

Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Química



Proyecto de una Planta Fraccionadora y Tratadora de Hidrocarburos.

TESIS PROFESIONAL

Que para obtener el título de:
INGENIERO QUÍMICO
p r e s e n t a n

José A. Cahue Cahue
Sergio Clemente Reyes



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CLAS Tesis
ADQ L476
FECHA _____
PROC 11-1-67



J U R A D O:

Presidente: Profr. Pablo Barroeta González.
Vocal: Profr. José L. Padilla de Alba.
Secretario: Profr. Alfonso Mondragón Medina.
1er. Suplente: Profr. Arturo López Torres.
2o. Suplente: Profr. José Francisco Guerra Recasens.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

Facultad de Química e Instituto Mexicano del Petróleo.

S U S T E N T A N T E S:

José A. Cahue Cahue - Sergio Clemente Reyes.

ASESOR DEL TEMA:

Ingeniero Alfonso Mondragón Medina.

Con agradecimiento al Ingeniero Químico
Alfonso Mondragón Medina por su valiosa
ayuda y dirección en el desarrollo de -
este trabajo.

C O N T E N I D O

Página

I.	INTRODUCCION		
	1.1.	Importancia de la purificación de gases y gasolinas.	1
	1.2.	Ingeniería de proyecto.	5
II.	GENERALIDADES		
	II.1.	Métodos de purificación de gases.	8
	II.2.	Etanolaminas en la purificación de gases.	17
	II.3.	Tratamiento de gasolinas.	26
	II.4.	Unidad fraccionadora.	30
III.	PROCESO		
	III.1.	Descripción del proceso.	31
	III.2.	Diseño del proceso.	33
	III.3.	Cálculos.	44
	III.4.	Diagramas y planos.	88
IV.	COSTOS		94
V.	RESUMEN Y CONCLUSIONES		114
VI.	BIBLIOGRAFIA		116

I N T R O D U C C I O N

I.1. IMPORTANCIA DE LA PURIFICACION DE GASES Y GASOLINAS.

Los hidrocarburos gaseosos, tanto aquellos extraídos de yacimientos naturales como los sintetizados en las refinerías, poseen excelentes características de combustión y se utilizan extensamente como combustibles para usos domésticos, comerciales e industriales. Así también, son materia prima importante para la producción de una gran variedad de productos químicos. Debido a lo anterior es notable el progreso que se ha alcanzado en los últimos años en el campo de la purificación de corrientes gaseosas.

A medida que las exigencias de conservación ambiental y las especificaciones de los usuarios se hacen más rígidas, la depuración de gases cobra mayor importancia.

Para remover los contaminantes del gas, compuestos derivados del azufre principalmente, la industria dispone de gran variedad de procesos capaces de satisfacer una amplísima variedad de requisitos. La intensidad del tratamiento varía según sean las normas locales de preservación del ambiente. Hasta hace poco, regímenes de conversión del 90% se consideraban satisfactorios para cualquier proceso de depuración de gas; hoy, en muchos sitios, se requiere casi el 100%. Esto es fácil de comprender ya que, por ejemplo, en una planta tratadora de gas amargo que pierde un 10% de 200 toneladas/día, de su producción descargará a la atmósfera 400 toneladas/día de SO_2 .

El azufre puede encontrarse en cualquiera de sus formas. Virtualmente todos los procesos de desulfuración de gas comprenden reacciones de óxido-reducción. Fig. 1.

Los estados de oxidación del azufre en los principales contaminantes son:

Sulfuro de hidrógeno	H_2S	-2
Azufre elemental	S	0
Dióxido de azufre	SO_2	4
Trióxido de azufre	SO_3	6

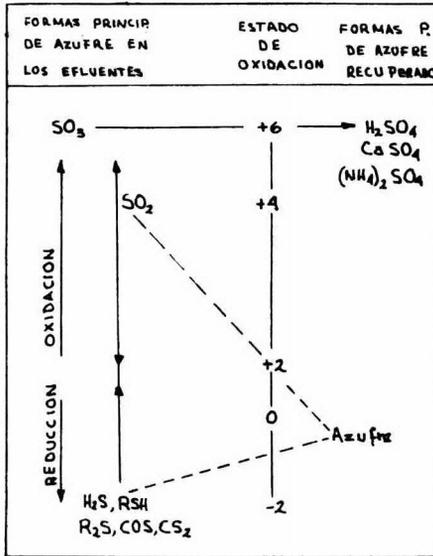


Figura 1.

Las gasolinas desde el punto de vista moderno son de los compuestos orgánicos de mayor importancia debido a su aplicación como combustibles para las máquinas de combustión interna, ya que éstas constituyen el medio actual más económico y eficiente para transformar energía en trabajo. La sociedad consume grandes cantidades de gasolina, principalmente en transportación (vehículos automotores) y generación de energía. Tomando en cuenta lo anterior, es indudable la importancia de los procesos de refinación y mejoramiento a que deben ser sometidas antes de su uso eficiente como combustibles. Las gasolinas en general contienen azufre en estado elemental y en forma de compuestos en proporciones considerables, no tanto por las cantidades en las que se encuentran, sino por la actividad con que estos compuestos atacan las partes metálicas de los motores con las cuales tienen contacto, ya sea antes o después de la combustión.

La refinación de las gasolinas tiene por objeto:

a) Obtener una gasolina cuyo contenido de azufre esté dentro de las especificaciones permitidas. Estas especificaciones indican el máximo contenido de azufre, ya

sea elemental o en forma de compuestos, que puede contener una gasolina sin tener efectos dañinos sobre los motores de combustión interna.

b) La obtención de una gasolina estable, es decir, resistente a los agentes oxidantes, ya sea por medio del tratamiento o por la adición de substancias (inhibidores) que impidan la oxidación de los compuestos formadores de gomas.

Acción de los compuestos de azufre sobre los motores.

Los diferentes compuestos sulfurados que se encuentran en las fracciones del petróleo, al pasar por los procesos de desintegración sufren transformaciones, de tal forma que una gasolina obtenida por este método, contiene una mayor variedad de compuestos de azufre que la materia prima original. Por la acción corrosiva de estos compuestos y por la cantidad en que se encuentran presentes, las gasolinas requieren para su refinación de un tratamiento costoso.

De los compuestos de azufre presentes en las gasolinas, no todos presentan propiedades corrosivas, pero todos sin excepción son transformados a anhídrido sulfuroso durante la combustión, el cual al combinarse con la humedad y el oxígeno presentes en el aire, produce ácido sulfúrico. Entre los compuestos que como tales no presentan propiedades corrosivas marcadas se encuentran:

- Tiofenos
- Sulfuros de alquilo
- Sulfuros de carbono

Los compuestos de azufre presentes en las gasolinas que tienen propiedades corrosivas son:

- Azufre elemental
- Acido sulfúrico
- Mercaptanos
- Sulfóxidos
- Polisulfuros

El azufre elemental corroe el sistema de alimentación en un motor de combustión in

terna, formándose sulfuros de cobre que se depositan en los flotadores del carburador, en las espumas y en las rejillas de los filtros.

Los mercaptanos pueden ser considerados, desde el punto de vista de la corrosión, los compuestos más activos. Su acción corrosiva se debe a que reaccionan con el metal dando lugar a la formación de mercapturos metálicos.

