q_g = 0.26 \text{ MMPCSD}$$

$$Q_1 = 2430.66 \text{ BPD}$$

El método de dimensionamiento es el mismo que para los separadores FA-101 y FA-102.

$$\frac{SG_g P_d}{T_d} = \frac{1.38(24.46)}{648.6} = 0.052$$

De gráfica $KM = 0.155$

Capacidad del gas $DLO_{eff} = 42KM(T_d Q_g / P_d) = 172.62$

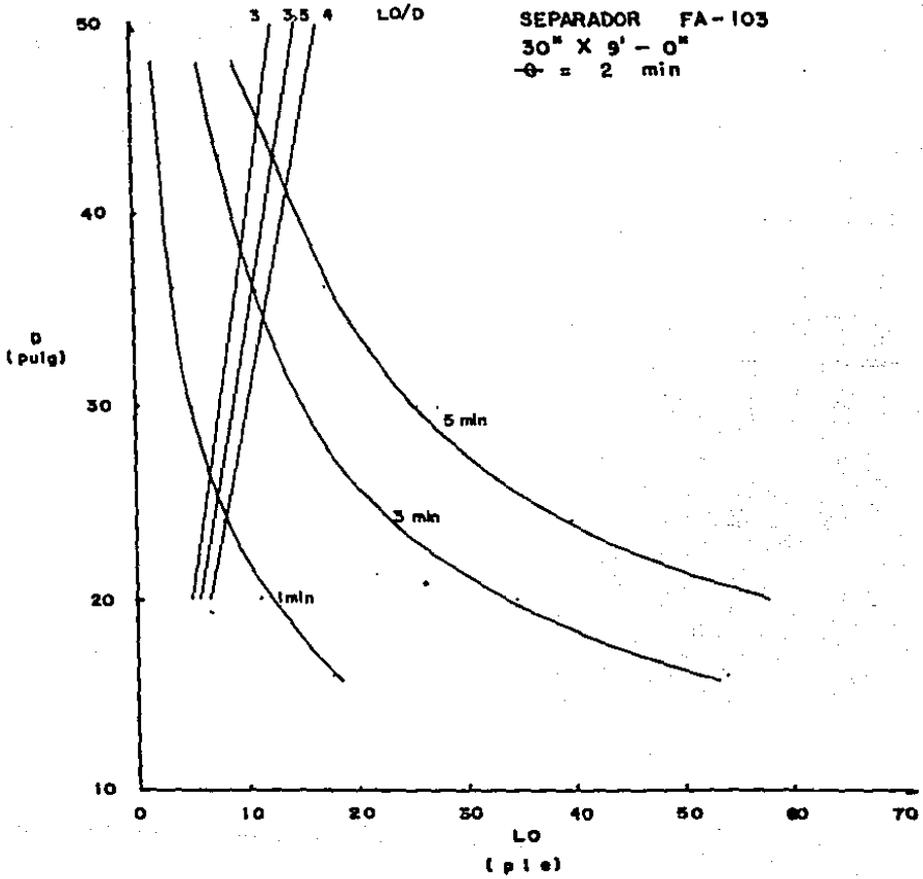
D (pulg)	LC_{eff} (pie)	LO (pie)	Lq_D
16	10.789	14.38	10.78
20	8.630	11.50	6.90
24	7.190	9.59	4.79
30	5.750	7.67	3.06
36	4.79	6.39	2.13

Capacidad del liquido

$$D^2 LO_{eff} = 90Q_1/0.7$$

θ (min)	D (pulg)	LO_{eff} (pie)	LO (pie)	LO/D
5	16	67.81	90.42	67.81
	20	43.40	57.87	34.72
	24	30.14	40.18	20.09
	30	19.29	25.72	10.28
	36	13.39	17.86	5.95
	42	9.84	13.12	3.74
	48	7.53	10.04	2.51
	3	16	40.69	54.25
20		26.04	34.72	20.85
24		18.08	24.11	12.06
30		11.57	15.43	6.17
36		8.03	10.71	3.57
42		5.90	7.87	2.24
48		4.52	6.02	1.50
1		16	13.56	18.08
	20	8.68	11.57	6.94
	24	6.02	8.03	4.01
	30	3.85	5.14	2.05
	36	2.67	3.57	1.19
	42	1.96	2.62	0.74
	48	1.50	2.01	0.50

La capacidad del liquido gobierna sobre la del gas.



Material: Acero al carbón SA.283 Grado A

$$t = \left[\frac{24.46 (15)}{10 \cdot 350(0.8) - 0.6(24.46)} + 0.125 \right] \text{ pulg.}$$

$$t = 0.1693 \text{ pulg.}$$

$$t = 3/16''$$

Peso aproximado

$$PE = 15 \text{ Dt}$$

$$PE = 15(30)(0.1875) = 84.375 \text{ lb/pie}$$

$$PE_t = 84.375 \text{ lb/pie} \times 9 = 759.375 \text{ lb}$$

$$PE_t = 345.2 \text{ kg}$$

Tipo de tapas: elípticas 2:1

Boquillas: (16)

Para el líquido

$$v = 10 \text{ pie/s}$$

$$A = \frac{Q_1}{v} = \frac{2 \cdot 430.66 \frac{\text{bbl}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24\text{h}} \times \frac{\text{h}}{3600\text{s}} \times \frac{159 \text{ l}}{\text{bbl}} \times \frac{\text{pie}^3}{2857 \text{ l}}}{10 \text{ pie/s}} = 0.0157 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 1.70 \text{ pulg}$$

$$\phi = 2 \text{ pulg}$$

Para el vapor

$$v = 100 \text{ pie}^3/\text{s}$$

$$Q_g = 509.46 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} \times \frac{0.158 \text{ pie}^3}{\text{lb}} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}} = 2.24 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$A = 0.0224 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.0224}{\pi}} = 2.03 \text{ pulg} \Rightarrow \phi = 2 \text{ ''}$$

BOMBA GA - 101 / R (18)

Bomba de condensados.

$$T_s = 98.62^\circ\text{F} = 37^\circ\text{F}$$

$$T_d (13) = 87^\circ\text{C}$$

$$P_s = 20.39 \text{ psia}$$

$$SG_1 = 0.7346$$

$$Q_1 = 2\,430.66 \text{ BPD} = 71 \text{ gal/min}$$

De acuerdo a las Bases de Diseño, se descargará a una presión de 5 kg/cm^2 . Se considera además un 20% de presión a la descarga (15,14)

$$P_F = \left[(5 \text{ kg/cm}^2) \left(14.23 \frac{\text{lb/pulg}^2}{\text{kg/cm}^2} \right) + 14.7 \frac{\text{lb}^2}{\text{pulg}^2} \right] 1.2$$

$$P_F = 103 \text{ lb/pulg}^2$$

La cabeza hidrostática será:

$$h = P_F - P_s = (103 - 20.39) \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} \left(\frac{\text{kg/cm}^2}{14.23 \text{ lb/pulg}^2} \right) \left(\frac{1}{0.7346 \times \frac{1 \text{ kg}}{\text{dm}^3} \times \frac{\text{dm}^3}{10^3 \text{ m}^3}} \right)$$

$$h = 79.02 \text{ m} = 259 \text{ pie}$$

La potencia de la bomba es:

$$\text{BHP} = \frac{Q_1 h SG_1}{3\,960 \eta}$$

Si la eficiencia mecánica de la bomba es del 90%

$$\Rightarrow \text{BHP} = 4 \text{ HP}$$

El material de construcción considerado es acero.

Si la eficiencia del accionador es del 95%, considerando un motor eléctrico,

$$\text{BHP} = \frac{4}{0.95} \text{ HP} = 4.21 \text{ HP}$$

$\text{BHP} = 4 \frac{1}{4} \text{ HP} \Rightarrow 220 \text{ volts, } 3 \text{ fases, } 60 \text{ hertz y}$
5 600 RPM

COMPRESOR GB 101/R (17)

$$Q_g = 1.4 \text{ MMPCSD}$$

$$P_I = 142.68 \text{ psia} \quad T_I = 110.73^\circ\text{F}$$

$$P_F = 1275.8 \text{ psia}$$

$$\text{Relación de compresión } RC = \frac{P_F}{P_I} = 8.9$$

De acuerdo a esta relación se propone que el compresor sea de 2 etapas de compresión por lo que la relación de compresión en cada etapa será de:

$$RC = 2.987$$

$$P_I = 142.68 \quad \Rightarrow RC = 2.987$$

$$P_{IN} = 426.31 \text{ psia} \quad \Rightarrow RC = 2.987$$

$$P_F = 1275.8 \text{ psia}$$

Con interenfriamiento y suponiendo FF = 10 psi absorbiéndose el 50% en cada etapa:

Primera etapa de compresión:

$$P_I = 142.68 \text{ psia} \quad \Rightarrow RC = 3.023$$

$$P_{IN} = 426.31 + 0.5(10) = 431.31 \text{ psia}$$

Segunda etapa de compresión:

$$P_S = 426 - 0.5(10) = 421.31 \text{ psia} \quad \Rightarrow RC = 3.023$$

$$P_F = 1.273.8 \text{ psia}$$

Estimación de la relación de calores específicos, TC y PC (11).

COMPONENTE	%MOL	CP ($\frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}^\circ\text{R}}$ a 110.73°F)	TC (K)	PC (atm)
H ₂ S	5.381	8.240	373.6	88.90
CO ₂	4.687	9.087	304.2	72.90
N ₂	0.891	6.947	126.20	33.50
C ₁	63.277	8.770	190.70	45.80
C ₂	14.144	13.125	305.43	48.20
C ₃	6.467	18.464	369.90	42.01
iC ₄	0.969	24.508	408.10	36.00
nC ₄	1.480	24.469	425.20	37.47
iC ₅	0.433	29.998	460.40	32.90
nC ₅	0.412	30.433	469.80	33.31
C ₆	1.839	35.958	507.90	29.92
C ₇ ⁺	0.018	66.819	656.75	23.18

$$CP_{\text{mezcla}} = 11.092 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}^\circ\text{R}}$$

$$KC = \frac{CP}{CP - 1.986}$$

$$KC = 1.218$$

$$TC = 246.91 \text{ K} = 445^\circ\text{R}$$

$$PC = 48.75 \text{ atm} = 716.625 \text{ psia}$$

Considerando el contenido de H_2S y CO_2 se efectúa un ajuste a los valores anteriores de presión y temperatura críticas⁽¹¹⁾

$$\epsilon = 16^\circ R \text{ (fig. 16.9 referencia 11)}$$

$$TC' = TC - \epsilon$$

$$TC' = (445 - 16)^\circ R = 429^\circ R$$

$$PC' = \frac{PCIC'}{TC' \cdot Y_{H_2S} (1 - Y_{H_2S}) \epsilon}$$

$$PC' = \frac{716.625 (429)}{445 + 0.05381(1 - 0.05381)16}$$

$$PC' = 689.59 \text{ psia} \quad 46.91 \text{ atm}$$

donde ϵ = Factor de ajuste de Temperatura = [K]

Y_{H_2S} = Fracción mol de H_2S en la mezcla = [dimensional]

PC' = Presión crítica ajustada = [psia]

TC' = Temperatura crítica ajustada = [K]

De la figura 12.10 A de la referencia 17. Considerando que:

$$T_{re} = \frac{T}{TC'} = \frac{570}{429} = 1.3286$$

$$P_{re} = \frac{P}{PC'} = \frac{142.68}{689.59} = 0.2069$$

se tiene:

$Z_I = 0.975$ a 110°F y 142.64 psia.

$$T_{IN} = T_I \left(\frac{P_{IN}}{P_I} \right)^{\frac{K_C-1}{K_C}}$$

$$T_{IN} = 570.73^\circ\text{R} \left(\frac{431.5}{142.68} \right)^{\frac{1.218-1}{1.218}} = 695.7^\circ\text{R}$$

$$T_{IN} = 235.70^\circ\text{F}$$

$$T_{re\ IN} = 1.6216$$

$$P_{re\ IN} = 0.6254$$

$\Rightarrow Z_{IN} = 0.955$ a 235.7°F y 431.3 psia

El factor de compresibilidad promedio para la primera etapa de compresión es (referencia 18 fig. 12-10A)

$$Z_{1c} = 0.965$$

Si no existe enfriador interetapas la temperatura se eleva a 388°F .

Suponiendo que exista un intercambiador de calor interetapas para lograr un enfriamiento con aire hasta 130°F (----- 590°R) se tiene:

$$T_F = 590 (3.023)^{\frac{1.218-1}{1.218}} = 719.2^\circ\text{R}$$

$$T_F = 259.2^\circ\text{F}$$

$$T_{re\ s} = 1.3753 \quad P_{re\ s} = 0.61095 \quad Z_s = 0.915 \quad \text{a } 150^\circ\text{F y } 421.3 \text{ psia}$$

$$T_{re\ F} = 1.6217 \quad P_{re\ F} = 1.84718 \quad Z_F = 0.875 \quad \text{a } 235.7^\circ\text{F y } 1273.8 \text{ psia}$$

El factor de compresibilidad promedio para la segunda etapa de compresión es:

$$Z_{2c} = 0.895$$

Para la primera etapa de compresión:

De la referencia 17, figura 12-17B, la cual considera 95% de eficiencia mecánica:

$$HP_{1c} = 66 \frac{\text{BHP}}{\text{MMPCD}} \text{ a } 14.4 \text{ psia y temperatura de succión}$$

$$1.4 \text{ MMPCD} = 1.4 \text{ MMPCD} \left(\frac{14.7}{14.4} \right) \left(\frac{460 + 110.73}{460 + 68} \right) = 1.5448 \text{ MMPCD}$$

a 144 psia y 110° F

$$HP_{1c} = 66 \frac{\text{BHP}}{\text{MMPCD}} (1.5448 \text{ MMPCD}) = 102 \text{ HP}$$

corrigiendo por efectos de compresibilidad

$$HP_{1c} = 102 \text{ HP}(0.965) = 98.43 \text{ HP}$$

considerando una eficiencia adiabática del 75%

$$HP_{1c} = 131.25 \text{ HP}$$

Para la segunda etapa de compresión:

De la figura 12-17B, de la referencia 17 se tiene

$$HP_{2c} = 66 \frac{BHP}{MMPCD} \text{ a } 14.4 \text{ psia y temperatura de succión.}$$

$$1.4 \text{ MMPCSD} = 1.4 \text{ MMPCSD} \left(\frac{14.7}{14.4} \right) \left(\frac{460+130}{460+68} \right) = 1.597 \text{ MMPCD a } 14.4 \text{ psia y } 130^\circ\text{F}$$

$$HP_{2c} = 66 \frac{BHP}{MMPCD} (1.597 \text{ MMPCD}) = 105.4 \text{ HP}$$

corrigiendo por efectos de compresibilidad

$$HP_{2c} = 105.4 (0.895) = 94.33 \text{ HP}$$

considerando una eficiencia adiabática del 75%

$$HP_{2c} = 126 \text{ HP}$$

$$HP_t = HP_{1c} + HP_{2c} = 257.25 \text{ HP}$$

Material:

El material de construcción del compresor es acero.

Si la eficiencia del accionador es del 95%, se requiere una potencia al freno de 270 HP; sin embargo, se empleará un motor de 300 HP considerando los disponibles comercialmente.