La presencia en las gasolinas del azufre y sus compuestos afecta también la caja del cigüeñal, chumaceras, pistones y cilindros y aún los escapes y silenciadores. En estos casos la corrosión se debe a la formación de ácido sulfúrico.

Las reacciones principales de corrosión que tienen lugar en la caja del cigüeñal son:

1.- En la explosión.



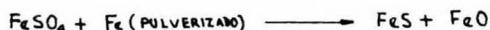
2.- Al enfriarse la caja del cigüeñal.



3.- Al romperse la capa de aceite que protege al metal de las chumaceras.



4.- Reacciones secundarias.



1.2. INGENIERIA DE PROYECTO.

Una vez analizado el punto anterior es clara la importancia de purificar gases y gasolinas. En este trabajo se presentan los métodos más usados para lograrlo y se aplica a uno de estos una parte de la ingeniería de proyecto, en particular la ingeniería de detalle. Este punto involucra desarrollar el plano de localización general y los diagramas de tubería e instrumentación del proceso y de servicios. Además se esboza una parte de ingeniería de costos y requisición de equipo.

Para ejemplificar lo expuesto anteriormente, se ha elegido el proyecto de la unidad fraccionadora y tratadora de hidrocarburos en la refinería de Salina Cruz, Oaxaca, la cual utiliza el proceso Girbotol para eliminar el sulfuro de hidrógeno. Este tratamiento se basa en el empleo de una solución acuosa al 20% en peso de dietanola mina como agente purificador.

Se mencionarán las ventajas y desventajas del proceso, los problemas más comunes -- que se presentan en la operación de este tipo de plantas, así como algunas formas -- de solucionarlos.

El punto de partida será el diagrama de flujo del proceso y sus correspondientes balances de materia y energía.

El tratamiento que se hace es de tipo general y su propósito no es profundizar sino exponer los puntos más importantes en el desarrollo de la ingeniería de proyecto.

Breve descripción de la Ingeniería de Proyecto.

Un proyecto como tal nace de una necesidad o carencia de algo. Las fases en el desarrollo de un proceso se pueden dividir de la siguiente forma:

- a) Ingeniería básica.
- b) Ingeniería de detalle.
- c) Construcción.
- d) Pruebas y arranque.

La ingeniería básica es el conjunto de conocimientos y aplicación de los mismos para la creación o selección de un proceso industrial. Las fases que se siguen en el desarrollo de la ingeniería básica son las siguientes:

- 1.- Investigación y desarrollo.
- 2.- Diseño de proceso.
- 3.- Diseño de sistemas e instrumentación.

Para lograr lo anterior es necesario contar con una serie de datos que deben ser -- proporcionados al departamento de ingeniería, los cuales constituyen las bases de -- diseño del proyecto.

Bases de diseño de un proyecto.

- 1.- Datos del proceso.- Condiciones de reactivos y productos, condiciones de las corrientes en límites de batería, tipo de proceso, etc.
- 2.- Datos de servicios auxiliares.- Agua de proceso, agua de enfriamiento y usos sanitarios, aire de planta y aire de instrumentos, vapor, combustibles, drenaje, -- energía eléctrica, etc.
- 3.- Datos climatológicos.- Dirección del viento dominantes, temperatura ambiente, (máxima, mínima, normal y promedio), presión atmosférica, humedad, etc.
- 4.- Datos sísmicos.- Frecuencia, intensidad, etc.
- 5.- Sistema de desfogue.

Otros factores importantes que deben ser tomados en cuenta son: localización de la planta, capacidad, rendimiento y flexibilidad, eliminación de desechos, etc.

En base a lo anterior se tiene un estudio del proceso a través del cual se desarrollará: el diagrama de flujo de proceso, los balances de materia y energía, balances de servicios auxiliares, etc., o una optimización a la secuencia del proceso.

La ingeniería de detalle es la que se encarga de ampliar y profundizar la información contenida en la ingeniería básica. En esta fase del desarrollo de un proyecto se elaboran: el plano de localización general de equipo, los diagramas de tubería e instrumentación del proceso y de servicios auxiliares, así como las hojas de especificación de los equipos, interviniendo así las especialidades características para elaborar la ingeniería completa del proyecto.

Una vez concluido lo anterior se procede a la requisición y compra del equipo.

Los documentos de la especialidad de tubería más importantes en el desarrollo de un proyecto son los siguientes:

- 1.- Trazos preliminares de tubería.
- 2.- Plano clave de maquetas constructivas.
- 3.- Plano de líneas de entrada y de salida en límites de batería.
- 4.- Dibujos isométricos.
- 5.- Dibujos de plantas y elevaciones.
- 6.- Diagramas de orientación de boquillas en recipientes y torres.
- 7.- Maqueta constructiva.

La información anterior pasa al departamento de análisis de esfuerzos, el cual realiza un estudio de las líneas consideradas como críticas para diseñar los accesos necesarios para absorber los esfuerzos, los soportes de la tubería y elaborar la lista del material necesario. Conjuntamente con el departamento anterior, los siguientes departamentos intervienen en el desarrollo de un proyecto:

Departamento eléctrico. Se encarga de la elaboración de los siguientes diagramas: diagrama unifilar de conductos eléctricos, líneas de fuerza, cuartos de control eléctrico, sistema de tierras y apartarayos.

Departamento civil. Elabora el plano clave de cimentaciones, piloteado, estructuras y grúas.

Departamento arquitectónico. Se encarga de la elaboración de los planos para los edificios de oficinas, servicios, etc.

Departamento de instrumentación. Se encarga de seleccionar la instrumentación más adecuada para el control y registro de las condiciones de operación en la planta.

Departamento mecánico. Este departamento se encarga del diseño mecánico y análisis de vibraciones en equipo rotatorio.

GENERALIDADES

11.1. PROCESOS DE PURIFICACION DE GASES.

Las corrientes gaseosas tanto aquellas que se obtienen de yacimientos naturales como las que se producen en las refinerías contienen por lo general una gran variedad de compuestos contaminantes. Este tipo de compuestos generalmente -- son derivados del azufre, dióxido de carbono y vapor de agua. El contaminante más importante debido a que en casi todas las corrientes se encuentra en una elevada -- proporción es el sulfuro de hidrógeno; este compuesto es principalmente el que imparte un carácter ácido al gas y por tanto es el que se busca eliminar primero de la corriente.

En el caso del dióxido de carbono este contaminante puede reaccionar con el vapor de agua si se encuentra presente en el sistema y dar lugar a la formación de ácido carbónico, el cual puede ocasionar serios problemas de corrosión.

A un gas que tiene un alto contenido de contaminantes que le dan un carácter ácido se le conoce como "gas amargo" o "gas ácido"; a la operación de eliminar los compuestos contaminantes se le conoce como "endulzamiento del gas", y al gas tratado se le llama "gas dulce".

Dada la importancia del tratamiento de gases, se han desarrollado una gran variedad de nuevos procesos y modificaciones a los ya existentes, pero ninguno hasta el momento ha probado ser la solución a la gran variedad de problemas que se presentan

en el tratamiento de gases.