Para la primera etapa de compresión, la potencia disponible es

$$BHP_{1c} = \frac{131.25}{257.75} 300 = 153 \text{ HP}$$

Para la segunda etapa de compresión, la potencia disponible es:

$$\text{BHP}_{2c} = \frac{126}{257.75} 300 = 147 \text{ HP}$$

La capacidad del cilindro requerido es:

$$\left[\frac{(\text{PD})(\text{EV})}{\text{lc}} \right] = \frac{(\text{BHP})(10^4)}{(\text{BHP}/\text{MMPCD})(P_1)}$$

Para la primera etapa de compresión

$$\left[\frac{(\text{PD})(\text{EV})}{\text{lc}} \right] = \frac{(155)(10^4)}{(66)(142.68)} = 163 \text{ PCM}^*$$

De la gráfica 12.14 de la referencia 17, suponiendo un % de claro de 25%, la eficiencia volumétrica es:

$$\text{EV}_{1c} = 60\%$$

el desplazamiento será

$$\text{PD}_{1c} = 272 \text{ PCM}$$

Para la segunda etapa de compresión:

$$\left[\frac{(\text{PD})(\text{EV})}{\text{lc}} \right]_{2c} = \frac{(147)(10^4)}{(66)(421.31)} = 53 \text{ PCM}$$

De la gráfica 12.14 de la referencia 27, suponiendo un % de claro de 25%, la eficiencia volumétrica es:

$$\text{EV}_{2c} = 60\%$$

* PCM, pie cúbico por minuto

el desplazamiento será:

$$(PD)_{2c} = 88 \text{ PCM}$$

De acuerdo a la potencia al freno del motor eléctrico se tienen las siguientes características:

$$VE = 440 \text{ volts}$$

3 fases

60 hertz

1 800 RPM

A prueba de explosión.

Para el soloaire interetapas se tiene:

Estimación del calor transferido.

$$T_1 = 130^\circ\text{F}$$

	$\dot{H} \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$ a 235.9°F	$\dot{H} \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$ a 130°F
H ₂ S	5 606.77	4 722.56
CO ₂	5 510.37	4 509.59
N ₂	4 853.72	4 097.49
C ₁	5 716.58	4 749.55
C ₂	7 351.48	5 841.02
C ₃	9 452.71	7 308.65
iC ₄	11 859.59	8 979.15
nC ₄	12 504.75	9 634.85

(CONTINUACION)

	\hat{H} $\frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$ a 235.9°F	\hat{H} $\frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$ a 130°F
iC ₅	14 603.56	11 085.58
nC ₅	15 227.51	11 686.09
C ₆	17 996.27	13 807.89
C ₇ ⁺	<u>52 948.33</u>	<u>25 142.48</u>
\hat{H}_{mezcla}	= 6 654.06 $\frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$ a 235.9°F	= 5 390.24 $\frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$ a 130°F

$$\Delta \hat{H} = \hat{H}_{\text{mezcla}} \text{ a } 235.9^{\circ}\text{F} - \hat{H}_{\text{mezcla}} \text{ a } 130^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta \hat{H} = 1\,243.8 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}} = \text{carga del enfriador de aire.}$$

$$q = 1\,243.8 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}} \times (68.87 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ Lb-mol}}{\text{kg-mol}}) =$$

$$q = 188\,457.3 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

Si se consideran tubos aletados de 1 pulg de diámetro con 9 aletas/pulg con una altura de las mismas de 1/2 pulg, así como las condiciones de operación, se tiene un coeficiente de transferencia de calor de: $5.1 \frac{\text{BTU}}{\text{hp}^{\circ}\text{F}}$ de acuerdo a superficies extendidas⁽¹¹⁾.

El incremento en la temperatura del aire es:

$$\Delta T_{\text{ae}} = \left(\frac{U + 1}{10} \right) \left(\frac{T_I + T_F}{2} - T_{\text{ae}} \right)$$

$$T_I = 130 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_F = 236 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_{ae} = \left(\frac{3.1 + 1}{10} \right) \left(\frac{150 + 236}{2} - 88 \right) ^\circ F = 39^\circ F$$

Diferencia media logarítmica de temperatura

$$T_I = 236 \quad T_F = 130$$

$$t_F = 127 \quad t_I = 88$$

$$LMTD = \frac{(T_I - t_F) - (T_F - t_I)}{\ln \left[\frac{(T_I - t_F)}{(T_F - t_I)} \right]} = 70^\circ F$$

Tomando en cuenta un paso

$$R = \frac{T_I - T_F}{t_F - t_I} = \frac{236 - 130}{127 - 88} = 2.71$$

$$P = \frac{t_F - t_I}{T_I - t_I} = \frac{127 - 88}{236 - 88} = 0.263$$

$$F_c = 0.92$$

$$LMTD = 70(0.92) = 64.4 ^\circ F$$

El área requerida es:

$$A = \frac{q}{U(LMTD)} = \frac{188\,457.3 \text{ BTU/h}}{3.1 \frac{\text{BTU}}{\text{hpie}^2^\circ F} (64.4^\circ F)} = 944 \text{ pie}^2$$

Para un arreglo de 3 camas: de la referencia 11 se tiene, el área de transferencia de calor por unidad de área proyectada, si se considera un pitch de 2 1/4" Δ :

$$AP = 60.6 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}^2}$$

El área total proyectada será

$$ATP = \frac{A}{AP} = \frac{944 \text{ pie}^2}{60.6 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}^2}} = 15.6 \text{ pie}^2$$

El ancho del panel considerando una longitud de 5 pies es:

$$WP = \frac{ATP}{LP} = \frac{15.6 \text{ pie}^2}{5 \text{ pie}} = 3.12 \text{ pie}$$

Número de tubos

$$NT = \frac{A}{a' \times LT}$$

$$NT = \frac{944 \text{ pie}^2}{3.8 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} \times 5 \frac{\text{pie}}{\text{TUBO}}} = 50 \text{ tubos}$$

Si se requiere una cobertura de 0.4 para los ventiladores y suponiendo la instalación de uno, el área del ventilador será:

$$AV = ATP (0.4) = 15.6 \text{ pie}^2 (0.4) = 6.24 \text{ pie}^2$$

El diámetro del ventilador será:

$$DV = \sqrt{\frac{6.24}{0.785} \text{ pie}^2} = 2.82 \text{ pie}$$

La cantidad de aire será:

$$Q_{ac} = \frac{q}{C_p \Delta T_{ae}} = \frac{188 \frac{457.3}{16^\circ\text{F}} \text{ BTU/h}}{0.24 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} (64.4^\circ\text{F})} = 12 \frac{195.2}{\text{h}} \text{ lb}$$

La masa velocidad del aire respecto a la superficie proyectada es:

$$MV_{ae} = \frac{Q_{ae}}{ATP} = \frac{12 \ 193.2 \frac{lb}{h}}{15.6 \text{ pie}^2} = 781.6 \frac{lb}{h \text{ pie}^2}$$

El volumen del aire es

$$ACFM = \frac{0.222 \ Q_{ae}}{RD}$$

ACFM = Volumen de aire a condiciones de flujo

$$ACFM = [\text{pie}^3 / \text{min}]$$

RD = Relación de densidades del aire de las condiciones de flujo a nivel del mar y 70°F (se obtiene de la referencia 11, fig. 9.13) = [adimensional]

RD = 0.96 a nivel del mar y 88°F

$$ACFM = \frac{0.222 (12 \ 193.2 \ lb/h)}{0.96} = 2 \ 819.7 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

La caída de presión estática del aire es, si la temperatura promedio es 120°F RD = 0.91 (referencia 11, fig. 9.13)

$$\Delta P_{ae} = \frac{F_p \times N}{RD}$$

N = Número de filas de tubos.

F_p = Factor de caída de presión por fricción por fila de tubo = [pulg de agua] (fig. 9.10)

$$\Delta P_{ac} = \frac{0.04 \times 3}{0.91} = 0.1319 \text{ pulg de agua}$$

La caída de presión total es:

$$PF = P_{ac} + \left[\frac{ACTM}{4.000 (0.785 DV^2)} \right]^2 RD =$$

$$PF = 0.1319 + \left[\frac{2.819.7}{4.000 (0.785) (2.82)^2} \right]^2 (0.96) = 0.1441 \text{ pulg de agua}$$

Potencia del ventilador, si la eficiencia de ventilación se considera del 70%.

$$HP = \frac{(ACTM) (PF)}{6.370 \text{ ef}} = 0.0911 \text{ HP}$$

$$HP = (2.819.7) (0.1441) / 6.370 (0.7) = 0.0911 \text{ HP}$$

Para el accionador se tiene

$$BHP = \frac{0.0911}{0.92} = 0.1 \text{ HP} \Rightarrow \begin{array}{l} \text{Motor } 1/4 \text{ HP} \\ 110 \text{ Volts} \\ 1 \text{ Fase} \\ 60 \text{ Hz} \end{array}$$

Corriente $\diamond 8$

$$\diamond 8 = \diamond 2 + \diamond 4$$

$$Q_g \diamond 8 = 1.196.8 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} + 65.87 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} = 1.265.67 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

Corriente	% mol
2	94.56
4	<u>5.44</u>
8	100.0 %

$$PM = 0.9456 (20.9083) + 0.0544 (25.0494) =$$

$$PM = 21.1336 \text{ kg/kg-mol}$$

$$SG_g = \frac{21.1336 \text{ kg/kg-mol}}{28.96 \text{ kg/kg-mol}} = 0.7298$$

$$Q_g = 1265.67 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 21.13 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} = 26748.23 \text{ kg/h}$$

$$Q_g = 1265.67 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{385.63 \text{ PCS}}{\text{lb-mol}} =$$

$$Q_g = 25 \text{ MMPCSD}$$

$$CP_{\diamond 2} = 0.60542 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} = 0.60542 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ\text{C}} = 0.60542 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

CP después de comprimir a la corriente 4

$$CP_{\diamond 4} = 0.61376 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} = 0.61376 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ\text{C}} = 0.61376 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

$$Q_g \diamond 2 CP_{\diamond 2} (T_F - t_I) + Q_g \diamond 4 CP_{\diamond 4} (T_F - T_I) = 0$$

$$T_F (Q_g \diamond 2 CP_{\diamond 2} + Q_g \diamond 4 CP_{\diamond 4}) - (Q_g \diamond 2 CP_{\diamond 2} t_I + Q_g \diamond 4 CP_{\diamond 4} T_I) = 0$$

$$T_F = \frac{Q_g \diamond 2 CP_{\diamond 2} t_I + Q_g \diamond 4 CP_{\diamond 4} T_I}{Q_g \diamond 2 CP_{\diamond 2} + Q_g \diamond 4 CP_{\diamond 4}}$$

$$T_F = \frac{25023 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (0.60542 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}) (56^\circ\text{C}) + 1725.25 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (0.61376 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}) (127^\circ\text{C})}{25023 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (0.60542 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}) + 1725.25 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (0.61376 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}})}$$

$$T_F = 60.6384^\circ\text{C}$$

$$CP = \left(\frac{25.025}{25.025 + 1725.23} \right) (0.60542 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}) + \left(\frac{1725.83}{25.025 + 1725.23} \right) (0.61376 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}) =$$

$$CP = 0.6060 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

$$\text{Si } \dot{H}_2 = 4384.5034 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}} \quad \text{a } 61.0^\circ\text{C}$$

$$\dot{H}_4 = 4326.72 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}} \quad \text{a } 61.0^\circ\text{C}$$

y además:

$$Q_{G2} = 1196.8 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 2.2 \frac{\text{lb-mol}}{\text{kg-mol}} = 2632.96 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_{G3} = 68.87 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} = 151.514 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}$$

$$\dot{H} = \left(\frac{2632.96}{2632.96 + 151.514} \right) (4384.5034 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}) + \left(\frac{151.514}{2632.96 + 151.514} \right) (4326.72 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}})$$

$$\dot{H} = 4381.36 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}} \quad \text{a } 61^\circ\text{C}$$

Estimación de la composición de la corriente 8.

La relación entre las corrientes que forman a la corriente 8 es

$$1196.8 \text{ kg-mol/h} + 68.87 \text{ kg-mol/h} = 1265.67 \text{ kg-mol/h}$$

H_2S	$[1 \cdot 196.8(0.02389) + 68.87(0.05381)]$ kg-mol/h= 52.297	% mol 2.552
CO_2	$[1 \cdot 196.8(0.03612) + 68.87(0.04687)]$ kg-mol/h= 46.456	3.670
N_2	$[1 \cdot 196.8(0.02234) + 68.87(0.00891)]$ kg-mol/h= 27.350	2.161
C_1	$[1 \cdot 196.8(0.79500) + 68.87(0.63277)]$ kg-mol/h= 995.055	78.617
C_2	$[1 \cdot 196.8(0.07404) + 68.87(0.14144)]$ kg-mol/h= 98.352	7.771
C_3	$[1 \cdot 196.8(0.02440) + 68.87(0.06467)]$ kg-mol/h= 35.656	2.660
iC_4	$[1 \cdot 196.8(0.00357) + 68.87(0.00969)]$ kg-mol/h= 4.940	0.390
nC_4	$[1 \cdot 196.8(0.00547) + 68.87(0.01480)]$ kg-mol/h= 7.566	0.598
iC_5	$[1 \cdot 196.8(0.00186) + 68.87(0.00433)]$ kg-mol/h= 2.524	0.199
nC_5	$[1 \cdot 196.8(0.00186) + 68.87(0.00412)]$ kg-mol/h= 2.509	0.198
C_6	$[1 \cdot 196.8(0.01091) + 68.87(0.01839)]$ kg-mol/h= 14.324	1.132
C_7^+	$[1 \cdot 196.8(0.00054) + 68.87(0.00018)]$ kg-mol/h= <u>0.659</u>	<u>0.052</u>
	1 265.66	100.000

Estimación del poder calorífico de la corriente 6. (11)

Composición	(% mol)	Poder calorífico neto a 60°F y 14.7 psia. (BTU/pie ³)
H ₂ S	9.387	586.71
CO ₂	3.579	0
N ₂	0.118	0
C ₁	23.128	909.1
C ₂	20.921	1 617.8
C ₃	19.586	2 315.9
iC ₄	5.957	3 001.0
nC ₄	6.461	3 010.5
iC ₅	2.071	3 697.9
nC ₅	1.989	3 706.8
nC ₆	8.763	4 403.9
C ₇ ⁺	0.060	7 669.69

$$LHV = 1\,897.46 \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^3} \text{ a } 14.7 \text{ psia y } 60^\circ\text{F}$$

$$\text{Corrección por temperatura} = \frac{460 + 60}{460 + 68} = 0.9848$$

$$LHV = 1\,897.46(0.9898) \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^3} \text{ a } 14.7 \text{ psia y } 68^\circ\text{F}$$

$$LHV = 1\,878.1 \text{ BTU/pie}^3 \text{ a } 14.7 \text{ psia y } 68^\circ\text{F}$$

DISPONIBILIDAD DE GAS PARA EQUIPO DE RELEVO.

$$LHV = 1878.1 \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^3}$$

$$Q_g = 260\,000 \text{ pie}^3/\text{d}$$

La disponibilidad de energía es:

$$1\,878.1 \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^3} \times 260\,000 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} = 488\,306\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{d}}$$

$$488\,306\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{86\,400 \text{ s}} \times \frac{1\,055 \text{ W/s}}{\text{BTU}} = 5\,962\,532.75 \text{ W}$$

$$5\,962\,532.75 \text{ W} \times \frac{\text{HP}}{745.69 \text{ W}} = 7\,995.9 \text{ HP}$$

Se requieren únicamente 304.5 HP

ALMACENAMIENTO

Para el almacenamiento de condensados se tendrá un recipiente esférico común a los 10 módulos, con una capacidad de 30 000 bbl

$$\text{VOL} = 30\,000 \text{ bbl} \times \frac{159.1}{\text{bbl}} = 4\,770 \text{ m}^3$$

$$\text{VOL} = \frac{4}{3} \pi (\text{RI})^3$$

$$\text{RI} = \sqrt[3]{0.75 \frac{\text{VOL}}{\pi}} = 10.5 \text{ m}$$

$$D = 21 \text{ m}$$

MODULO DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA

Recuperación:

Para calcular la recuperación lograda en este módulo se considerarán dos etapas, la constituida por el separador y la otra por la torre de destilación.

$$R = 7\,404.4 \, l_1 \, l_2 \, V_2$$

$R = 7\,404.4 (0.108\,704) (0.781\,02) (0.245\,243) = 154.16 \frac{\text{bb1}}{\text{MMPCS}}$
a las condiciones de entrega.

$R = 7\,404.4 (0.108\,704) (0.781\,02) (0.153\,8) = 96.7 \frac{\text{bb1}}{\text{MMPCS}}$
a 20°C.

Estimación de las condiciones de la formación de hidratos^(11,19)

Para estimar la presión mínima a la cual se promueve la formación de hidratos se emplearon las figuras 15.5 y 15.6 de la referencia 11 debido a que el gas manejado presenta un peso molecular de 28.423 g / g - mol y por lo tanto su densidad relativa es de 0.981 3 .

De la figura 15.5 la presión mínima de formación de hidratos es de 16.53 kg / cm² man. para un gas de densidad relativa igual a 0.9 encontrándose a 10°C.

De la figura 15.6 la presión mínima de formación de hidratos es de 12.32 kg / cm² man. para un gas de densidad relativa igual a 1.0 encontrándose a 10°C.

Interpolando entre los valores de presión anteriores para una densidad relativa de 0.981 3 se tiene una presión de 13.107 3 Kg/cm² man.

Este último valor de presión nos indica que sí existe la posibilidad de formación de hidratos en este módulo al enfriar el gas a 10°C puesto que se tiene una presión de 20.1 kg/cm².

De estas mismas figuras se obtuvo que el gas de 0.9 de densidad relativa debe tener una temperatura mínima de 60°C a una presión de 88.5 kg/cm² para permitir su expansión a 20 kg/cm² sin problemas de formación de hidratos y para un gas de 1.0 de densidad relativa debe tener una temperatura mínima de 71°C para evitar la formación de hidratos durante una expansión similar. Calculando por interpolación la temperatura mínima que debe tener el gas a tratar en este módulo se obtuvo un valor de 69°C, pero el gas se recibe a 56°C lo cual indica que es posible la formación de hidratos.

Estimación de la temperatura de formación de hidratos⁽¹⁰⁾

Para determinar la temperatura de formación de hidratos se aplicó el Método de Katz y colaboradores, este método considera la composición del gas e incluye constantes de equilibrio sólido-vapor. La ecuación básica es

$$\sum (Y_i/K_i) = 1.0 \quad C.5$$

donde:

Y_i = Fracción mol. del componente i .

K_i = Constante de equilibrio del componente i , las cuales se obtienen de las figuras 17.9 a 17.12 de la referencia 10.

Aplicando el método a 20.1 kg/cm² man. se obtuvo que a 10°C la sumatoria es igual a 0.917 348 y a 7° C la sumatoria es igual a 1.436 099. Interpolando los resultados anteriores para un valor igual a la unidad se obtuvo una temperatura de 9.5° C la cual nos indica que a las condiciones de enfriamiento del gas con el sistema de refrigeración se tiene la formación de hidratos.

Requerimiento de dietilenglicol⁽¹⁰⁾

Aplicando la ecuación de Hammershmidt y considerando una depresión del punto de congelamiento de 22° C se obtiene la concentración mínima de dietilenglicol para lograr esta depresión.

La ecuación de Hammershmidt es la siguiente:

$$CG = \frac{d(PN)}{KG + d(PN)} \quad C.6$$

donde:

CG = Concentración mínima de dietilenglicol para lograr una depresión determinada = [% peso]

d = Depresión en el punto de formación de hidratos del gas = [°C]

KG = Constante para glicoles es 2 200

PM = Peso molecular de dietilenglicol = 106 g / g-mol

CG = 51.45%

Efectuando un balance considerando la absorción de 1 lb de agua, se determina la cantidad de dietilenglicol.

Si PE_I = peso de solución al 75%

PE_F = peso de solución al 51%

Balance de agua:

$$1 + 0.25PE_I = 0.49 PE_F \quad C.7$$

Balance de dietilenglicol

$$0.75 PE_I = 0.51 PE_F \quad C.8$$

Resolviendo simultáneamente las ecuaciones C.7 y C.8 se tiene

$$PE_I = 2.125 \frac{1 \text{ lb de dietilenglicol al } 75\%}{1 \text{ lb de agua absorbida}}$$

$$PE_F = 3.125 \frac{1 \text{ lb de dietilenglicol al } 51\%}{1 \text{ lb de agua absorbida}}$$

Considerando el contenido de agua del gas alimentado se tiene:

$$267.75 \frac{1 \text{ lb de dietilenglicol al } 75\%}{\text{MEMPCS}}$$

$$SG_1 = 1.105$$

$$P_1 = 1.105 (62.4 \frac{lb}{pie^3}) = 68.97 \frac{lb}{pie^3}$$

$$V = 3.88 \text{ pie}^3 / \text{MMPCS}$$

$$= 0.6924 \frac{bbl}{\text{MMPCS}}$$

$$Q_1 = 267.75 \frac{lb}{\text{MMPCS}} \times 28 \text{ MMPCSD} \times \frac{d}{24h} \times \frac{kg}{2.21b} = 141.98 \frac{kg}{h}$$

Reposición de dietilenglicol.

De la referencia 10 se tienen las siguientes estimaciones de pérdidas:

$$\text{Por evaporación en la regeneración } 0.23 \frac{lb}{\text{MMPCS}}$$

$$\text{Por solubilidad en hidrocarburos líquidos } 0.25 \frac{l}{m^3 \text{ de aceite}}$$

En el separador de baja temperatura se tiene la siguiente recuperación:

$$R = 7404.4 (0.108704)(0.1316) = 106 \frac{bbl}{\text{MMPCS}}$$

$$106 \frac{bbl}{\text{MMPCS}} \times \frac{0.159 m^3}{bbl} = 16.85 \frac{m^3}{\text{MMPCS}}$$

La pérdida será entonces

$$16.85 \frac{m^3}{\text{MMPCS}} \times 0.25 \frac{l}{m^3} = 4.2 \frac{l}{\text{MMPCS}}$$

Si la densidad del dietilenglicol es de $1.12 \frac{kg}{l}$

$$4.2 \frac{1}{\text{MMPCS}} \times \frac{1.12 \text{ kg}}{1} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} = 10.34 \frac{\text{lb}}{\text{MMPCS}}$$

La reposición total es

$$\text{Reposición} = (0.25 + 10.34) \frac{\text{lb}}{\text{MMPCS}} = 10.57 \frac{\text{lb}}{\text{MMPCS}}$$

Si la solución se prepara al 75% se tiene

$$\text{Reposición} = 14.1 \frac{\text{lb de solución de dietilenglicol al 75\%}}{\text{MMPCS}}$$

$$\text{VG} = 0.2044 \frac{\text{pie}^3}{\text{MMPCS}} \quad \text{donde: VG} = \text{volumen por millón de pie}^3 \text{ de gas.}$$

$$\text{VG} = 0.0365 \frac{\text{bbbl}}{\text{MMPCS}}$$

La cantidad de agua y glicol será:

$$14.1 \frac{\text{lb}}{\text{MMPCS}} \times 28 \frac{\text{MMPCS}}{\text{d}} = 394.8 \frac{\text{lb}}{\text{d}}$$

$$394.8 \frac{\text{lb}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24 \text{ h}} = 16.45 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$16.45 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{\text{kg}}{2.2 \text{ lb}} = 7.47 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Para el agua:

$$7.47 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (0.25) = 1.87 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Para el glicol:

$$7.47 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (0.75) = 5.6 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO

SEPARADOR FA-201

$$Q_f = 28 \text{ MMPCSD}$$

$$Q_f = 28 \text{ MMPCSD} \times \frac{1 \text{ b-mol}}{385.63 \text{ PCS}} = 72 \text{ 608.45} \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}}$$

$$Q_f = 72 \text{ 608.45} \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24 \text{ h}} = 3 \text{ 025.35} \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_f = 3 \text{ 025.35} \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}} \times \frac{\text{kg-mol}}{2.2 \text{ lb-mol}} = 1 \text{ 375.16} \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 1 \text{ 375.16} \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (0.108 \text{ 704}) = 149.5 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 149.5 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{96.176 \text{ 9 kg}}{\text{kg-mol}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} \times \frac{\text{pie}^3}{45.6376 \text{ lb}} \\ \times \frac{28.372 \text{ 1}}{\text{pie}^3} \times \frac{\text{bbbl}}{159 \text{ l}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}}$$

$$Q_1 = 2 \text{ 968.35 BPD}$$

Como recuperación.

$$Q_1 = 7 \text{ 404.4} (0.108 \text{ 704}) (0.131 \text{ 6}) = 106 \frac{\text{bbbl}}{\text{MMPCS}} \Rightarrow 2 \text{ 968 BPD}$$

$$Q_1 = 149.5 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 96.176 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} = 14 \text{ 378.44} \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 1 \text{ 375.16} \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (0.891 \text{ 296}) = 1 \text{ 225.67} \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 1 \text{ 225.67} \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 20.157 \text{ 4} \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} = 24 \text{ 706.32 kg/h}$$

$$Q_g = 1 \text{ 225.67} \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{385.63 \text{ PCS}}{1 \text{ b-mol}} = 24.956 \text{ MMPCSD}$$

$$Q_f = Q_1 + Q_g = 39 \text{ 085 kg/h}$$

El método empleado para dimensionarlo se describe en la referencia 20.

TIPO HORIZONTAL

Factores de diseño (13,14)

Para presión 20%

Para flujo 12%

Temperatura 50% más.

FLUJO TOTAL 28 MMPCSD

$$P_d = 300 (1.2) \text{ psia} = 360 \text{ psia}$$

$$T_d = (10 + 50)^\circ\text{C} = 60^\circ\text{C}$$

$$SG_o = \frac{45.637 \text{ lb/pie}^3}{62.4 \text{ lb/pie}^3} = 0.7314 \quad \text{API} = 61.97 \text{ API}$$

$$SG_g = \frac{20.157 \text{ kg/kg-mol}}{28.96 \text{ kg/kg-mol}} = 0.6958$$

Q_w = AGUA EN EL GLICOL al 75% + AGUA LIBRE

$$Q_w = 0.6924 \frac{\text{bb1}}{\text{MMPCS}} + 0.3603 \frac{\text{bb1}}{\text{MMPCSD}} = 1.06 \frac{\text{bb1}}{\text{MMPCS}}$$

Q_w = 29.68 BPD => solución al 51%

$$Q_o = 2968 \text{ BPD}$$

$$Q_w = 30 \text{ BPD}$$

$$Q_g = 24.956 \text{ MMPCSD}$$

Capacidad del gas

$$\frac{SG_g P_d}{T_d} = \frac{0.6958 (360)}{520} = 0.4817$$

De gráfica de la referencia 20 KM= 0.24

$$DLO_{eff} = 42KM T_d Q_g / P_d = \frac{42(0.24)(520)(24.956)}{360} = 363.36$$

D (pulg)	LO _{eff} (pie)	LO (pie)	LO/D
30	12.11	16.149	6.439
36	10.09	13.48	4.486
48	7.57	10.09	2.524
60	6.06	8.079	1.610
72	5.05	6.728	1.214

densidad relativa del DEG al 511 = 1.075

$$\Delta SG = SG_w - SG_o = 1.075 - 0.7314 = 0.3436$$

$$(ho)_{max} = 320 \theta_o \Delta SG / \mu_o$$

$$\text{Si } \theta_o = 5 \text{ min}$$

$$\mu_o = 0.75 \text{ cp}$$

$$(ho)_{max} = 733 \text{ pulg}$$

$$\begin{aligned} \frac{Aw}{A} &= \frac{0.5 Q_w \theta_w}{Q_o \theta_o + Q_w \theta_w} \\ &= \frac{0.5 (30)(5)}{2968(5) + 30(5)} = 0.0005 \end{aligned}$$

De gráfica 6 de la referencia ⁽²⁰⁾

$$ZM = 0.50$$

$$D_{\max} = \frac{(h_o)_{\max}}{ZM} = 1\ 617.92 \text{ pulg}$$

Capacidad del líquido.

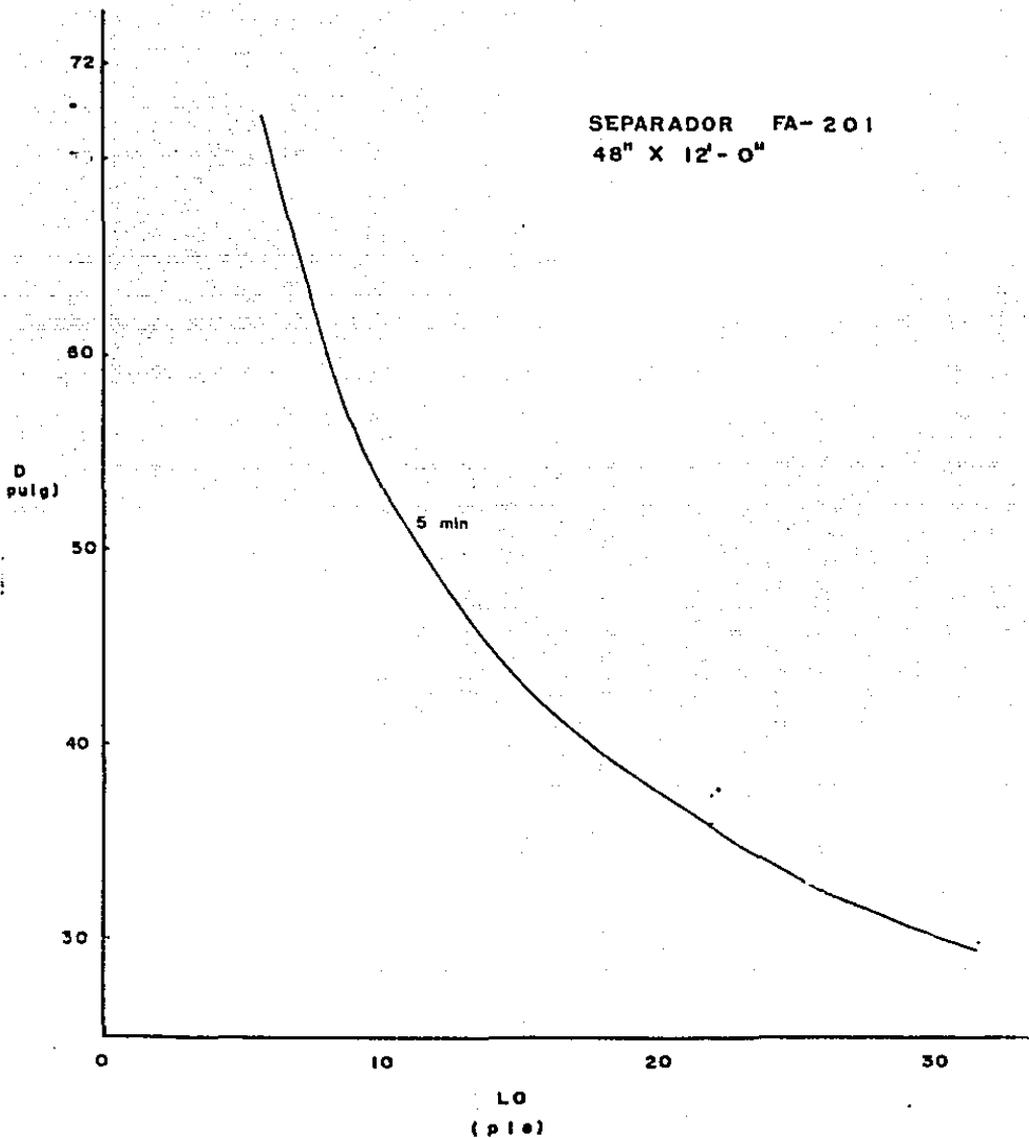
$$\begin{aligned} D^2 LO_{\text{eff}} &= 1.42 (Q_{w0w} + Q_{o0}) \\ &= 1.42 (30 \times 5 + 2\ 968 \times 5) = 21\ 285.8 \end{aligned}$$

D (pulg)	LO _{eff} (pie)	LO (pie)	LO/D
30	23.65	31.53	12.61
36	16.42	21.89	7.29
48	9.23	12.31	3.08
60	5.91	7.88	1.57
72	4.10	5.47	0.91

Si se observan ambas tabulaciones se concluye que la capacidad del líquido gobernará la selección del separador, en la relación $LO/D > 3$. Por consiguiente, se graficará D Vs. LO de la capacidad del líquido.