Debido a lo anterior la selección de un proceso para un determinado problema debe hacerse cuidadosamente tomando en cuenta una serie de factores, entre los principales se cuentan:

- a) Tipo de contaminantes que se encuentran en la corriente gaseosa.
- b) Concentración de contaminantes y grado de pureza que se requiere.
- c) Selectividad requerida hacia alguno de los contaminantes.
- d) Volumen de gas que deberá ser procesado.
- e) Posibilidad de recuperación del azufre.

Aunque los principales contaminantes de las corrientes gaseosas son el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono, también es posible encontrar mercaptanos, sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono. Si alguno de los compuestos anteriores forma parte de la composición del gas, la efectividad de ciertos procesos de endulzamiento baja considerablemente.

La selección de un proceso deberá hacerse tomando en cuenta que de los procesos -- existentes algunos se aplican en el tratamiento de grandes volúmenes de gas, mientras que otros únicamente serán efectivos en el tratamiento de volúmenes pequeños; algunos de ellos podrán operar con concentraciones altas de contaminantes, mientras que otros deberán hacerlo en el rango de partes por millón.

La elección del proceso más adecuado deberá hacerse tomando en cuenta todo lo anterior además de los factores económicos.

La operación primaria de cualquier proceso de tratamiento de gases cae dentro de alguna de las siguientes categorías:

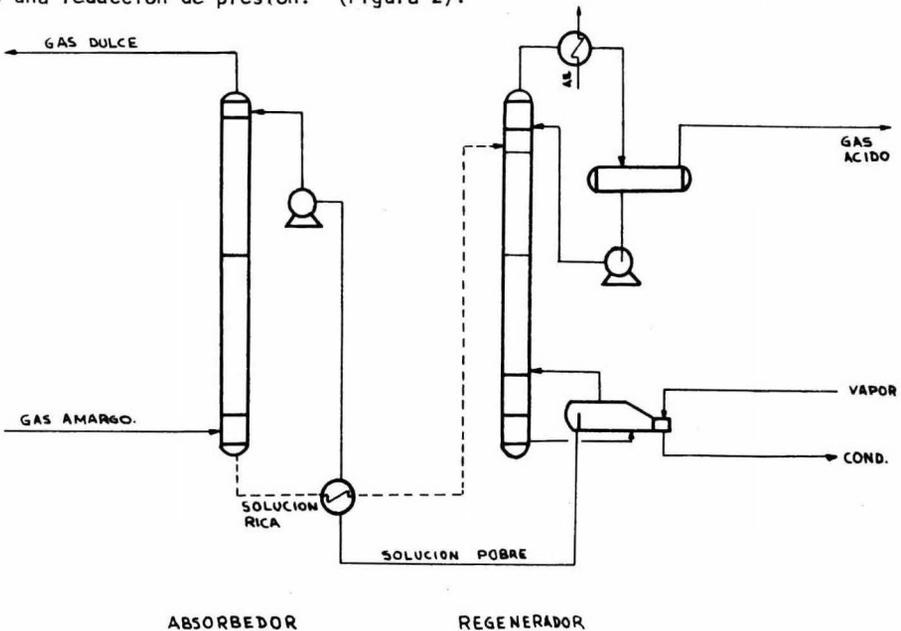
Absorción con un líquido. La absorción es la técnica más importante en el tratamiento de gases. En esta operación se efectúa una transferencia de uno o más componentes solubles de la fase gaseosa a la fase líquida. Los componentes gaseosos al ser puestos en contacto con el líquido se disuelven en distintas proporciones de acuerdo a su afinidad química. La absorción puede ser un fenómeno físico únicamen--

te o involucrar la reacción química de los componentes del sistema.

Cuando la transferencia de masa se efectúa en un sentido contrario al anterior, a esta operación se le llama desorción o agotamiento.

Algunos procesos de tratamiento de gases emplean ambas operaciones absorción-desorción, con el fin de que el líquido o solución que se emplea como solvente pueda ser regenerado y usarse nuevamente efectuando un proceso cíclico en el cual únicamente será necesario reponer una cantidad relativamente pequeña de solvente que se haya perdido por evaporación, arrastre o degradación.

Básicamente cualquier proceso de tratamiento regenerativo está constituido por lo siguiente: una unidad donde se ponen en contacto el gas que se está tratando con el solvente que se emplea; un sistema de intercambio de calor, un sistema de regeneración del solvente donde se eliminan los gases absorbidos por medio de calor y/o una reducción de presión. (Figura 2).



Adsorción con una superficie sólida. La operación unitaria de adsorción ha adquirido gran importancia en la purificación de gases, siendo en la actualidad la base de muchos procesos comerciales para eliminar vapor de agua, solventes orgánicos, malos olores y otras impurezas en fase vapor de las corrientes gaseosas. En esta operación los contaminantes se concentran en la superficie de una sustancia sólida como resultado de fuerzas que existen en esa superficie. Los adsorbentes comerciales son generalmente materiales que han sido tratados para obtener una gran área por unidad de peso, ya que la cantidad de impurezas adsorbidas será directamente proporcional a dicha área. Para la purificación de gases, las partículas adsorbentes pueden ser de forma irregular o tener una forma definida como esferas o tabletas. La corriente que se va a purificar se hace pasar a través de un lecho formado con el material adsorbente. Las impurezas que se encuentran en el gas, se concentran selectivamente sobre la superficie interna del adsorbente conforme el gas pasa a través del lecho sólido. La regeneración se efectúa por medio de una elevación de temperatura y de una disminución de presión. Generalmente se hace circular un poco de gas para arrastrar a los contaminantes liberados.

Entre los adsorbentes más empleados se tienen los siguientes: adsorbentes con base de gel de sílice o alúmina. Este tipo se emplea principalmente para eliminar vapor de agua, carbón activado que se usa para la eliminación de vapores orgánicos y tamices moleculares los cuales son de reciente aplicación industrial.

En el diseño de un proceso regenerativo que emplee sólidos como medio endulzante, para tener una operación contfua, es necesario emplear dos o más unidades de contacto, ya que mientras una está operando, las demás pueden ser regeneradas.

Un ejemplo de este tipo de tratamientos, lo constituye el proceso de "caja seca" o de óxido de fierro, el cual emplea un lecho de "fierro esponja", que está formado por virutas de madera impregnadas con óxido de fierro. La regeneración del lecho generalmente se hace con aire. También es posible encontrar en la actualidad una serie de procesos que emplean como agente adsorbente tamices moleculares, como por ejemplo en el proceso Haines. La regeneración se efectúa con dióxido de azufre o con aire para obtener azufre elemental.

Reacción química. Este método consiste en hacer reaccionar químicamente las impurezas para convertirlas en otros compuestos. Con pocas excepciones ésta conversión es provocada por una catálisis heterogénea empleando un catalizador sólido. Este proceso catalítico requiere que los reactivos sean transportados de la corriente gaseosa a la superficie del catalizador, en la cual se efectúa una adsorción en los sitios activos. Una vez adsorbidos los reactivos, éstos reaccionan para formar productos adsorbidos, los cuales son desorbidos y pasan a la corriente de gas, donde se eliminan, o debido a la reacción pueden ser tolerados.