Se observa que la relación de área del agua respecto al área total transversal es muy baja, lo cual implica un nivel prácticamente de cero de agua en el separador; lo anterior se corrobora de acuerdo al valor ZM obtenido que representa la altura del aceite respecto al diámetro y el método de cálculo está basado en un 50% conteniendo aceite y agua.

SEPARADOR FA-201
48" X 12' - 0"



Por lo anterior es necesario dimensionar una pierna de nivel considerando que en ella se presente la interfase liquido -aceite en un 50% de su altura, además se considera un tiempo de residencia de 5 min.

$$Q_w = 30 \text{ BPD}$$

$$\theta_w = 5 \text{ min.}$$

$$L_0/D = 3$$

$$VOL = 30 \text{ BPD} \times \frac{d}{24h} \times \frac{h}{60 \text{ min}} \times 5 \text{ min} = 0.1041 \text{ bbl}$$

$$VOL_p = 2(0.1041) \text{ bbl} \times \frac{159}{561} = 33.2 \text{ l}$$

$$VOL_p = \frac{\pi}{4} D^2 L_0 = \frac{\pi}{4} D^2 3D_p = \frac{3}{4} D_p^3$$

$$D_p = \sqrt[3]{\frac{4 VOL_p}{3 \pi}} = 2.41 \text{ dm} = 9.5''$$

Tomando en cuenta dimensiones comerciales.

$$D_p = 12''$$

$$L_{0p} = 36'' = 3'$$

Dimensiones 12" x 3'-0".

Material: Acero al carbón SA-285 Grado C.

$$t = \left[\frac{360(24)}{13750(0.8) - 0.6(360)} + 0.125 \right] \text{ pulg}$$

$$t = 0.9261 \text{ pulg}$$

$$t \text{ comercial} = 15/16''$$

Peso aproximado

$$PE = 15 D t$$

$$PE = 15 (48) (0.9375) = 675 \text{ lb/pie}$$

$$PE_t = 675 \frac{\text{lb}}{\text{pie}} \times 12 \text{ pie} = 8100 \text{ lb}$$

$$PE_t = 3681.82 \text{ kg}$$

Tapas: elípticas 2:1

Boquillas: (16)

Para la alimentación

$$v = 100 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$Q_f = 39085 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} = 85988.32 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$Q_f = 85988.32 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{\text{pie}^3}{1.859016} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}} = 12.85 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$A = \frac{Q_f}{v} = 0.1285 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.1285}{\pi} \text{ pulg}^2} = 4.85 \text{ pulg} \Rightarrow 5''$$

Para la fase líquida

Para el aceite:

$$v = 10 \text{ pie/s}$$

$$A = \frac{Q_0}{v} = \frac{2.968 \frac{\text{bb1}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24\text{h}} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}} \times \frac{1591}{\text{bb1}} \times \frac{\text{pie}^3}{28.37 \text{ l}}}{10 \text{ pie/s}} = 0.019 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.019 \text{ pulg}^2}{\pi}} = 1.878 \text{ pulg}$$

$$\phi = 2''$$

Para el agua:

$$A = \frac{Q_0}{v} = \frac{30 \frac{\text{bb1}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24\text{h}} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}} \times \frac{1591}{\text{bb1}} \times \frac{\text{pie}^3}{28.37 \text{ l}}}{10 \text{ pie/s}} = 0.0002 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.0002 \text{ pulg}^2}{\pi}} = 0.2 \text{ pulg}$$

$$\phi = 1/4''$$

Para el vapor:

$$v = 100 \text{ pie/s}$$

$$Q_v = 24706.52 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} \times \frac{\text{pie}^3}{1.195 \text{ lb}} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}} = 12.66 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$A = \frac{Q_v}{v} = 0.1265 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.1265 \text{ pulg}^2}{\pi}} = 4.81 \text{ pulg}$$

$$\phi = 5''$$

TORRE DA-201

$$Q_f = 149.5 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 149.5 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (0.78102) = 116.76 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 116.76 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} = 256.872 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 116.76 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 115.068 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} = 13435.34 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 13435.34 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} = 322448.15 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$Q_1 = 322448.15 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} = 709385.9 \frac{\text{lb}}{\text{d}}$$

$$Q_1 = \frac{709385.9 \frac{\text{lb}}{\text{d}}}{29.2910 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} = 24218.56 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}}$$

$$SG_1 = 29.2910 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \Rightarrow 170 \text{ }^\circ\text{API}$$

$$Q_1 = 24218.56 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} \times \frac{28.372 \text{ l}}{\text{pie}^3} \times \frac{\text{bbbl}}{159 \text{ l}} = 4321.56 \text{ BPD}$$

$$\Rightarrow 154.3 \text{ bbbl/MMPCSD}$$

$$Q_g = 149.5 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (0.21898) = 32.7375 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 32.7375 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} (28.685 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}}) = 939.01 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 32.7375 \frac{\text{kg-mol}}{\text{d}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} = 1728.54 \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}} (72.023 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}})$$

$$Q_g = 1728.54 \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}} \times \frac{385.63 \text{ PCS}}{\text{lb-mol}} = 0.66657688 \text{ MMPCSD} = 0.7 \text{ MMPCSD}$$

$$P_g = \frac{28.685 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}}}{28.96 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}}} = 0.9905$$

Diámetro de la columna DA - 201⁽¹⁸⁾

$$UL = C_{SB} (\rho_1 - \rho_g) / \rho_g^{1/2}$$

donde: UL = Velocidad límite del vapor = [pie/seg]

C_{SB} = Factor de capacidad = [pie/seg]

ρ_1 = Densidad del líquido = [lb/pie³]

ρ_g = Densidad del vapor = [lb/pie³]

ρ_1 = 29.291 0 lb/pie³

ρ_g = 1.580 2 lb/pie³

$$\frac{Q_1}{Q_g} \left(\frac{\rho_g}{\rho_1} \right)^{0.5} = \frac{256.872 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}}{72.023 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}} \left[\frac{1.580 2 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{29.291 0 \text{ lb/pie}^3} \right]^{0.5} = 0.828 3$$

De gráfica de la referencia 18, empleando el valor calculado por medio de la última relación:

C_{SB} = 0.11 pie/s para un espaciamento entre platos de 18" y 15% de área de conducto descendente.

$$UL = 0.11 \left[\frac{29.291 - 1.580 2}{1.580 2} \right]^{0.5} = 0.460 6 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Esta velocidad del vapor es válida al inicio del inundamiento por lo tanto, empleando el factor que recomienda la referencia citada:

$$UL_d = 0.460 6(0.8) = 0.368 5 \text{ pie/s}$$

$$UL_d = \frac{QG}{A}$$

$$A = \frac{Q_v}{UL_d} = \frac{700\,000 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24 \text{ h}} \times \frac{\text{h}}{3\,600 \text{ s}}}{0.3685 \text{ pie/s}} = 21.98 \text{ pie}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 = 0.785 D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{A}{0.785}} = 5.29 \text{ pie} = 63.5 \text{ pulg} \Rightarrow 66'' \text{ comerciales.}$$

Diámetro del orificio = 3/8"

Espesor de plato = 5/64" (ref. 21)

Altura de la Columna:

Del balance de materia se considerarán 8 platos teóricos, suponiendo una eficiencia de platos de 80%, se tiene 10 platos reales. Además si se consideran los espacios entre el último plato y la base y el primero y el domo se tiene:

LO = (No. platos-1)Espacio entre platos+Espacio domo+Espacio base

LO = 9(18) + 18 + 18 = 18(11) = 198"

LO = 18' - 0"

Estimación del espesor y peso^(14,15)

Material Acero al carbón SA-285 Grado C

$$t = \left[\frac{360(33)}{13\,750(0.8) - 0.6(360)} + 0.125 \right] = 1.226 \text{ pulg}$$

t = 1 1/4"

Peso aproximado (15)

$$PE = 15 \text{ Dt}$$

$$PE_t = 15(66)(1.25) = 1\,237.5 \text{ lb/pie}$$

$$PE_t = 1\,237.5 \frac{\text{lb}}{\text{pie}} \times 18 \text{ pie} = 22\,275.0 \text{ lb}$$

$$PE_t = 10\,125.0 \text{ kg}$$

Tapas: elípticas 2:1

Boquillas. (16)

Para producto de fondo. (Incluye la parte que se recircula y los condensados establizados).

$$Q_1 = 819.079 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}} \times \frac{94.5909 \text{ lb}}{\text{lb-mol}} \times \frac{\text{pie}^3}{30.1183 \text{ lb}} \times \frac{\text{h}}{3\,600 \text{ s}} = 0.7146 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$v = 10 \text{ pie/s}$$

$$A = 0.07146 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.0715}{\pi}} \text{ pulg}^2 = 3.62 \text{ pulg} = 4''$$

Para la recirculación:

$$Q_1 = 562.20 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}} \times \frac{83.8232 \text{ lb}}{\text{lb-mol}} \times \frac{\text{pie}^3}{3.4365 \text{ lb}} \times \frac{\text{h}}{3\,600 \text{ s}} = 3.81 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$A = \frac{3.81 \text{ pie}^3/\text{s}}{100 \text{ pie/s}} = 0.0381 \text{ pie}^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.0381}{\pi}} \text{ pulg}^2 = 2.64 \text{ pulg} \Rightarrow 3''$$

Para el producto de domos:

$$Qg = 959.01 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} \times \frac{\text{pie}^3}{1.580 \text{ 2 lb}} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}} = 0.363 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$\Lambda = 0.00363 \text{ pie}^2$$

$$d = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.00363}{\pi}} \text{ pulg}^2 = 0.8159 \Rightarrow 1''$$

INTERCAMBIADOR EA-201

Este equipo constituye parte de un sistema de refrigeración que se comprará como un paquete, la carga termina requerida es de

$$H_I = 4\,014.264\,5 \text{ BTU/lb-mol a } 300 \text{ psia y } 92^\circ \text{ F}$$

$$H_F = 3\,296.256\,4 \text{ BTU/lb-mol a } 300 \text{ psia y } 50^\circ \text{ F}$$

$$q = \Delta H = (3\,296.256\,4 - 4\,014.264\,5) \text{ BTU/lb-mol} = -718.081 \text{ BTU/lb-mol}$$

el signo - significa que la corriente de proceso está cediendo esta energía.

$$\Delta H_{RE} = \text{Carga de refrigeración}$$

$$\Delta H_{RE} = (718.081 \text{ BTU/lb-mol})(3\,025.35 \text{ lb-mol/h})$$

$$\Delta H_{RE} = 2\,171\,446.4 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

$$\text{Si } 1 \text{ Ton de refrigeración} = 12\,000 \text{ BTU/h}$$

$$\text{Carga de refrigeración} = 181 \text{ Toneladas de refrigeración}$$

Las dimensiones de este equipo son:

$$T_I = 91^\circ \text{ F} \quad T_F = 50^\circ \text{ F}$$

$$t_I = 39.2^\circ \text{ F} \quad t_F = 39.2^\circ \text{ F}$$

$$LMTD = \frac{(91-39.2) - (50-39.2)}{\ln \frac{91-39.2}{50-39.2}} = 26^\circ F$$

$$Si U_D = 90 \frac{BTU}{h \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ F}$$

$$A = 928 \text{ pie}^2$$

$$LT = 16 \text{ pie}$$

y tubos en U

$$a' = 0.1916 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}}$$

$$AT = 0.1916 (16) = 3.065 \frac{\text{pie}^2}{\text{tubo}}$$

$$NT = 301$$

$$DC = 25''$$

Estimación de la cantidad de fluido refrigerante, potencia del compresor y del ventilador del soloaire de la sección de refrigeración.

Cantidad de fluido refrigerante.

Para determinar la cantidad de fluido refrigerante se consideró que éste es butano.

$$q = 2\,171\,447 \text{ BTU/h}$$

$$H_I = -720 \frac{BTU}{lb} \quad (\text{Fig. 17.28 referencia 11})$$

$$H_F = -605 \text{ BTU/lb} \quad (\text{Fig. 17.28 referencia 11})$$

$$Q_{RE} = \frac{q}{H_F - H_I} = \frac{2\,172\,447 \text{ BTU/h}}{(-605 + 720) \text{ BTU/lb}} = 18\,891 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Potencia del Compresor.

A la presión final de compresión y considerando un proceso isoentropico la entalpia presenta un valor de -577 BTU/lb, si se considera un proceso politrópico con una eficiencia del 70% la entalpia será:

$$H_p = (-605 + \frac{-577 + 605}{0.7}) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = -565 \text{ BTU/lb}$$

La potencia del compresor será entonces:

$$\text{BHP} = \frac{18\,891 \text{ lb/h} (-565 + 605) \text{ BTU/lb}}{2\,545 \frac{\text{BTU/h}}{\text{HP}}} = 296 \text{ HP}$$

Para el motor

BHP = 300 HP

Voltaje 440 volts

Fases 3

Frecuencia 60 ciclos/s

Considerando la potencia requerida y el flujo a compri-

mir

$$18\ 891 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times 5 \frac{\text{pie}^3}{\text{lb}} \times \frac{\text{h}}{60 \text{ min}} = 1\ 574 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}}$$

Para este gasto, de acuerdo a la referencia 17 las dimensiones aproximadas son:

De acuerdo a la tabla 98

8' - 6" y 5' - 10", para longitud y ancho, respectivamente.

Para el acumulador y separador del sistema de refrigeración se consideró un tiempo de residencia de 5 min y se emplea el 50% de su volumen.

$$Q_{RE} = 18\ 891 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{5 \text{ min}}{60 \text{ min}} = 1\ 571 \text{ lb}$$

$$\text{Si } \dot{V} = 0.028 \frac{\text{pie}^3}{\text{lb}}$$

$$\text{VOL} = 89 \text{ pie}^3 = 2\ 525 \text{ l} \quad \text{si } \text{LO/D} = 1.5$$

$$\text{VOL} = 0.785 (1.5) D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2\ 525}{1.5(0.785)}} = 13 \text{ dm} = 51.5 \text{ pulg}$$

$$D = 54 \text{ pulg}$$

$$\text{LO} = 84 \text{ pulg}$$

Potencia del Ventilador.