Los procesos que se basan en la absorción mediante un líquido son los de mayor aplicación en el endulzamiento de gases. Los principales procesos de este tipo son:

- a) Proceso a base de alcanolaminas.
- b) Proceso carbonato de potasio caliente.
- c) Lavado con agua.
- d) Proceso seaboard.
- e) Proceso carbonato al vacío.
- f) Proceso fosfato tripotásico.
- g) Proceso fenolato de sodio.

El lavado con agua se usa en algunas ocasiones para tratar concentraciones altas de dióxido de carbono y/o sulfuro de hidrógeno en una corriente gaseosa.

Este tipo de proceso se utiliza como tratamiento primario para reducir las concentraciones elevadas de contaminantes en un gas a niveles que permitan la aplicación de otro proceso de tratamiento que opere a menores concentraciones.

El tratamiento de lavado con agua para eliminar sulfuro de hidrógeno de un gas, no tiene un interés industrial muy grande debido a que generalmente la presión parcial de este contaminante no es lo suficientemente alta para hacer práctica la absorción.

El proceso Seaboard y el proceso de carbonato al vacío, el cual es una modificación del proceso anterior emplean como agente endulzante una solución de carbonato de sodio.

La regeneración en el proceso Seaboard se realiza mediante aire a presión y en el caso del proceso carbonato al vacío, se separan los gases ácidos al vacío. Los procesos anteriores se aplican para tratamiento de corrientes gaseosas que contengan dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno.

El proceso de fosfato tripotásico es un tratamiento selectivo hacia el sulfuro de hidrógeno; se aplica generalmente en las refinerías, en casos donde se opera a elevadas temperaturas y donde se encuentra como impureza sulfuro de carbonilo.

Entre los procesos que se basan en la absorción con un líquido de más reciente desarrollo se pueden mencionar los siguientes:

Proceso Giammarco Vetrocoke.

Este proceso emplea una solución de carbonato de potasio, la cual es activada por medio de una sustancia inorgánica como el trióxido de arsénico. El proceso GV resulta más económico que el proceso de carbonato caliente; además se obtiene una mejor eliminación de los contaminantes, pero los sulfuros deben ser eliminados antes de su aplicación.

Proceso Catacarb.

El proceso Catacarb utiliza una solución caliente de carbonato como agente absorbente, la cual se activa por medio de un catalizador orgánico. En este tratamiento se reportan excelentes resultados en la eliminación de dióxido de carbono.

Proceso Shell Sulfinol.

Este proceso emplea una solución acuosa de alcanolaminas; generalmente di-isopropilamina (DIPA), con el compuesto orgánico sulfolano. El proceso Shell Sulfinol ha demostrado ser bastante efectivo en el tratamiento de gases con alto contenido de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono.

Proceso Fluor Solvente.

En este tratamiento se emplea como medio absorbente un líquido orgánico como el carbonato de propileno; en este sistema no se requiere calor para la regeneración del solvente ya que los gases son absorbidos a presiones altas, por tanto la desorción se efectúa por una separación a baja presión.

Debido a que los procesos anteriores son licenciados por compañías especializadas, la información para resolver los problemas de diseño y operación que se presentan no se encuentra disponible como en el caso de los procesos a base de alcanolaminas o carbonato caliente.

La recuperación de azufre no es una característica de estos procesos pero puede lograrse oxidando el sulfuro de hidrógeno desorbido en otra parte de la planta, como por ejemplo en una unidad Claus.

En las operaciones de tratamiento de gases se pueden considerar como básicos los siguientes procesos ya que son de gran aplicación industrial y han servido como base para una gran variedad de modificaciones:

Proceso fierro esponja.

Proceso carbonato caliente.

Procesos a base de alcanolaminas.

La información necesaria para resolver los problemas que se presentan en estos tratamientos, se encuentra disponible en la literatura en forma abundante.

A continuación se hará una breve descripción de los procesos antes mencionados, citando sus principales ventajas y desventajas.

Proceso fierro esponja.

El proceso fierro esponja emplea como agente endulzante virutas de madera impregnadas con una solución de una forma hidratada de óxido de fierro. Las virutas actúan como medio de soporte del óxido y producen una caída de presión suficiente para per

mitir una distribución adecuada del gas.

Para diseñar este tipo de plantas se deben considerar los siguientes conceptos:

a) El lecho sólido deberá tener una altura mínima de 10 pies, para que se produzca una caída de presión suficiente para conseguir una distribución adecuada sobre toda el área seccional de la torre.

b) El diámetro del recipiente deberá limitar la deposición de azufre a un máximo de 15 granos/ft² de área seccional del lecho por minuto.

c) Si en la composición del gas no se encuentra presente oxígeno y considerando que el sistema está bajo condiciones ideales, la conversión teórica será aproximadamente de 0.56 lb. de azufre/lb de fierro esponja. Las ventajas principales del proceso fierro esponja son las siguientes:

i) Mediante este proceso es posible eliminar totalmente el sulfuro de hidrógeno presente en el gas en un rango de pequeñas concentraciones a concentraciones medias, sin eliminar el dióxido de carbono.

ii) El proceso requiere una baja inversión para tratar volúmenes de pequeños a relativamente grandes.

iii) El proceso opera con altas conversiones, sin importar la presión a que se trabaje.

iv) Mediante este tratamiento es posible eliminar los mercaptanos presentes o convertirlos a disulfuros.

Las desventajas principales del proceso anterior son las siguientes:

i) La operación del proceso fierro esponja se efectúa en forma intermitente, debido a que el lecho de óxido de fierro debe ser regenerado. Para conseguir un flujo continuo de gas tratado es necesario diseñar el equipo por duplicado.

ii) El óxido de fierro puede reaccionar para dar lugar a la formación de distintos estados de hidratación, cuando se opera a presiones altas y un rango de temperatura que favorezca la reacción.

iii) El etil-mercaptano adicionado al gas en el proceso de odorización se elimina mediante este tratamiento.

iv) Cuando en el gas que se procesa se encuentran presentes aceites o hidrocarburos líquidos, el lecho de óxido de fierro deberá cambiarse con mayor frecuencia.

Procesos a base de una solución de sales alcalinas.

Las soluciones empleadas en los procesos regenerativos de absorción deben tener como característica principal el que cualquier compuesto formado por la reacción de la solución con los gases ácidos se disocie fácilmente con objeto de que el agente endulzante pueda ser regenerado, lo anterior excluye el empleo de álcalis fuertes; sin embargo las sales formadas por estos compuestos y ácidos débiles ofrecen grandes posibilidades contándose en la actualidad con varios procesos que se basan en el empleo de estas sales.

Por lo general este tipo de tratamientos emplean una solución acuosa de una sal que contenga como cationes sodio o potasio, eligiéndose el anión de tal forma que el pH de la solución esté regulado en un rango de 9 a 11.

Dicha solución de naturaleza alcalina absorberá a los gases ácidos y debido a la acción reguladora del ácido débil presente en la solución original, el pH no sufrirá una variación considerable al absorberse los contaminantes.

Las sales de mayor aplicación en los procesos que se basan en los principios anteriores son: carbonatos de sodio y potasio, fosfatos, boratos, fenolatos y sales de ácidos orgánicos débiles.

De los agentes anteriores, los de uso más extenso para la eliminación de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono son el carbonato de sodio y el carbonato de potasio, debido a que estos compuestos tienen un bajo costo y son de fácil adquisición.

Las ventajas de los procesos que emplean como agente absorbente soluciones de sales alcalinas son las siguientes:

i) El sistema opera en forma continua, y se emplea un compuesto químico con un

bajo costo.

ii) Se tiene un sistema isotérmico en el cual las operaciones de absorción y desorción se efectúan a una temperatura elevada y uniforme dentro de cierto rango, por tanto no se requiere equipo de intercambio de calor en la corriente de la solución.

iii) Para la operación de desorción del gas ácido, se requiere un flujo de vapor menor que en el caso de una planta que opere con una solución de alcanolaminas.

Las desventajas de este tipo de procesos son las siguientes:

i) Mediante estos tratamientos no se consigue en forma económica reducir la concentración de los contaminantes para alcanzar las especificaciones requeridas.

ii) Como en el caso de otros procesos se presentan problemas de corrosión, eliminación de sólidos en suspensión y espumado.

11.2. ETANOLAMINAS EN LA PURIFICACION DE GASES.

Los procesos que emplean como agente absorbente una solución de etanolaminas, son los de mayor aplicación industrial en la purificación de gases. Debido a lo anterior existe una gran cantidad de información y experiencia desarrollada sobre este tipo de tratamientos.

Entre los procesos más importantes de este tipo se cuentan los siguientes:

- Procesos con una solución acuosa de monoetanolamina (MEA).
- Procesos con una solución acuosa de dietanolamina (DEA).
- Procesos con una solución acuosa de trietanolamina (TEA).
- Procesos con una solución acuosa de metildietanolamina (MDEA).
- Procesos con una solución glicol-amina.

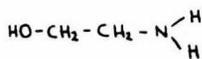
Estos procesos con excepción de aquellos que emplean TEA y MDEA se aplican en la eliminación tanto de sulfuro de hidrógeno como de dióxido de carbono en un gas.

Los tratamientos anteriores son utilizados para la purificación de gases con una concentración de pequeña a mediana de contaminantes ácidos siendo recomendable su empleo como complemento a un proceso primario en el cual la concentración de gases ácidos sea reducida a niveles que permitan su aplicación.

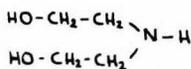
La eliminación a gran escala de contaminantes ácidos de las corrientes gaseosas, tanto naturales como aquellas producidas en las refinerías, pudo llegar a ser técnica y económicamente posible gracias a la invención en 1930 de los procesos a base de aminas hecha por R.R. Bottoms. La trietanolamina fue el primer compuesto de este tipo disponible comercialmente para su aplicación en las primeras plantas tratadoras de gases. Posteriormente otros miembros de las etanolaminas fueron introducidos como posibles absorbentes, contándose en la actualidad con una amplia información para que el ingeniero de proceso pueda seleccionar el compuesto adecuado para cada requerimiento en particular.

Las dos aminas que han probado ser de interés comercial para la purificación de gases son la monoetanolamina y la dietanolamina.

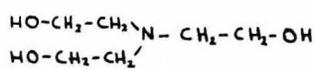
Las fórmulas estructurales de las alcanolaminas empleadas para el tratamiento de gases son las siguientes:



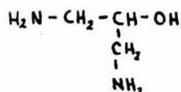
MEA



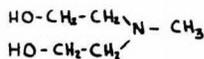
DEA



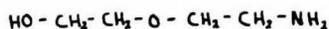
TEA



DIAMINOISOPROPANOL



METILDIETANOLAMINA



β, β' HIDROXIAMINOETIL-ETER

lectividad del producto y los requerimientos de pérdidas por vaporización bajas. Algunas razones por las que se selecciona la MEA como agente absorbente son las siguientes: su bajo costo, alta reactividad, excelente estabilidad y la facilidad con que puede ser recuperado de las soluciones contaminadas. Dos de sus principales desventajas son: su relativamente alta presión de vapor y la facilidad con que reacciona irreversiblemente con el sulfuro de carbonilo (COS), el cual es un contaminante común del gas que se produce en las operaciones de cracking, a las condiciones prevalecientes en el proceso de purificación.

La primera desventaja puede evitarse mediante un simple lavado con agua para absorber la amina vaporizada de la corriente gaseosa. El segundo problema limita su uso a corrientes gaseosas relativamente libres de COS y de CS₂.

Así en las corrientes de gas producido en una refinería donde comúnmente se encuentran como contaminantes COS y CS₂ la dietanolamina es el solvente preferido.

Algunas propiedades de las etanolaminas aparecen en la siguiente tabla:

TABLA 1

PROPIEDAD	MEA	DEA	TEA	MDEA
PESO MOLECULAR	61.1	105.1	149.2	119.2
CONCENTRACION (lb/100lb)	15.2	25.5	36.0	28.0
COSTO APROXIMADO (\$/gal)	0.35	0.49	0.76	1.83
P.VAP (amina pura 100oF)	0.03	0.0001	0.0001	0.0004

La selección de la concentración de la amina se hace generalmente en forma arbitraria, tomándose en consideración los siguientes factores:

- Experiencia en la operación de unidades similares.
- Corrosión.
- Velocidad de flujo.
- Presión de vapor.
- Costo de la amina.

- Requerimiento de vapor.

En base a lo anterior se indican como concentraciones óptimas para las soluciones de MEA y DEA aquellas comprendidas en el rango de 15 a 20% en peso, aunque también es posible emplear soluciones con una concentración entre el 10 y 20%.

Bajas concentraciones traen como consecuencia una menor corrosión del equipo, pero la cantidad de solución que ha de emplearse aumenta. Una concentración alta de DEA reduce la cantidad de solución requerida y por ende el costo de la planta, pero las soluciones presentan mayor presión de vapor de compuestos amino-gas ácido.

En resumen, cuando se intenta absorber los contaminantes ácidos con un volumen pequeño de solución el calor de reacción incrementa la temperatura y por tanto habrá una mayor presión de vapor sobre la solución.

La dietanolamina ha demostrado ser un excelente agente para tratar gases amargos tanto en las plantas situadas al oeste de Canadá como en el proceso SNPA-DEA desarrollado por la Société Nationale des Petroles d'Aquitaine para tratar gases provenientes de los campos de la Lacq en Francia.

Alrededor de 24 plantas en Canadá, usando soluciones de DEA como solvente han tratado más de 3 billones de SCFD son rangos de capacidad de 160 MSCFD (miles de -- pies cúbicos estandard por día) a 96 MMSCFD (millones de pies cúbicos estandard -- por día). Algunas de estas plantas fueron convertidas de tratamientos con MEA y carbonato de potasio en caliente al uso de DEA.

Los resultados muestran una producción de gas dulce en el rango de 0.1 a 0.5 granos de $H_2S/100$ SCF. Cuando los absorbedores operan con una relación molar de amina a gas ácido de 1 a 3 y presiones parciales de gas ácido entre 16 y 260 psia.

Las temperaturas de alimentación de la solución de amina pobre generalmente varían entre 100 y 130°F, sin que se reporten problemas de operación.