La carga al soloaire (EC-301) será:

$$q = 18.891 \text{ lb/h } (-565+720) \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} = 2.928.105 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

$$T_I = 129^\circ\text{F}$$

$$T_F = 129^\circ\text{F}$$

Si se consideran tubos aletados de 1 pulg de diámetro -- con 9 aletas por pulgada y la altura de las mismas sea, de 1/2 pulg, así como las condiciones de operación se tiene un coeficiente global de transferencia de calor de $4.1 \frac{\text{BTU}}{\text{hpie}^2\text{ }^\circ\text{F}}$ de acuerdo a las superficies extendidas. (11)

Para el aire se tiene un incremento de temperatura de:

$$\Delta T_{ae} = \left(\frac{U_d + 1}{10} \right) \left(\frac{T_I + T_F}{2} - t_{ae} \right)$$

$$\Delta T_{ae} = \left(\frac{4.1 + 1}{10} \right) \left(\frac{129+129}{2} - 88 \right)$$

$$\Delta T_{ae} = 21^\circ\text{F}$$

$$\begin{array}{l} \text{LMTD} \quad 129 \rightarrow 129 \\ \quad \quad 109 \leftarrow 88 \end{array} \Rightarrow 29.3^\circ\text{F}$$

Si se considera de un paso:

$$R = \frac{T_I - T_F}{t_F - t_I} = 0$$

$$P = \frac{t_F - t_I}{T_I - t_I} = \frac{109 - 88}{124 - 88} = 0.51$$

$$F_c = 0.98$$

$$LMTD = 29.3(0.98)^\circ F = 29^\circ F$$

El área requerida es:

$$A = \frac{q}{U_d LMTD} = \frac{2\,928\,105 \text{ BTU/h}}{4.1 \frac{\text{BTU}}{\text{hpie}^2 \text{ F}} (29^\circ F)} = 24\,627 \text{ pie}^2$$

Para un arreglo de 4 camas se tiene, el área de transferencia de calor por unidad de área de proyección de: $AP = 91.2 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}^2}$ para un Pitch de $2'' \Delta$. (11)

El área total proyectada será

$$ATP = \frac{A}{AP} = \frac{24\,627}{91.2} \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}^2} = 270 \text{ pie}^2$$

El ancho del panel considerando una longitud de 24 pie

es

$$WP = \frac{ATP}{LT} = \frac{270 \text{ pie}^2}{24 \text{ pie}} = 11.25 \text{ pie}$$

Número de tubos

$$NT = \frac{A}{a \cdot LT} = \frac{24\,627 \text{ pie}^2}{3.8 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} (24 \text{ pie})} = 270 \text{ tubos}$$

Si se requiere una cobertura de 0.4 para los ventiladores, y se supone la instalación de dos, el área del ventilador será:

$$AV = \frac{ATP (0.4)}{2} = 54.2 \text{ pie}^2$$

El diámetro del ventilador será:

$$DV = \sqrt{\frac{54.2}{\pi/4}} = \sqrt{\frac{54.2}{0.785}} = 9 \text{ pie}$$

La cantidad de aire será:

$$Q_{ae} = \frac{q}{CP_{ae} \Delta T_{ae}} = \frac{2 \ 928 \ 105 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}}{0.24 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} (21^\circ\text{F})} = 580 \ 973 \ \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

La masa velocidad del aire referida a la superficie proyectada es:

$$MV_{ae} = \frac{Q_{ae}}{ATP} = \frac{580 \ 973 \ \frac{\text{lb}}{\text{h}}}{270 \text{ pie}^2} = 2 \ 143.8 \ \frac{\text{lb}}{\text{hpie}^2}$$

El volumen de aire será

$$T_{ae} = 88^\circ\text{F} \Rightarrow RD = 0.96 \text{ (fig. 9.13 ref. 11)}$$

$$ACFM = \frac{0.222 \ Q_{ae}}{RD} = \frac{0.222 (580 \ 973)}{0.96} = 134 \ 350 \ \frac{\text{pie}^3}{\text{min}}$$

Por ventilador

$$ACFM/FAN = \frac{134 \ 350 \ \text{pie}^3/\text{min}}{2} = 67 \ 175 \ \text{pie}^3/\text{min}$$

La caída de presión estática del área es si la temperatura promedio es 99°F (Figs. 9.10 y 9.13 de la referencia 11)

$$\Delta P_{ae} = \frac{F_P \times N}{RD}$$

$$\Delta P_{ae} = \frac{F_p \times N}{R_D}$$

$$\Delta P_{ae} = \frac{0.07 \times 4}{0.94} = 0.2979 \text{ pulg de agua}$$

La caída de presión total

$$PF = \Delta P_{ae} + \left[\frac{ACFM}{4000(0.755DV)^2} \right]^2 RD$$

$$PF = 0.2979 + \left[\frac{67175}{4000(0.785)(9)^2} \right]^2 (0.94) = 0.3635 \text{ pulg de agua}$$

Potencia del ventilador suponiendo 70% de eficiencia de ventilación

$$HP = \frac{(ACFM)(PF)}{6370(0.7)} = \frac{(67175)(0.3635)}{6370(0.7)} = 5.5 \text{ HP}$$

Para el accionador se tiene, si su eficiencia es 95%

$$BHP = \frac{5.5}{0.95} \text{ HP} = 5.8 \text{ HP}$$

60 ciclos/s

220 volts

3 fases

dos motores

=> 7 1/2 HP

INTERCAMBIADOR EA-202 (18, 22, 23)

De acuerdo a la simulación de la torre

q = carga térmica del rehervidor cuando se alimentan a la torre 100 lb-mol/h = 2 456 909 BTU/h. Sin embargo, se están alimentando:

$$149.5 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} = 328.9 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}$$

$$q = 3.289(2\,456\,909 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}) = 8\,080\,773.70 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

Considerando un flux⁽¹⁸⁾ de calor 12 000 $\frac{\text{BTU}}{\text{h pie}^2}$

se tiene la siguiente área de transferencia

$$A = \frac{8\,080\,773.7 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}}{12\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{h pie}^2}} = 6\,734 \text{ pie}^2$$

Considerando que los tubos sean de las siguientes características:

LT = 16 pie

ϕ = 1 pulg Calibre 12 BWG

arreglo 1 1/4"

Tubos en U

a' = 0.1916 $\frac{\text{pie}^2}{\text{pie}}$

AT = 0.1916 $\frac{\text{pie}^2}{\text{pie}}$ x 16 $\frac{\text{pie}}{\text{tubo}}$ = 3.0656 $\frac{\text{pie}^2}{\text{tubo}}$

se tiene que el número de tubos es:

$$NT = \frac{673.4 \text{ pie}^2}{3.0656 \frac{\text{pie}^2}{\text{tubo}}} = 220 \text{ tubos}$$

Diámetro de canal = 25"

Considerando 60% (25) del diámetro de la coraza, a la altura de la fila superior de tubos:

Diámetro de coraza = 39"

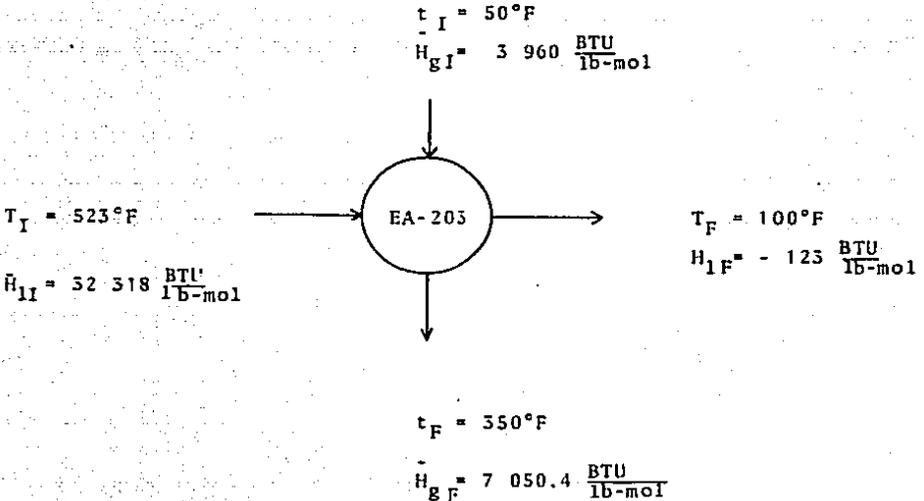
Tipo AKU

INTERCAMBIADOR EA-203

$$Q_g = 1\,225.67 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 1\,225.67 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} = 2\,696.5 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 256.872 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}$$



En contracorriente: Por la coraza fluyen los condensados, por los tubos fluye gas.

$$q = Q_1 (H_{1F} - H_{1I}) = 256.872 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}} \left(32\,318 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}} + 123 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}} \right)$$

$$q = 8\,333\,184.5 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

$$q = Q_g (\hat{H}_{gF} - \hat{H}_{gI})$$

$$\hat{H}_{gF} = \frac{q}{Q_g} + \hat{H}_{gI}$$

$$\hat{H}_{gF} = \frac{8\,333\,184.5 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}}{2\,696.5 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}} + 3\,960 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}} = 7\,050.4 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$$

$$\Rightarrow T_{gF} = 350^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(T_I - t_F) - (T_F - t_I)}{\ln \frac{T_I - t_F}{T_F - t_I}}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(523 - 350) - (100 - 50)}{\ln \frac{523 - 350}{100 - 50}} = 99^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_I - T_F}{t_F - t_I} \quad \text{y} \quad S = \frac{t_F - t_I}{T_I - t_I}$$

$$R = 1.41$$

$$S = 0.63$$

$\Rightarrow F_c = 0.86$ para un cambiador 4-8 que equivale a 4 coracazas de 1-2 en serie, de acuerdo a la referencia 2 2.

Para evitar la instalación de 4 cuerpos se consideró -- flujo cruzado con dos filas de tubos con más de dos pasos. (24)

$$\Rightarrow F_c = 1.0 \quad (24)$$

$$LMTD = 99^\circ F$$

$$\text{Si } U_d = 15 \frac{\text{BTU}}{\text{hpie}^2 \cdot ^\circ F} \quad (18)$$

$$A = \frac{q}{U_d LMTD}$$

$$A = \frac{8\,533\,184.5 \text{ BTU/h}}{15 \frac{\text{BTU}}{\text{hpie}^2 \cdot ^\circ F} (99^\circ F)} = 5\,611.57 \text{ pie}^2$$

Si se consideran dos cuerpos

$$A \text{ por cuerpo} = 2\,805.79 \text{ pie}^2$$

Si se tienen las siguientes características para los tubos.

$$\phi = 1''$$

$$L = 16 \text{ pie}$$

Calibre 12 BWG

arreglo \square pitch 1 1/4"

$$a' = 0.1916 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$AT = 0.1916 \text{ pie}^2/\text{pie} \times 16 \text{ pie}/\text{tubo} = 3.0656 \text{ pie}^2/\text{tubo}$$

$$NT = \frac{2\,805.79 \text{ pie}^2}{3.0656 \text{ pie}^2/\text{tubo}} = 915 \text{ tubos}$$

$$\phi = 42''$$

TIPO AHL

INTERCAMBIADOR EA - 204

$$\text{Flujo al sistema} = 28 \text{ MMPCSD} \times \frac{d}{24 \text{ h}} = 1.1666 \frac{\text{MMPCS}}{\text{h}}$$

$$\text{Flujo del dietilenglicol al 51\%} = 30 \text{ BPD}$$

$$= 30 \text{ BPD} \times \frac{d}{24 \text{ h}} \times \frac{159.1}{551} = 196.75 \frac{1}{\text{h}}$$

$$= 196.75 \frac{1}{\text{h}} \times \frac{\text{h}}{60 \text{ min}} = 3.31 \frac{1}{\text{min}}$$

$$= 196.75 \frac{1}{\text{h}} \times \frac{\text{pie}^3}{28.372 \text{ l}} (1.075 \times 62.4 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}) = 470 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$= 470 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{\text{kg}}{2.2 \text{ lb}} = 213.63 \text{ kg/h}$$

$$\text{Flujo de dietilenglicol al 75\%} = 267.75 \frac{1 \text{ b}}{\text{MMPCS}}$$

$$= 267.75 \frac{1 \text{ b}}{\text{MMPCS}} \times 1.1666 \frac{\text{MMPCS}}{\text{h}} =$$

$$= 312.4 \frac{1 \text{ b}}{\text{h}}$$

Estimación de la temperatura, al combinarse el dietilenglicol regenerado con la reposición. Las propiedades del dietilenglicol se obtuvieron de la referencia 10.

$$Q_{\text{reg}} \text{CP}_{\text{reg}} (T_F - T_I) + Q_{\text{mu}} \text{CP}_{\text{mu}} (T_F - t_I) = 0$$

$$Q_{\text{reg}} \text{CP}_{\text{reg}} T_F - Q_{\text{reg}} \text{CP}_{\text{reg}} T_I + Q_{\text{mu}} \text{CP}_{\text{mu}} T_F - Q_{\text{mu}} \text{CP}_{\text{mu}} t_I = 0$$

$$T_F (Q_{\text{reg}} \text{CP}_{\text{reg}} + Q_{\text{mu}} \text{CP}_{\text{mu}}) - (Q_{\text{reg}} \text{CP}_{\text{reg}} T_I + Q_{\text{mu}} \text{CP}_{\text{mu}} t_I) = 0$$

$$T_F = \frac{Q_{reg} C_{p,reg} T_x + Q_{mu} C_{p,mu} t_I}{Q_{reg} C_{p,reg} + Q_{mu} C_{p,mu}}$$

$$T_F = \frac{(267.75 - 14.1)(0.94)(234) + 14.1(0.84)(87.8)}{(267.75 - 14.1)(0.94) + 14.1(0.84)}$$

$$T_F = 227.08 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Para calcular el calor transferido en el intercambiador de calor se tiene:

$$C_p = 0.85 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

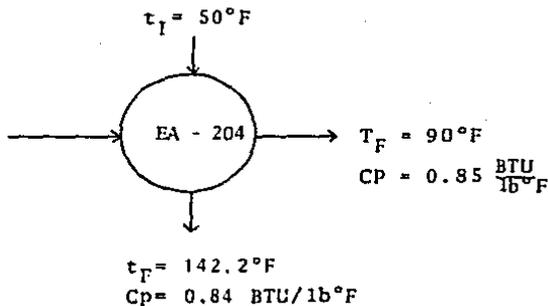
$$q = QC_p \Delta T$$

Para la solución al 75% se tiene

$$q = 312.4 \frac{\text{lb}}{\text{h}} (0.85 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}) (90 - 227.08)^\circ\text{F}$$

$$q = -36400.3 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

$$T_I = 227.08 \text{ } ^\circ\text{F}$$



Para la Solución al 51% se tiene

$$t_F = -\frac{q}{Q C_p} + t_I = \frac{36\,400 \text{ BTU/h}}{470 \frac{\text{lb}}{\text{h}} (0.84 \text{ BTU/h}^\circ\text{F})} + 50^\circ\text{F}$$

$$t_F = 142.2^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(227.08 - 146.2) - (90 - 50)}{\ln \frac{227.08 - 142.2}{90 - 50}} = 58.06^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{227.08 - 90}{142.2 - 50} = 1.48$$

$$S = \frac{142.2 - 50}{227.08 - 50} = 0.52$$

$$F_T = 0.83 \Rightarrow \text{Cambiador 2-4 (22)} \\ \text{(1 coraza con baffle).}$$

$$\text{LMTD} = 58.06 (0.83)^\circ\text{F} = 48.2^\circ\text{F}$$

$$U_d = 500 \frac{\text{BTU}}{\text{h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}} \quad (22)$$

$$A = \frac{q}{U_d \text{LMTD}} = \frac{364\,000.8 \text{ BTU/h}}{500 \frac{\text{BTU}}{\text{h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}} \times 48.2^\circ\text{F}} = 1.51 \text{ pie}^2$$

como el área es muy pequeña se dimensionará un cambiador de doble tubo.

Estimación del diámetro interno. Por el tubo interno fluye solución de dietilenglicol al 75%.

velocidad permisible:

$$v = 5 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$Q = A v P$$

$$A = \frac{Q}{v P} = \frac{312.4 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}}}{5 \text{ pie/s} (1.105 \times 62.4 \text{ lb/pie}^3)} = 0.000252 \text{ pie}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} \phi^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 0.018 \text{ pie}$$

$$\phi = 0.214 \text{ S pulg}$$

Para la tubería de diámetro nominal de 1/8 y cédula 80 se tiene un diámetro interno de 0.215 pulg.

$$\Rightarrow \phi = 1/8''$$

Si la cédula del tubo es 80

$$a' = 0.106 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

si se seleccionan tubos de 8' de longitud

$$AT = 0.106 \text{ pie}^2/\text{pie} \times 8 \text{ pie/tubo} = 0.848 \text{ pie}^2/\text{tubo}$$

$$NT = \frac{1.51 \text{ pie}^2}{0.848 \text{ pie}^2/\text{tubo}} = 2 \text{ tubos.}$$

Para el tubo externo, por el cual fluye solución al 51% y tomando en cuenta que el diámetro externo de la tubería de 1/8 es de 0.405 pulg, se tiene:

$$A = \frac{470 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}}}{5 \text{ pie/s} (1.075 \times 62.4 \text{ lb/pie}^3)} = 0.000389 \text{ pie}^2$$

$$A = 0.056 \text{ pulg}^2$$

$$A = 0.785 (\phi_e^2 - \phi_{in}^2)$$

$$\phi_e = \sqrt{\frac{A}{0.785} + \phi_{in}^2}$$

$$\phi_e = 0.4851 \text{ pulg}$$

Para tubería de diámetro nominal de 3/8 cédula 40 se tie
ne un diámetro interno de 0.493 pulg.