El proceso SNPA-DEA ocupa un sitio prominente entre la gran variedad de procesos disponibles para el tratamiento de gases. Este proceso se aplica para la purifica-

ción de corrientes gaseosas con concentraciones elevadas de gases ácidos y presiones altas de operación.

Las unidades de tratamiento que operan con el proceso SNPA-DEA son similares a aquellas que emplean MEA o DEA. La diferencia básica consiste en que la velocidad de circulación de la solución es menor, debido a la alta capacidad de ésta para la eliminación de los contaminantes ácidos. Lo anterior se refleja en un menor tamaño de los equipos que se emplean.

La trietanolamina ha sido desplazada como agente para la purificación de gases debido a las siguientes razones: alto peso molecular, baja reactividad por tratarse de una amina terciaria y por su poca estabilidad. La metildietanolamina ha demostrado ser un buen absorbente selectivo para el sulfuro de hidrógeno en presencia de dióxido de carbono, aunque su uso comercial está limitado por su alto costo.

Algunos tipos diferentes de alcanolaminas como la β, β' hidroxiaminoetileter, han sido propuestos y ésta en particular como un absorbente superior, con una baja presión de vapor. Desafortunadamente este compuesto es difícil de sintetizar y no puede competir en el mercado debido a su alto costo.

Factores importantes en la operación de unidades con etanolaminas.

Los factores más importantes que causan dificultades en la operación de unidades con etanolaminas son los siguientes: CORROSION, PERDIDAS DE LA AMINA Y ESPUMADO.

Corrosión.- Los principales agentes corrosivos son los gases ácidos mismos. Esta teoría se apoya en el hecho de que al aumentar la concentración de gas ácido en la solución se incrementa la corrosión.

Es sabido que el dióxido de carbono causa severas corrosiones, particularmente a elevadas temperaturas y en presencia de agua. El mecanismo involucra la reacción de fierro metálico con el ácido carbónico para dar bicarbonatos solubles. Un posterior calentamiento de la solución libera dióxido de carbono y precipita el fierro como carbonato insoluble.

El sulfuro de hidrógeno ataca al acero como ácido en la formación de sulfuro ferroso insoluble. En plantas que manejan predominantemente dióxido de carbono se ha observado que pequeñas cantidades de sulfuro de hidrógeno reducen la corrosión.

Sin embargo a otras razones de sulfuro de hidrógeno a dióxido de carbono se ha observado que cada uno incrementa la actividad corrosiva del otro.

El incremento de corrosión con el aumento de la concentración de amina puede atribuirse al efecto de los gases ácidos, ya que las plantas con altas concentraciones de amina ordinariamente operan para absorber más gas ácido por unidad de volumen de solución. Un factor adicional de gran importancia a altas concentraciones de amina es la posible formación de compuestos solubles de etanolaminas-fierro reportados por Dixon y Williams.

Algunos factores de diseño y operación que deben aplicarse para reducir los problemas de corrosión que se presentan en las unidades que operan con etanolaminas son los siguientes:

- a) Debe contarse con un sistema efectivo de filtración y recuperación de la amina.
- b) En el intercambiador de amina rica la solución debe circular por el interior de los tubos.
- c) Debe emplearse vapor de baja presión para alimentar a los rehervidores en lugar de emplear calentadores de fuego directo.
- d) El equipo debe diseñarse para operar a velocidades bajas de flujo.
- e) El oxígeno debe ser mantenido fuera del sistema por medio del empleo de un gas inerte en los tanques de almacenamiento de la amina.
- f) Todos los recipientes y tuberías deberán ser tratados para aliminar los esfuerzos o tensiones existentes.
- g) La temperatura de los rehervidores debe ser mantenida alrededor de 240°F para el sistema acuoso y aproximadamente a 300°F para el sistema glicol-amina.
- h) En la unidad de desorción y en el rehervidor se debe mantener la presión menor que sea posible.

Espumado.- Al proceso de formación de espuma como consecuencia de la presencia en la fase líquida de partículas sólidas finamente divididas, hidrocarburos disueltos o algunos productos de degradación de la amina y de la agitación producida tanto por el flujo del gas como por la circulación de la solución se le llama ESPUMADO.

Este problema se presenta con bastante frecuencia en plantas que operan con soluciones de etanolaminas, especialmente en instalaciones nuevas. El espumado generalmente ocurre en los absorbedores y puede reducir la capacidad de la planta, incrementar las pérdidas de la amina y reducir la eficiencia del tratamiento.

Este problema puede a veces ser controlado por la adición de agentes antiespumantes o por la eliminación de las partículas sólidas presentes. La contaminación de la solución normalmente promueve la corrosión por erosión pero tiende a estabilizar la espuma. En casos extremos las partículas taponan los platos del absorbedor y del agotador, ensucian los cambiadores de calor, haciéndose necesaria una filtración.

La práctica recomienda el uso de tierras diatomeáceas en los filtros del tipo que manejan de 4 a 10% de la corriente circulando para remover partículas del tipo submicrón.

La recomendación de operación de los filtros está basada en el uso de un cartucho (precoat) de fibras de asbesto o tierras de diatomeas conteniendo alrededor de un 10% de fibras de asbesto.

Los filtros precoat son muy efectivos para remover partículas de tamaño micrón y submicrón causantes del espumado en la solución. Los sólidos removidos son principalmente partículas de sulfuro de hierro.

Cuando se filtra solución rica, debe tenerse un cuidado especial al cambiar los filtros debido al gas ácido. La mayoría de las plantas usan adsorción con carbón para adsorber impurezas y productos de degradación de la solución de DEA. Dos técnicas son empleadas: uso del carbón granular en una columna de adsorción o el uso de carbón pulverizado junto con tierra de diatomeas. La relación aproximada es de tres partes de carbón y siete partes de tierra. El carbón efectivamente controla el es-

pumado excepto cuando grandes cantidades de hidrocarburo se encuentran presentes en el circuito de DEA, además, remueve productos de degradación de la solución de amina y mantiene el nivel de degradación en la solución dentro de límites razonables.

La columna de adsorción es más eficiente para usar carbón ya que en el filtro tiende a causar taponamiento. Estas columnas se instalan en la corriente de amina por debajo del filtro. Entre 50 y 100% de la amina circulando pasa a través de la columna. El carbón usado es del tipo carbón mineral de 240 mallas.

Los agentes antiespumantes más comunmente usados son los silicones y los alcoholes de alto punto de ebullición.

Los silicones pueden obtenerse en emulsión acuosa o como compuestos puros. Las concentraciones deseables para inhibir la espuma son del orden de 10 a 15 ppm. Es de interés anotar que ambos, el dietilenglicol y el trietilenglicol son excelentes inhibidores de espuma y por lo tanto las plantas que usan soluciones de glicolamina no presentan este problema.