INTERCAMBIADOR EA-205

$$\text{Flujo de gas el sistema} = 28 \text{ MMPCSD} \times \frac{d}{24 \text{ h}} = 1.16 \frac{\text{MMPCS}}{\text{h}}$$

$$\text{Flujo de dietilenglicol al 51\%} = 30 \text{ BPD}$$

$$= 30 \text{ BPD} \times \frac{d}{24 \text{ h}} \times \frac{159 \text{ lb}}{661} = 198.7 \frac{1}{\text{h}}$$

$$= 198.75 \frac{1}{\text{h}} \times \frac{\text{h}}{60 \text{ min}} = 3.31 \frac{1}{\text{min}}$$

$$= 198.75 \frac{1}{\text{h}} \times \frac{\text{pie}^3}{28.372} (1.075 \times 62.4 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}) = 470 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$\text{Cantidad de agua evaporada} = 470 \frac{\text{lb}}{\text{h}} (0.49) - 470 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \left(\frac{0.51}{0.75} \right) (0.25)$$

$$= 470 \left[0.49 - \left(\frac{0.51}{0.75} \right) 0.25 \right] \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$= 150.4 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

->52% de vaporización

Estimación de la carga térmica del rehervidor de dietilenglicol.

Carga térmica = Calor sensible para calentar la solución de 142°F a su temperatura de ebullición

+ Calor latente para vaporizar el agua.

$$T_I = 10^\circ\text{C} = 50^\circ\text{F}$$

$$T_F = 112^\circ\text{C} = 234^\circ\text{F}$$

$$\lambda = 970 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$C_P = 0.84 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \quad (10)$$

$$q = 470 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \left(0.84 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \right) (234 - 142)^\circ\text{F} + 150.4 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \left(970 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right)$$

$$q = 182\,210 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

(18,22)

Considerando un flux de 30 000 $\frac{\text{BTU}}{\text{hpie}^2}$

$$A = \frac{q}{\text{Flux}} = \frac{182\,210 \text{ BTU/h}}{30\,000 \frac{\text{BTU}}{\text{hpie}^2}} = 6.0737 \text{ pie}^2$$

Si las características de los tubos son:

$$L_T = 8 \text{ pie}$$

$$\phi = \frac{5}{4} \text{ " calibre 14 BWG}$$

arreglo \square pitch 1"

$$a' = 0.1263 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}}$$

$$A_T = 0.1263 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} \times 8 \text{ pie/tubo} = 1 \frac{\text{pie}^2}{\text{tubo}}$$

$$N_T = \frac{A}{A_T} = \frac{6.0737 \text{ pie}^2}{1 \frac{\text{pie}^2}{\text{tubo}}} = 7 \text{ tubos}$$

Diámetro de canal = 8"

Este diámetro permite alojar 26 tubos, el espacio restante con respecto a 7 tubos, servirá como cámara de vapor.

Diámetro de coraza = Diámetro de canal

Tipo AKU

Complemento al balance de materia.

Estimación de poder calorífico de la corriente 4 (11).

COMPONENTE	MMOL	PODER CALORIFICO NETO (BTU/pie ³ a 14.696 psia y 60°F)
H ₂ S	10.077	586.71
CO ₂	5.045	0.00
N ₂	0.361	0.00
C ₁	41.371	909.10
C ₂	24.535	1 617.80
C ₃	15.711	2 315.90
iC ₄	0.707	3 001.00
nC ₄	0.920	3 010.50
iC ₅	0.225	3 697.90
nC ₅	0.209	3 706.80
nC ₆	0.852	4 403.90
C ₇ ⁺	0.007	7 669.69

LHV = 1.298.26 BTU/ pie³ a 14.696 psia y 60°F

$$\text{Corrección por temperatura} = \frac{460 + 60}{460 + 68} = 0.9848$$

$$\text{LHV} = 1298.16 (0.9848) \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^3} \text{ a } 14.696 \text{ psia y } 68^\circ\text{F}$$

$$= 1278.5 \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^3} \text{ a } 14.696 \text{ psia y } 68^\circ\text{F}$$

Para el rehervidor EA -202

$$q = 8080793.70 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

$$Q_g = \frac{q}{\text{LHV}} = \frac{8080773.70 \text{ BTU/h}}{1278.5 \text{ BTU/pie}^3} = 6320.5 \frac{\text{pie}^3}{\text{h}}$$

$$Q_g = 151692.3 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}}$$

Si la eficiencia de combustión es del 80%, el flujo de gas es:

$$189615.4 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} \text{ a } 14.696 \text{ psia y } 68^\circ\text{F} = 2052 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}$$

Para la corriente 6

$$\diamond 6 = 666576.88 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} - 189615.4 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} = 476961.48 \frac{\text{pie}^3}{\text{h}}$$

$$\diamond 6 = 476961.48 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ lb-mol}}{383.63 \text{ pie}^3} = 1236.83 \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}} =$$

$$\diamond 6 = 562.1986 \frac{\text{kg-mol}}{\text{d}}$$

$$\diamond 6 = 562.1986 \frac{\text{lb-mol}}{\text{d}} = 562.195 \frac{\text{kg-mol}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24 \text{ h}} =$$

$$\diamond 6 = 23.4249 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$\diamond 6 = 23.4249 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 28.685 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} = 671.94 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Para el rehervidor EA-205

$$q = 180\,630 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

$$Q_g = \frac{180\,630 \text{ BTU/h}}{1\,278.5 \text{ BTU/pie}^3} = 141.282\,7 \text{ pie}^3/\text{h}$$

Si la eficiencia de combustión es del 80%

$$Q_g = 176.603\,4 \frac{\text{pie}^3}{\text{h}} \text{ a } 14.696 \text{ psia y } 68^\circ\text{F}$$

$$Q_g = 4\,638.48 \frac{\text{BTU}}{\text{d}}$$

$$Q_g = 176.603\,4 \frac{\text{pie}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ lb-mol}}{385.63 \text{ pie}^3} = 0.457\,9 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 0.457\,9 \frac{\text{lb-mol}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ kg-mol}}{2.2 \text{ lb-mol}} = 0.208 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$Q_g = 0.208 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times 28.685 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} = 5.97 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Para la corriente 8

$$\diamond 8 = (23.424\,9 - 0.208 + 1\,225.67) \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$\diamond 8 = 1\,248.886\,9 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}$$

$$\diamond 8 = 1\,248.886\,9 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb-mol}}{\text{kg-mol}} \times \frac{385.63 \text{ pie}^3}{\text{lb-mol}} \times \\ \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} = 25.428 \text{ MMPCSD}$$

El peso molecular es :

$$\text{PM} \diamond 8 = \frac{23.4249 - 0.208}{1\,248.8869} (28.685 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}}) + \frac{1\,225.67}{1\,248.8869} (20.157\,4 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}})$$

$$\text{PM} \diamond 8 = 20.315\,9 \text{ kg/kg-mol} \Rightarrow \text{SG}_g = \frac{20.315\,9}{28.96} = 0.701\,5$$

$$\diamond 8 = 1.248.886 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}} \left(20.315 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}} \right) = 25.372.29 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\diamond 8 = 55.819 \text{ lb/h}$$

La temperatura de la corriente 8 será:

$$Q_{G2} CP_{G2} (T_F - T_I) + Q_{G8} CP_{G8} (T_F - t_I) = 0$$

$$T_F (Q_{G2} CP_{G2} + Q_{G8} CP_{G8}) - (Q_{G2} CP_{G2} T_I + Q_{G8} CP_{G8} t_I) = 0$$

$$T_F = \frac{Q_{G2} CP_{G2} T_I + Q_{G8} CP_{G8} t_I}{Q_{G2} CP_{G2} + Q_{G8} CP_{G8}}$$

$$T_F = \frac{(24.706.32 \frac{\text{kg}}{\text{h}}) (0.5117 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}) (176.7^\circ\text{C}) + (671.94 - 5.97 \frac{\text{kg}}{\text{h}}) (0.4748 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}) (42^\circ\text{C})}{(24.706.32 \frac{\text{kg}}{\text{h}}) (0.5117 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}) + (671.94 - 5.97 \frac{\text{kg}}{\text{h}}) (0.4748 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}})}$$

$$T_F = 173.4^\circ\text{C}$$

$$T_F = 344^\circ\text{F}$$

$$CP_{G8} = \frac{24.706.32 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{25.372.29 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} \left(0.5117 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + \frac{(671.94 - 5.97) \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{25.372.29 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} \left(0.4748 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right)$$

$$CP_{G8} = 0.5107 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

$$\dot{H}_{G8} = \frac{1.225.67 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}}{1.248.88 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}} \left(3.976.04 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}} \right) + \frac{(23.425 - 0.208) \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}}{1.248.88 \frac{\text{kg-mol}}{\text{h}}} \left(4.922.6 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}} \right)$$

$$\dot{H}_{G8} = 3.993.66 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}}$$

INTERCAMBIADOR EC - 201 (11)

Para los hidrocarburos

$$CP = 0.5108 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$T_I = 344^\circ\text{F}$$

$$T_F = 130^\circ\text{F}$$

$$Q = 55819 \frac{\text{lb}}{\text{h}} = 950.3 \frac{\text{lb}}{\text{min}}$$

Para el aire

$$t_I = 88^\circ\text{F}$$

$$CP = 0.24 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

La carga térmica del soloaire será

$$q = Q_g CP_g \Delta T_g$$

$$q = 55819 \frac{\text{lb}}{\text{h}} (0.5108 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}) (344-130)^\circ\text{F}$$

$$q = 6112573 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

Si se consideran tubos aletados de 1 pulg de diámetro - con 9 aletas por pulgada y que la altura de las mismas sea de 1/2 pulg así como las condiciones de operación se tiene un coeficiente de transferencia de calor de $3.1 \frac{\text{BTU}}{\text{hpie}^2^\circ\text{F}}$ de acuerdo a superficies extendidas.

Para el aire se tiene un incremento en la temperatura

$$\Delta T_{ae} = \left(\frac{3.1+1}{10} \right) \left(\frac{344 + 130}{2} - 88 \right) ^\circ F = 48^\circ F$$

La diferencia media logarítmica de temperatura es:

$$T_I = 344 \rightarrow T_F = 130$$

$$t_F = 136 \leftarrow t_I = 88$$

$$LMTD = 103.8^\circ F$$

Si se consideran de un paso

$$R = \frac{T_I - T_F}{t_F - t_I}$$

$$P = \frac{t_F - t_I}{T_I - t_I}$$

$$R = 4.46 \quad P = 0.188$$

$$F_c = 0.89$$

$$LMTD = 103.8^\circ F (0.89) = 93^\circ F$$

El área requerida es:

$$A = \frac{q}{U_d LMTD}$$

$$A = \frac{6\,112\,523 \frac{BTU}{h}}{3.1 \frac{BTU}{hpie^2 \cdot ^\circ F} \times 92^\circ F} = 21\,453 \text{ pie}^2$$

Para un arreglo de 4 camas, de la referencia 11 se tie-

ne; el área de transferencia de calor por unidad de área de --
proyección.

Si se considera pitch de 2" Δ

$$AP = 91.2 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}^2}$$

El área total proyectada será:

$$ATP = \frac{A}{AP} = \frac{21\,433 \text{ pie}^2}{91.2 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}^2}} = 235 \text{ pie}^2$$

El ancho del panel, considerando una longitud de 20 pie
es:

$$WP = \frac{ATP}{LT} = \frac{235 \text{ pie}^2}{20 \text{ pie}} = 12 \text{ pie}$$

Número de tubos

$$NT = \frac{A}{a' \times LT} = \frac{21\,433 \text{ pie}^2}{3.8 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} \times 20 \text{ pie}} = 282 \text{ tubos}$$

Si se requiere una cobertura de 0.4 para los ventilado--
res y suponiendo la instalación de uno, el área del ventilador
será:

$$AV = ATP (0.4) = 94 \text{ pie}^2$$

El diámetro del ventilador será

$$DV = \sqrt{\frac{94}{0.785}} = 11 \text{ pie}$$

La cantidad de aire será:

$$Q_{ae} = \frac{q}{CP \Delta T_{ac}}$$

$$Q_{ae} = \frac{6\ 112\ 523\ \text{BTU/h}}{0.24 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} (48^\circ\text{F})} = 530\ 601 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$Q_{ae} = 8\ 843.35\ \text{lb/min}$$

La masa velocidad del aire respecto a la superficie proyectada es:

$$MV_{ac} = \frac{Q_{ae}}{ATP} = \frac{530\ 601 \frac{\text{lb}}{\text{h}}}{235\ \text{pie}^2} = 2\ 258 \frac{\text{lb}}{\text{hpie}^2}$$

El volumen de aire será:

$$T_{ae} = 88^\circ\text{F} \quad RD = \text{Relación de densidades} = 0.96$$

$$ACFM = \frac{0.222 Q_{ae}}{RD} = \frac{0.222 (530\ 601)}{0.96} = 122\ 702 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}}$$

La caída de presión estática del aire es para una temperatura promedio de 112°F (Figs. 9.10 y 9.13 de la referencia 11)

$$\Delta P_{ae} = \frac{F_p N}{RD}$$

$$\Delta P_{ae} = \frac{0.078 (4)}{0.91} = 0.343\ \text{pulg de agua}$$

Caída de presión total

$$PF = \Delta P_{ae} + \left[\frac{ACFM}{4\ 000 (0.785 D^2)} \right]^2 RD$$

$$PF = 0.343 + \left[\frac{122\,702}{4\,000 \times 0.785 \times 11^2} \right]^2 \cdot 0.96$$

$$PF = 0.443 \text{ pulg de agua}$$

HP del ventilador suponiendo 70% eficiencia de ventilación

$$HP = \frac{(ACFM) (PF)}{6\,370 \text{ ef}} = \frac{122\,702 (0.443)}{6\,370 (0.70)} = 12.19 \text{ Hp}$$

Si la eficiencia del accionador es de 92%

$$BHP = \frac{12.19 \text{ Hp}}{0.92} = 13 \text{ HP}$$

Motor de 15 HP

Voltaje 220 volts

Frecuencia 60 hertz

Fases 3

TANQUE FB-201

Se considera que su capacidad de almacenamiento equivale a 7 días de reposición de dietilenglicol al 75% y se ocupa el 90% de su capacidad.

$$14.1 \frac{\text{lb}}{\text{MMPCSD}} \times 28 \text{ MMPCSD} \times 7 \text{ d} = 2\,763.6 \text{ lb}$$

$$P = 1.075(62.4 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}) = 67. \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$\text{VOL} = \frac{2\,763.6 \text{ lb}}{67 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} = 41.25 \text{ pie}^3$$

$$\text{VOL} = 41.25 \text{ pie}^3 \times \frac{28.372 \text{ l}}{\text{pie}^3} = 1\,170.28 \text{ l}$$

$$\text{VOL} = \frac{1\,170.8}{0.9} = 1\,300 \text{ l} = 345.46 \text{ gal}$$

$$\text{Si } LO/D = 1.5$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{\text{VOL}}{1.5(0.785)}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{1\,300 \text{ l}}{1.5(0.785)}} = 10.33 \text{ dm}$$

$$D = 40.64 \text{ pulg}$$

$$LO = 66''$$

Material acero al carbón

$$t = \frac{17.64 (24)}{13\,750(0.8) - 0.6(1\,764)} + 0.125 = 0.1635 \text{ pulg}$$

$$t = 3/16''$$

Boquilla.