Pérdidas de solvente. Las pérdidas de solvente pueden ser una seria dificultad en plantas tratadoras de gas con etanolaminas. Estas pérdidas pueden deberse a retención de la solución en la corriente gaseosa, a vaporización o a degradación química de la amina.

i) Pérdidas por retención. Las pérdidas por retención y vaporización son indeseables, no solo por el costo de los solventes sino también a causa de la contaminación de tuberías por líquidos depositados sobre sus paredes. Las pérdidas por retención son causadas por ineficiente extrusión de neblina o por espumado y subsecuente acarreo de la solución. Este problema se elimina con equipo contra neblina o con inhibidores de espuma.

ii) Pérdidas de vapor. Aunque las presiones de vapor de las etanolaminas son relativamente bajas, las pérdidas por vaporización son apreciables debido a los grandes volúmenes de gas que pasan por el seno de la solución. Estas pérdidas se pueden combatir por algunos métodos. Un procedimiento simple consiste en lavar el gas purificado en una sección empacada o columna de platos con agua o glicol. Además, puede recuperarse por adsorción sobre bauxita o sólidos similares y subsecuente regenera--

ción del solvente saturado por calentamiento y adición de vapor.

La vaporización también puede ser minimizada por el uso de aminas y glicoles, tales como dietanolamina y MDA.

iii) Pérdidas por degradación. La más seria pérdida de solución es causada por degradación térmica y química de la amina o glicol. En general, las aminas y glicoles son térmicamente estables a las temperaturas normalmente usadas en las etapas de regeneración.

Las etanolaminas están a veces sujetas a la degradación por oxidación. Por ejemplo, el oxígeno puede reaccionar con el sulfuro de hidrógeno removido del gas para formar azufre libre, el cual, con calentamiento reacciona con la amina y forma ditiocarbamatos, tioureas y posteriores productos de descomposición los cuales no pueden ser convertidos a la amina libre por aplicación de calor. En suma, el $H_2S_2O_3$ puede ser formado, este se combina con la amina para formar una sal estable, la cual tampoco puede ser recuperada.

11.3. TRATAMIENTO DE GASOLINAS.

De los varios tipos de compuestos de azufre presentes en las gasolinas los más indeseables son el sulfuro de hidrógeno y los mercaptanos, ambos compuestos producen un desagradable olor en las gasolinas y bajo ciertas condiciones son tóxicos y corrosivos; además disminuyen la susceptibilidad a los antioxidantes y al tetra etilo de plomo. De ahí que el tratamiento de purificación a que son sometidas las gasolinas están orientados principalmente a la eliminación de estos compuestos. La eliminación de materiales indeseables cuando no es posible por medios físicos, se logra con agentes químicos selectivos para el contaminante. El tratamiento con ácido sulfúrico, seguido por álcali acuoso es muy usado.

Hasta 1930 el tratamiento ácido fue casi universal para todos los tipos de productos refinados del petróleo y especialmente para destilados de gasolina de Cracking, Querosinas y aceites lubricantes.

Los productos de Cracking fueron tratados con ácido para estabilizar contra la oxidación, la cual lleva a la formación de gomas y de colores oscuros y cuando es necesario, para reducir el contenido de azufre. En general sustancias fácilmente oxidables o inestables y resinas o materiales asfálticos son evitados en todos los productos refinados del petróleo.

Los métodos de endulzamiento más comunmente usados son de dos tipos:

a) Métodos que oxidan los mercaptanos a SO_2 como son:

- i) Método doctor.
- ii) Cloruro de cobre.
- iii) Sulfuro de plomo.
- iv) Hipoclorito de sodio.

b) Métodos que remueven los contaminantes por extracción alcalina.

c) Métodos que incluyen tratamiento en fase vapor sobre catalizadores sólidos, con o sin presencia de hidrógeno para convertir los compuestos de azufre a sulfuro de hidrógeno, el cual es eliminado por un lavado con alcali.

a) Métodos que oxidan mercaptanos a SO_2 .

i) Método doctor. El método consiste en agitar con plumbito de sodio alcalino (solución Doctor) en presencia de una pequeña cantidad de azufre elemental, la gasolina contaminada. Un precipitado blanco de sulfuro plumboso, es formado y la gasolina obtenida es de mejor olor y libre del carácter ácido.

Las ecuaciones esenciales de este proceso son:



En la práctica la gasolina amarga se lava con una solución alcalina para remover cualquier traza de sulfuro de hidrógeno antes de la aplicación de este proceso.

ii) Cloruro de cobre. La fuerza oxidante de las sales de cobre ha sido utilizada para convertir mercaptanos directamente a disulfuros. Una aplicación comercial de lo anterior es el uso de cloruro cúprico en presencia de soluciones de sales fuertes generalmente obtenidas al disolver sulfato de cobre en una solución acuosa de cloruro de sodio.

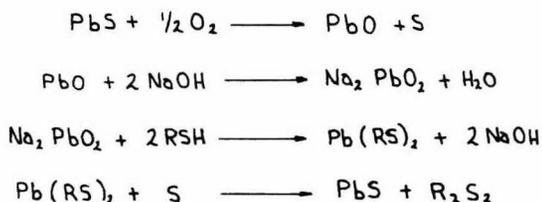
Las ecuaciones básicas son:



El cloruro cuproso es soluble en la solución salina y por lo tanto no hay precipitación. Bajo condiciones de operación, una cierta cantidad de cobre es retenido por la gasolina dulce, probablemente como sales de mercaptano o cloruro cuproso; este último es removido lavando la gasolina con una solución acuosa de sulfuro de sodio.

iii) Sulfuro de plomo. Se sabe que el mismo sulfuro de plomo toma una parte definitiva en la operación de endulzamiento. Se ha sugerido que el sulfuro puede proporcionar una superficie catalítica en la cual el aire oxidará los mercaptanos a disulfuros. Estas ideas llevaron al desarrollo de un método en el cual el azufre requerido para oxidar las sales de mercaptano se obtiene quemando el sulfuro de plomo con aire.

La gasolina amarga se pone en contacto con una suspensión de sulfuro de plomo en álcali fuerte y el aire requerido. Las reacciones que se llevan a cabo son:



Cuando grandes cantidades de aire se usan para tratar gasolinas de alto contenido de mercaptanos, existe una tendencia a formar un exceso de azufre y plumbito. En tales casos, se adiciona una cierta cantidad de sulfuro de sodio acuoso para reconvertir el plumbito a sulfuro de plomo.

b) Métodos que remueven los contaminantes por extracción alcalina.

El lavado alcalino de gasolinas amargas elimina el sulfuro de hidrógeno y algunos de los alquil-mercaptanos ligeros. La extracción de los mercaptanos depende de su peso molecular y a medida que este aumenta el por ciento removido es menor.

Este efecto se puede evitar adicionando solventes orgánicos u otros materiales que actúen como solubilizadores, tales como alcohol metílico y ácidos orgánicos.

En uno de los métodos de endulzamiento se emplea una solución alcalina y metanol, la cual es puesta en contacto con la gasolina libre de sulfuro de hidrógeno en una columna de extracción a contracorriente. Después que se separan las dos fases, el metanol y los mercaptanos son eliminados de la solución cáustica por agotamiento con vapor.

En un segundo método se emplean cresoles, ácido cresílico y ácidos nafténicos, los cuales son adicionados a la solución cáustica como solubilizadores efectivos para

los mercaptanos en la gasolina.

Uno de los procesos emplea hidróxido de potasio 6N, isobutirato de potasio 3N como la solución extractiva.

El hidróxido de potasio es más utilizado que el sodio, debido a su baja viscosidad en soluciones acuosas.