Se considero que en un momento dado pudiera aportar la cantidad total de dietilenglicol

$$67.75 \frac{\text{lb}}{\text{MPCS}} \times 28 \frac{\text{MPCS}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24 \text{ h}} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}} \times \frac{\text{pie}^3}{67 \text{ lb}} = 0.0015 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4 \times 144 \times 0.00015}{\pi}} = 0.154 \text{ pulg} \quad \phi = 3/16''$$

RECIPIENTES FA-202 y FD-201

Si se considera un tiempo de residencia de 5 minutos y que el 50% de su capacidad la ocupa la solución de dietilenglicol regenerada se tiene:

$$Q = (267.75 - 14.1) \frac{1b}{MPCSD} = 253.65 \frac{1b}{MPCSD}$$

$$Q = 253.65 \frac{1b}{MPCSD} \times 28 MPCSD = 7102.2 \frac{1b}{d}$$

$$Q = 7102.2 \frac{1b}{d} \times \frac{\pi^3}{68.9716} \times \frac{d}{1440 \text{ min}} \times \frac{28.322 \text{ l}}{\pi^3} = 2.03 \frac{\text{l}}{\text{min}}$$

$$VOL = \frac{5 \text{ min} (2.03) \text{ l/min}}{0.5} = 20.3 \text{ l}$$

$$VOL = 0.785 D^2 L$$

$$SILO/D = 1.5$$

$$VOL = 0.785 D^2 (1.5D)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{VOL}{1.5(0.785)}} = \sqrt[3]{\frac{20.3 \text{ dm}^3}{1.5(0.785)}} = 2.58 \text{ dm}$$

$$D = 10.17 \text{ pulg}$$

$$D = 12''$$

$$LO = 18'' = 1'-6''$$

Material: acero al carbón

$$t = \left[\frac{17.64 (6)}{15750(0.8) - 0.6(17.64)} + 0.125 \right] \text{ pulg} = 0.1546 \text{ pulg}$$

$$t = 3/16''$$

Boquillas: Iguales a la descarga del FB-101.

Las mismas dimensiones tendrá el filtro FD-201, el espesor será:

$$t = \left[\frac{1.528(6)}{13.750(0.8) - 0.6(1.528)} + 0.125 \right] \text{ pulg} = 1.0342 \text{ pulg}$$

$$t = 1-1/16''$$

Peso estimado

$$PE = 15 \text{ Dt} = 15(12)(1.0625) = 191.25 \text{ lb/pie}$$

$$PE_t = 191.25 \frac{\text{lb}}{\text{pie}} \times 1.5 \text{ pie} = 286.87 \text{ lb} = 130.4 \text{ kg}$$

BOMBA GA-201/R (11,18)

$$Q = 0.6924 \frac{\text{bb1}}{\text{MMPCS}} \times 28 \text{ MMPCSD} = 19.3872 \frac{\text{bb1}}{\text{d}}$$

$$Q = 19.3872 \frac{\text{bb1}}{\text{d}} \times \frac{42 \text{ gln}}{561} \times \frac{\text{d}}{24 \text{ h}} \times \frac{\text{h}}{60 \text{ min}} = 0.6 \text{ gln/min}$$

$$P_s = 14.7 \text{ lb/pulg}^2$$

$$P_F = \text{presión de descarga} + \Delta P_{\text{filtro}} + 20'$$

$$P_F = (1273.8 \text{ lb/pulg}^2 + 10 \text{ lb/pulg}^2); 1.2 = 1540.6 \text{ lb/pulg}^2$$

$$h = 1525.9 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} \times \frac{\text{kg/cm}^2}{14.23 \text{ lb/pulg}^2} \left(\frac{1}{1.105 \times \frac{\text{kg}}{10^3 \text{ cm}^3}} \right)$$

$$h = \frac{1525.9 \times 10^3}{14.23 \times 1.105} \text{ cm} \times \frac{\text{pie}}{30.5 \text{ cm}} = \frac{1525.9 \times 10^3}{14.23 \times 1.105 \times 30.5} \text{ pie}$$

$$h = 3181.7 \text{ pie}$$

Si la eficiencia de la bomba es del 90%

$$\text{BHP} = \frac{Q h SG_1}{3960 \eta} \quad (18)$$

$$\text{BHP} = \frac{0.6 (3181.7) (1.105)}{3960 (0.9)} = 0.59 \text{ HP}$$

Material: Acero al carbón

BHP del motor = 1 HP

110 volts

1 fase

60 hertz

3600 RPM

BOMBA GA-202/R (11,18)

$$Q = 14.1 \frac{\text{lb}}{\text{MMPCSD}} \times 28 \text{ MMPCSD} = 394.8 \frac{\text{lb}}{\text{d}}$$

$$\text{VOL} = \frac{394.8 \frac{\text{lb}}{\text{d}}}{68.97 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} = 5.72 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}}$$

$$Q = 5.72 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{24 \text{ h}} \times \frac{\text{h}}{60 \text{ min}} \times \frac{28.372 \text{ l}}{\text{pie}^3} \times \frac{\text{gln}}{3.785 \text{ l}} = 0.03 \frac{\text{gln}}{\text{min}}$$

$$P_s = 14.7 \text{ lb/pulg}^2$$

$$P_d = (1\,273.8 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}) (1.2) = 1\,528.6 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$$

$$h = (1\,528.6 - 14.7) \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} = 1\,513.86 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$$

$$h = \frac{1\,513.86 \times 10^3}{14.23 \times 1.105 \times 30.5} \text{ pie} = 3\,156.6 \text{ pie}$$

$$\text{BHP} = \frac{QhSG_1}{3\,960 \eta}$$

$$\text{BHP} = \frac{0.03 (3\,156.6) (1.105)}{3\,960 (0.9)} = 0.03 \text{ HP}$$

Se considera que tenga la misma potencia que GA-201

$$\text{BHP} = 3/4 \text{ HP}$$

Material: acero al carbón.

BHP motor 1 HP

110 volts

1 fase

60 hertz

3 600 RPM

COMPRESOR GB-201/R

$$Q = 25.428 \text{ MMPCSD}$$

$$P_I = 294.7 \text{ psia} \quad T_I = 130^\circ\text{F}$$

$$P_F = 1\,273.8 \text{ psia}$$

$$\text{Relación de compresión } RC = \frac{P_F}{P_I} = 4.3$$

Estimación de calores específicos:

$$C_P = 0.5108 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$C_P = 0.5108 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times \frac{^\circ\text{F}}{^\circ\text{R}} \times \frac{20.3159 \text{ lb}}{\text{lb-mol}} = 10.377 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-mol}^\circ\text{R}}$$

$$KC = \frac{C_P}{C_P - 1.986} = \frac{10.377}{10.377 - 1.986} = 1.237$$

Composición de la corriente 8

La relación entre las corrientes que forman a la corriente 8 es.

$$(23.425 - 0.208) \text{ kg-mol/h} = 23.21 \text{ kg-mol/h}$$

$$1\,225.67 \text{ kg-mol/h} = \frac{1\,225.67}{1\,248.88} \text{ kg-mol/h}$$

Por lo tanto

		kg-mol/h	mol
H ₂ S	$[(23.21)(0.10077) + (1225.67)(0.02490)]$	= 32.858	2.631
CO ₂	$[(23.21)(0.05045) + (1225.67)(0.03697)]$	= 46.484	3.722
N ₂	$[(23.21)(0.00361) + (1225.67)(0.02223)]$	= 27.330	2.188
C ₁	$[(23.21)(0.41371) + (1225.67)(0.80336)]$	= 994.283	79.614
C ₂	$[(23.21)(0.24535) + (1225.67)(0.07646)]$	= 99.409	7.960
C ₃	$[(23.21)(0.15711) + (1225.67)(0.02393)]$	= 32.977	2.641
iC ₄	$[(23.21)(0.00707) + (1225.67)(0.00298)]$	= 3.816	0.306
nC ₄	$[(23.21)(0.00920) + (1225.67)(0.00422)]$	= 5.386	0.431
iC ₅	$[(23.21)(0.00225) + (1225.67)(0.00103)]$	= 1.314	0.105
nC ₅	$[(23.21)(0.00209) + (1225.67)(0.00090)]$	= 1.151	0.092
C ₆	$[(23.21)(0.00852) + (1225.67)(0.00299)]$	= 3.858	0.309
C ₇ ⁺	$[(23.21)(0.00007) + (1225.67)(0.00001)]$	= 0.014	0.001
		1 248.880	100.00

Estimación de PC y TC de la mezcla

	TC (K)	TC (atn)
H ₂ S	373.6	88.90
CO ₂	304.2	72.90
N ₂	126.20	33.50
C ₁	190.70	45.80
C ₂	305.43	48.20
C ₃	369.90	42.01
iC ₄	408.10	36.00
nC ₄	425.20	37.47

(CONTINUACION)

	TC (K)	PC (atm)
iC ₅	460.40	32.90
nC ₅	469.80	33.31
C ₆	507.90	29.92
C ₇ ⁺	656.75	23.18

Por lo que TC = 215.4 K = 388°R
PC = 47.62 atm = 700 psia

Considerando el contenido de H₂S y CO₂

$\epsilon = 11^{\circ}\text{R}$ (fig. 16.9 referencia 11)

TC' = TC - ϵ = (388 - 11)°R = 377°R = 209.2 K

$$PC' = \frac{PC \cdot TC'}{TC + B(1-B)} = \frac{700(377)}{388 + 0.02631(1 - 0.02631)} = 679.7 \text{ psia}$$
$$= 46.2 \text{ atm}$$

donde ϵ = Factor de ajuste de temperatura

B = Fracción mol de H₂S en la mezcla

PC' = Presión crítica ajustada = [psia]

TC' = Temperatura crítica ajustada = [°R]

$$P_{re} = \frac{294.7 \text{ psia}}{679.7 \text{ psia}} = 0.4336$$

$$T_{re} = \frac{590^{\circ}\text{R}}{377^{\circ}\text{R}} = 1.565$$

Z_{1c} = 0.96 a 294.7 psia y 130°R

$$T_F = T_I \left[\frac{P_F}{P_I} \right]^{\frac{KC-1}{KC}} = 590 \text{ } ^\circ\text{R} \left[\frac{1 \cdot 273.8}{294.7} \right]^{\frac{1.237-1}{1.237}} = 780 \text{ } ^\circ\text{R} = 320 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{re} = \frac{780 \text{ } ^\circ\text{R}}{377 \text{ } ^\circ\text{R}} = 2.07 \quad P_{re} = \frac{1 \cdot 273.8 \text{ psia}}{679.3 \text{ psia}} = 1.87$$

$$Z_{2c} = 0.96 \text{ a } 320 \text{ } ^\circ\text{F y } 1 \cdot 273.8 \text{ psia}$$

$$Z_p = 0.96$$

$$Q_g = 25.428 \text{ MMPCSD} \Rightarrow 55 \cdot 819 \text{ lb/h (930.32 } \frac{\text{lb}}{\text{min}} \text{)}$$

$$Q_g = 25.428 (0.96) = 24.411 \text{ MMPCD a } P_I \text{ y } T_I$$

$$Q_g = 24 \cdot 411 \cdot 000 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} \times \frac{d}{24 \text{ h}} \times \frac{h}{60 \text{ min}} \text{ a } P_I \text{ y } T_I$$

$$Q_g = 16 \cdot 952 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}}$$

La cabeza adiabática es:

$$h' = \frac{1 \cdot 545}{PM} \frac{Z_p T_I}{(KC-1)/KC} \left[\frac{P_F}{P_I} \right]^{(KC-1)/KC} - 1$$

$$\text{donde } h' = \text{cabeza adiabática} = \left[\frac{\text{lb-pie}}{\text{lb}} \right]$$

$$PM = \text{Peso molecular} \quad \left[\text{lb/ lb-mol} \right]$$

$$T_I = \text{Temperatura de succión} = [^\circ\text{R}]$$

$$P_I = \text{Presión de succión} = [\text{psia}]$$

$$P_F = \text{Presión de descarga} = [\text{psia}]$$

$$KC = \text{Relación de calores específicos} = \text{adimensional}$$

$$Z_p = \text{Factor de compresibilidad promedio} = \text{adimensional}$$

$$h' = \frac{(1.545)(0.96)(590)}{(20.3159) \frac{1.237-1}{1.237}} \left[\left(\frac{1.273.8}{294.7} \right)^{\frac{1.237-1}{1.237}} - 1 \right] = 72\,781.34 \frac{\text{lb-pie}}{\text{lb}}$$

La cabeza politr6pica es:

$$h_p = \frac{h' \eta_p}{\eta_{ad}}$$

donde h' = Cabeza adiab6tica = $\left[\frac{\text{lb-pie}}{\text{lb}} \right]$

η_{ad} = Eficiencia adiab6tica = [adimensional]

η_p = Eficiencia politr6pica = [adimensional]

$$h_p = \frac{72\,781.34 (0.77)}{(0.73)} = 76\,769.4 \frac{\text{lb-pie}}{\text{lb}}$$

Los valores de las eficiencias se tomaron de la fig. 5.1 de la referencia 11.

La energa proporcionada al gas es

$$HP_g = \frac{Q_g \times h_p}{\eta_p \times 33\,000}$$

donde

HP_g = Energfa proporcionada al gas = [HP]

Q_g = Gasto masa = [lb/min]

HP = Cabeza politr6pica = $\left[\frac{\text{lb-pie}}{\text{lb}} \right]$

η_p = Eficiencia politr6pica = [adimensional]

$$HP_E = \frac{93.032 \frac{lb}{min} \times 76.769.35 \frac{lb-pie}{lb}}{0.77 \times 33.000 \frac{lb-pie/min}{HP}} = 2.810.7 \text{ HP}$$

$$BHP = 28.107 \text{ HP} + \underbrace{50 \text{ HP}} = 2.860 \text{ HP}$$

Pérdidas de acuerdo a la referencia 11

Número de etapas = 7

(Fig. 5.8 referencia 11)

Velocidad

$$SP = SP_P \sqrt{\frac{\text{Cabeza requerida}}{(\text{No. de etapas})(10.600 \text{ lb-pie/lb})}}$$

donde

$$SP = \text{velocidad} = [\text{RPM}]$$

$$SP_P = \text{velocidad propuesta} = \text{RPM} \quad (\text{Fig. 5.1 referencia 2})$$

$$SP = (8.200 \text{ RPM}) \sqrt{\frac{76.769.4}{7(10.000)}} = 8.587 \text{ RPM}$$

de acuerdo a la potencia

Motor eléctrico

3.000 HP

frecuencia 60 Hz

fases 3

Volts 4.160

DISPONIBILIDAD DE GAS PARA EQUIPO DE RELEVO.

$$LHV = 1\,278.5 \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^3}$$

$$Q_g = 666\,576 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}}$$

La disponibilidad de energía es:

$$1\,278.5 \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^3} \times 666\,576 \frac{\text{pie}^3}{\text{d}} = 852\,817\,416 \frac{\text{BTU}}{\text{d}}$$

$$852\,217\,416 \frac{\text{BTU}}{\text{d}} \times \frac{\text{d}}{86\,400 \text{ s}} \times \frac{1\,055 \text{ W/s}}{\text{BTU}} = 10\,406\,127 \text{ W}$$

$$10\,406\,127 \text{ W} \times \frac{\text{HP}}{745.69 \text{ W}} = 13\,955 \text{ HP}$$

Se requieren únicamente 3 017 HP

C.b. EVALUACION ECONOMICA.

Estimación del costo de materia prima:

Para efectuar esta estimación se agruparon en cuatro elementos los componentes de la corriente alimentada, de la siguiente manera:

C₁ Gas natural

C₂ Etano

C₃ y C₄ LPG

C₅, C₆ y C₇ Gas Nafta.

Los componentes N₂, H₂S y CO₂ no se consideraron.

Los precios de los elementos tomados en cuenta corresponden al último trimestre de 1986 y son precios nacionales (25)

$$\text{Gas natural: } 52 \frac{\$}{\text{m}^3}$$

De la referencia 11, para metano a 1 atm y 68°F

$$\bar{V} = 25 \frac{\text{pie}^3}{\text{lb}}$$

$$\bar{V} = 25 \frac{\text{pie}^3}{\text{lb}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} \times \frac{0.028 \text{ m}^3}{\text{pie}^3} = 1.54 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$52 \frac{\$}{\text{m}^3} = 52 \frac{\$}{\text{m}^3} \times \frac{1.54 \text{ m}^3}{\text{kg}} = 80 \frac{\$}{\text{kg}}$$

Etano:

Para establecer el precio de este compuesto se tuvieron

dos valores:

$$3\ 697 \frac{\$}{m^3} \quad \text{y} \quad 206.4 \frac{\$}{kg} \quad \text{de criogénica}$$

Si se toma en cuenta el primero y las condiciones de obtención de criogénica se tiene:

$$\bar{V} = 0.8 \frac{\text{pie}^3}{\text{lb}} \quad \text{a} \quad 233 \text{ psig y } 168^\circ\text{F}$$

$$3\ 697 \frac{\$}{m^3} = 3\ 697 \frac{\$}{m^3} \times \frac{0.8 \text{ pie}^3}{1 \text{ lb}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} \times \frac{0.028 \text{ m}^3}{\text{pie}^3} = 182.2 \frac{\$}{kg}$$

Se observa que este precio no difiere significativamente, este último precio, con el proporcionado de criogénica.

$$\text{LPG:} \quad 89 \frac{\$}{kg}$$

$$\text{Gas Nafta:} \quad 125\ 000 \frac{\$}{m^3}$$

De los balances de materia y energía y de acuerdo a las condiciones de alimentación, se consideró este componente equivalente a los condensados separados en la primera etapa del proceso de separación en etapas.

$$\rho = 41.279\ 5 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$SG_1 = \frac{41.279\ 5 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{62.4 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} = 0.662$$

$$\rho = 662 \frac{\text{kg}}{m^3}$$

$$125\ 000 \frac{\$}{m^3} \times \frac{m^3}{662 \text{ kg}} = 189 \frac{\$}{kg}$$

Para la alimentación se tiene:

	1/2 peso	precio (\$/kg)
Metano	41.271	80
Etano	7.886	206.4
LPG	7.005	89
Gas Nafta	33.543	189
	Costo = 118.92	$\frac{\$}{\text{kg}}$

Comprobación:

Líquido (14 062.6 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$) 35.971 peso

	1/2 peso	precio (\$/kg)
Metano	5.432	80
Etano	2.867	206.4
LPG	5.822	89
Gas Nafta	83.241	189
	Precio = 172.77	$\frac{\$}{\text{kg}}$

Gas	(25 023.05 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$)	64.03 % peso
	% peso	precio (\$/kg)
Metano	60.932	80
Etano	10.667	206.4
LPG	7.674	89
Gas Nafta	6.194	189
Precio	89.29 $\frac{\$}{\text{kg}}$	

$$\text{Precio} = [0.3597 (172.77) + 0.6403 (89.29)] \frac{\$}{\text{kg}} = 119.32 \frac{\$}{\text{kg}}$$

Para el proceso de separación en etapas se tiene:

Productos:

Gas residual de baja presión

	% peso	precio(\$/kg)
Metano	9.256	80
Etano	15.670	206.4
LPG	36.672 9	89
Gas Nafta	26.397 1	189

$$\text{Precio} = 122.27 \frac{\$}{\text{kg}}$$

Gas residual de alta presión.

	¢ peso	precio (\$/kg)
Metano	59.668	80
Etano	11.058	206.4
LPG	8.270	89
Gas Nafta	6.358	189
	Precio	89.93 $\frac{\$}{\text{kg}}$

Condensados recuperados.

	¢ peso	precio (\$/kg)
Metano	0.007	80
Etano	0.145	206.4
LPG	2.670	89
Gas Nafta	97.070	189
	Precio	186.14 $\frac{\$}{\text{kg}}$

Para el sistema de separación a baja temperatura:

Productos:

Gas Residual:

	‡ peso	precio (\$/kg)
Metano	62.844	80
Etano	11.781	206.4
LPG	7.842	89
Gas Nafta	2.018	189
	Precio 85.38	$\frac{\$}{\text{kg}}$

Condensados

	‡ peso	precio (\$/kg)
Etano	0.004	206.4
LPG	4.940	89
Gas Nafta	95.047	189
	Precio 184.04	$\frac{\$}{\text{kg}}$

Tomando en cuenta que es prácticamente el mismo producto que el obtenido en el sistema en etapas se tomará el mismo precio, es decir, los condensados se venderán a $186.1 \frac{\$}{\text{kg}}$.

NOMENCLATURA

- A AREA DE FLUJO DE MATERIA O DE CALOR.
- a CONSTANTE ESPECIFICA QUE PERMITE CUANTIFICAR EL EFECTO DE -
ATRACCION INTERMOLECULAR.
- ac CONSTANTE ESPECIFICA QUE PERMITE CUANTIFICAR EL EFECTO DE -
ATRACCION INTERMOLECULAR EN EL PUNTO CRITICO.
- a' AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR UNIDAD DE LONGITUD DE -
TUBO.
- ACFM VOLUMEN DE AIRE DE ENFRIAMIENTO REQUERIDO EN INTERCAMBIADO-
RES DE CALOR.
- °API GRADOS API.
- AT AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR TUBO.
- AV AREA DEL VENTILADOR DE INTERCAMBIADORES DE CALOR ENFRIADOS
POR AIRE.
- b CONSTANTE ESPECIFICA QUE PERMITE CUANTIFICAR EL VOLUMEN -
OCUPADO POR LAS MOLECULAS EN EL CERO ABSOLUTO DE TEMPERA-
TURA.
- BO FACTOR DE VOLUMEN DEL ACEITE.
- BG FACTOR DE VOLUMEN DE GAS.
- BHP POTENCIA AL FRENO.

- C CONDENSADOS RECUPERADOS.
- C.A. CONDICIONES DE ALMACENAMIENTO.
- CD COSTO DIRECTO DE CONSTRUCCION DE LOS MODULOS.
- C.F. CONDICIONES DE FLUJO.
- CF COSTOS FIJOS.
- CI COSTO INDIRECTO DE CONSTRUCCION DE LOS MODULOS.
- CP CALOR ESPECIFICO A PRESION CONSTANTE.
- C.S. CONDICIONES ESTANDAR.
- CT COSTO TOTAL DE CONSTRUCCION DE LOS MODULOS.
- CU COSTO UNITARIO DE PRODUCCION.
- CV COSTOS VARIABLES DE PRODUCCION.
- CVU COSTOS VARIABLES UNITARIOS DE PRODUCCION.
- C.Y. CONDICIONES DE YACIMIENTO.
- D DIAMETRO DE RECIPIENTE.
- DC DIAMETRO DE CORAZA.
- DV DIAMETRO DEL VENTILADOR DE INTERCAMBIADORES DE CALOR ENFRIADOS POR AIRE.
- E EFICIENCIA DE JUNTA DE SOLDADURA.

EG EGRESOS.

EQ COSTO DE EQUIPO DE PROCESO.

EV EFICIENCIA VOLUMETRICA DE COMPRESION.

F MOLES ALIMENTADOS.

f FUGACIDAD.

FAN NUMERO DE VENTILADORES EN INTERCAMBIADORES DE CALOR ENFRIADOS POR AIRE.

FD FACTOR DE CORRECCION DE COSTO POR DISEÑO.

FM FACTOR DE CORRECCION DE COSTO POR MATERIAL.

FMA FACTOR DE MATERIALES EN CAMPO.

FO FACTOR DE CORRECCION DE COSTO POR CONDICIONES DE OPERACION.

FP FACTOR DE CORRECCION DE COSTO POR PRESION.

G MOLES EN LA FASE VAPOR.

g FRACCION MOL DE LA FASE VAPOR.

H ENTALPIA.

\bar{H} ENTALPIA MOLAR.

h CABEZA HIDROSTATICA.

h' CABEZA ADIABATICA.

HP	POTENCIA.
I	INGRESOS.
i	TASA DE DESCUENTO.
K	CONSTANTE DE EQUILIBRIO DE FASES.
KC	RELACION DE CALORES ESPECIFICOS.
L	MOLES EN LA FASE LIQUIDA.
l	FRACCION MOL DE LA FASE LIQUIDA.
LA	COSTO DE MANO DE OBRA EN CAMPO.
LHV	PODER CALORIFICO NETO.
LMTD	DIFERENCIA MEDIA LOGORITMICA DE TEMPERATURA.
LO	LONGITUD DE RECIPIENTE.
LT	LONGITUD DE TUBO.
M	NUMERO DE ITERACION.
m	COSTO DE MATERIAL.
MD	COSTO DE MATERIAL Y EQUIPO.
MV	MASA VELOCIDAD.
n	NUMERO DE AÑO DE OPERACION DE LOS MODULOS.
NPSH	CABEZA NETA POSITIVA DE SUCCION.

NT NUMERO DE TUBOS.

P PRESION.

PB PRESION DE BURBUJA.

PC PRESION CRITICA.

PE PESO.

PF PERDIDA DE PRESION POR FRICCION.

PM PESO MOLECULAR.

PR PRESION DE ROCIO.

PV PRESION DE VAPOR.

PVU PRECIO DE VENTA UNITARIO.

Q FLUJO DE MATERIA.

q FLUJO DE CALOR.

R RECUPERACION.

RI RADIO INTERNO DEL RECIPIENTE.

RC RELACION DE COMPRESION.

RD RELACION DE DENSIDADES DEL AIRE.

RGA RELACION GAS ACEITE.

ROI RETORNO DE LA INVERSION.

RS RELACION DE SOLUBILIDAD DEL GAS EN EL ACEITE.

S ESFUERZO MAXIMO PERMISIBLE A LA TENSION.

SP VELOCIDAD CIRCULAR.

SG DENSIDAD RELATIVA.

T TEMPERATURA.

t ESPESOR.

TC TEMPERATURA CRITICA.

TIR TASA INTERNA DE RENDIMIENTO.

TY TEMPERATURA DEL YACIMIENTO.

U COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

V VOLUMEN MOLAR.

V VOLUMEN ESPECIFICO.

v VELOCIDAD DE FLUJO DE MATERIA PERMISIBLE.

VE VOLTAJE.

VOL VOLUMEN.

VP VOLUMEN DE PRODUCCION.

VPN VALOR PRESENTE NETO.

w FRACCION MOL, EN LA ALIMENTACION, DE CADA COMPONENTE.

- WP ANCHO DEL PANEL EN INTERCAMBIADORES DE CALOR ENFRIADOS POR AIRE.
- x FRACCION MOL, EN LA FASE LIQUIDA, DE CADA COMPONENTE.
- y FRACCION MOL, EN LA FASE VAPOR, DE CADA COMPONENTE.
- Z FACTOR DE COMPRESIBILIDAD.
- * REPRESENTA LA CONDICION DE GAS IDEAL.

LETRAS GRIEGAS .

- γ CONSTANTE CARACTERISTICA DE CADA SUSTANCIA.
- η EFICIENCIA MECANICA.
- λ CALOR LATENTE DE VAPORIZACION.
- μ VISCOSIDAD.
- ρ DENSIDAD.
- ϕ DIAMETRO DE TUBERIA O BOQUILLA.
- ω FACTOR ACENTRICO.

SUBINDICES .

- 1 PRIMERA ETAPA DE SEPARACION.
- 1c PRIMERA ETAPA DE COMPRESION.
- 2 SEGUNDA ETAPA DE SEPARACION.

2c SEGUNDA ETAPA DE COMPRESION.
3 TERCERA ETAPA DE SEPARACION.
4 CUARTA ETAPA DE SEPARACION.
A ATRACCION.
ad ADIABATICO.
ae REFERIDO AL AIRE.
c CORROSION.
d DISEÑO.
e EXTERNO.
F CONDICION FINAL.
f ALIMENTACION.
g VAPOR.
I CONDICION INICIAL.
IN INTERMEDIA.
i COMPONENTE i-ésimo EN UNA MEZCLA.
in INTERNO.
j COMPONENTE j-ésimo EN UNA MEZCLA.
k COMPONENTE k-ésimo EN UNA MEZCLA.

l	LIQUIDO.
ml	REPOSICION.
o	ACEITE.
p	POLITROPICO.
R	REPULSION.
RE	REFRIGERACION.
re	REDUCIDA.
reg	REGENERADO.
s	SUCCION.
t	TOTAL.
w	AGUA.

1.- Análisis PVT, Pozo Huspac I. Subdirección de Tecnología de Explotación. División de Yacimientos. Instituto Mexicano del Petróleo. Agosto de 1982.

2.- Martini Salinas J. L. "Simulación y Optimización de las Condiciones de Operación en Sistemas de Separación Gas-Aceite, utilizados en la Explotación del Petróleo". Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo. Tesis Profesional 1981.

3.- Ding-Yu Peng and Donald B. Robinson. "A New Two Constant Equation of State". Ind. Eng. Chem. Fundam, 15, 59 (1976).

4.- Robert C. Reid, John M. Prausnitz and Thomas K. Sherwood. "The Properties of Gases and Liquids". Mc Graw-Hill Book Company. Third Edition 1977.

5.- Notas de Termodinámica. Maestría en Ingeniería de Proyectos. Facultad de Química. UNAM.

6.- Castellan G.W. Physical Chemistry. Addison-Wesley Publishing Company. Second Edition 1971.

7.- Passut C.A. and Daner, R.P. "Correlation of Ideal Gas Enthalpy, Heat Capacity and Entropy". Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev, Vol. II, No. 4, 1972.

8.- Chung-Tong Lin and Thomas E. Daubert. " Estimation of Partial Molar Volume and Fugacity Coefficient of Components in Mixtures from the Soave and Peng-Robinson Equations of State". Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev., Vol. 19, No. 1, 1980.

9.- Caracterización de las Fracciones Pesadas del Petróleo. Informe F-3101 (4c). I. Subdirección de Ingeniería Básica de Procesos. División de Termodinámica y Fenómenos de Transporte. Instituto Mexicano del Petróleo, Diciembre de 1979.

10.- Campbell M.J. "Gas Conditioning and Processing". Vol. II. Campbell Petroleum Series, Inc. Norman, Oklahoma. Third Printing, April 1979.

11.- "Engineering Data Book". Gas Processors Suppliers Association. Tulsa, Oklahoma. Ninth Edition. Fifth Revision. 1981.

12.- Arnold K. "How to size and select two-phase separators". World Oil, November 1984.

13.- Rase H.F. y Barrow M.H. " Ingeniería de Proyecto para Plantas de Proceso". Compañía Editorial Continental S.A. Octava Impresión. 1982.

14.- Peters M. S. and Timmerhaus K.D. "Plant Design and Economics for Chemical Engineers" Mc Graw-Hill Book Company. Third Edition, 1980.

15.- Apuntes de Diseño de Equipo. Maestría en Ingeniería de Proyectos. Facultad de Química. UNAM.

16.- Apuntes de Servicios Auxiliares e Integración de Plantas. Maestría en Ingeniería de Proyectos. Facultad de Química. UNAM.

17.- Ludwig E.F. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Vol. III. Gulf Publishing Company. Houston, Texas. 1965.

18.- Aerstin F. and Street G. "Applied Chemical Process Design. Plenum Press. New York. 1978.

19.- Nolasco M.J.E. "Utilización del Gas Húmedo para el Bombeo Neumático en la Zona Sur". Subdirección de Tecnología de Explotación. Departamento de Producción. Publicación No. 73 BH/129. 1973.

20.- Arnold K., "How to size and select three-phase Separators". World Oil, December 1984.

21.- Economopoulos A.P. "Computer Design of Sieve Trays and Trays Columns". Chemical Engineering, December 4, 1978.

22.- Kern D.Q. "Procesos de Transferencia de Calor". Compañía Editorial Continental, S.A. Primera Edición. Novena Impresión 1974.

23.- " Curso de Transferencia de Calor " Tomo I, Instituto Mexicano del Petróleo.

24.- Perry H.R. and Chilton H.c. " Chemical Engineer's Handbook " . Fifth Edition. Mc Graw-Hill Book Company.

25.- Mondragón S,R. " Comunicación Personal ".