En el caso en que la gasolina tenga un mayor contenido de sulfuro de hidrógeno que de mercaptanos, la eliminación de éste se llevará a cabo con una simple solución al calina de hidróxido de sodio o potasio.

11.4. UNIDAD FRACCIONADORA.

Una aplicación de la destilación consiste en separar dos o más compo nentes presentes en una mezcla para obtener productos que cumplan ciertas especifi caciones. Estas pueden ser:

- 1) Fijadas por exigencias de ventas que requieren cierta pureza.
- 2) Especificaciones basadas en un rango de puntos de ebullición.
- 3) Especificaciones fijadas por el proceso que requiere una pureza o concen- tración con respecto a uno o más componentes para su uso en procesos subsecuentes. La pureza especificada puede variar dentro de un rango de ebullición amplio. En el diseño de columnas fraccionadoras existen dos factores importantes que deben ser - tomados en cuenta, ambos controlados por consideraciones económicas.

a) El proceso de fraccionamiento debe producir la calidad deseada de pro ducto.

b) Debe ser capaz de manejar la cantidad de material que ha de ser proce sado, con la posibilidad de variarla sin cambiar la calidad del producto dentro de límites previamente especificados.

El fraccionamiento de una mezcla de multicomponentes puede llevarse a cabo en to-- rres empacadas y de platos. La selección del equipo que ha de emplearse depende -

de factores limitantes como son los económicos y de proceso.

P R O C E S O

III.1. DESCRIPCION DEL PROCESO

El presente trabajo consta de tres procesos diferentes, dos de los cuales se aplican para el tratamiento de gasolinas y gases amargos provenientes de las Plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios y de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas. Un tercer proceso se emplea para el fraccionamiento de una corriente de licuables que proviene de la Planta Reformadora de Naftas.

La capacidad de diseño de la Planta Fraccionadora y Tratadora de Hidrocarburos será de $267.6 \text{ Mm}^3 \text{ std/día}$ de gases amargos y 533 BPD de hidrocarburos líquidos dulces para ser fraccionados.

El proceso de endulzamiento de gasolinas se efectúa en un asentador de dos etapas (FA-101 y FA-102), al cual se alimenta la gasolina que proviene de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas pesadas con una concentración de sulfuro de hidrógeno de 0.412 % mol; esta gasolina es tratada en el asentador con una solución de sosa cáustica al 15% en peso. Posteriormente la gasolina pasa por un filtro de arena (FA-103) el cual tiene por objeto la eliminación de los compuestos insolubles que se producen tanto en el lavado cáustico como por el ataque de sustancias corrosivas al sistema de tuberías.

Una parte de la corriente filtrada se recircula por medio de las bombas GA-101 R y GA-102 R; la parte restante es enviada como producto para ser procesada en la Planta Reformadora.

El endulzamiento de la corriente de gases amargos se lleva a cabo por medio de un Proceso Girbotol que utiliza una solución acuosa de dietanolamina al 20% en peso. Las corrientes de gases amargos se unen en línea y se alimentan al absorbedor de gases amargos (DA-102) en donde se ponen en contacto, a contracorriente, con una solu

ción acuosa de DEA al 20% en peso, la cual entra a la torre a una temperatura de 43°C (110°F), dicha torre tiene 23 platos y opera a una presión de 4.9 Kg/cm² man. (70 psig).

Los gases dulces que salen por el domo de la torre se mandan al cabezal de gas combustible, teniendo una concentración máxima de sulfuro de hidrógeno de 50 ppm, una temperatura de 41°C (105°F) y una presión de 4.2 Kg/cm² (60 psig). La solución de DEA rica que sale por el fondo del absorbedor de gases amargos se pasa por un filtro de cartuchos (FG-101), posteriormente intercambia calor con la solución de DEA pobre que sale por el fondo de la torre regeneradora (DA-103), y por último entra a esta torre para ser reactivada.

La torre regeneradora tiene 23 platos y opera a una presión de 0.84 Kg/cm² man. (12 psig). Los gases ácidos que contiene la solución de DEA rica salen como producto del domo de la torre regeneradora, los cuales se mandan a límites de batería a una presión de 0.6 Kg/cm² man. (9 psig). La solución de DEA pobre se envía al absorbedor de gases amargos DA-102, enfriándose antes en el calentador de carga a la torre regeneradora (EA-104 AB) donde intercambia calor con la solución de DEA rica, alcanzando una temperatura de 79°C (174°F), y posteriormente baja su contenido de calor en el enfriador de DEA pobre (EA-105) hasta una temperatura de 43°C (110°F), condición necesaria para entrar al absorbedor de gases amargos (DA-102); después de este último enfriamiento, se filtra un 20% en volumen de la solución, con objeto de eliminar cualquier compuesto producto de la descomposición de la DEA.

El calor necesario para efectuar la desorción de los gases ácidos es proporcionado por el rehervidor de la torre regeneradora (EA-107 AB) el cual emplea como medio de calentamiento vapor saturado de 3.5 Kg/cm² man. (50 psig).

El proyecto está formado también de una unidad fraccionadora, constituida por una torre de destilación de platos (DA-101), la cual opera a una presión de 28.1 Kg/cm² man. (400 psig) y consta de 20 platos. La función de la torre fraccionadora consiste en separar los hidrocarburos licuables que provienen de la Planta Reformadora de Naftas, obteniéndose como destilado una corriente compuesta principalmente por etano, la cual es enviada al cabezal de gas combustible a una presión de 8.4 Kg/cm² man. y como producto de fondos una mezcla con un alto contenido de propano, la cual es

enfriada con agua hasta una temperatura de 73°C (163°F) cuando se envía a la Planta Catalítica y hasta 38°C (110°F) cuando la Planta Catalítica está fuera de operación para ser enviada a almacenamiento.

La presión en límites de batería es de 8.4 Kg/cm² man. (119psig) cuando el producto se envía a almacenamiento y 21.1 Kg/cm² man. (300 psig) cuando se entrega a la Planta Catalítica.

El calor necesario para llevar a cabo el fraccionamiento es proporcionado por el hervidor de la torre desetanizadora (EA-102), el cual utiliza como medio de calentamiento vapor saturado de 3.5 Kg/cm² man. (50 psig).

III.2.1. DISEÑO DE FRACCIONADORES

La destilación es un método empleado para separar los componentes de una solución que depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, aplicado a los casos donde todos los componentes están presentes en ambas fases. La aplicación de los métodos de destilación depende en gran medida del equilibrio existente entre ambas fases.

Si un sistema se comporta idealmente, el equilibrio puede predecirse por medio de la ley de Raoult. En el caso de hidrocarburos homólogos, esta ley puede aplicarse ya que dichas mezclas tienen comportamiento próximo al ideal. Esta ley establece que:

$$P_i = P_i^{\circ} \chi_i \quad \text{en la fase líquida}$$

$$P_T = \sum_{i=1}^n P_i \quad \text{en la fase vapor}$$

$$\therefore y_i = \frac{P_i}{P_T} = \frac{P_i}{\sum P_i} = \frac{P_i^{\circ} \chi_i}{\sum P_i^{\circ} \chi_i}$$

En donde:

- P_i - es la presión parcial
- P_i^o - es la presión de vapor
- P_t - presión total
- X_i - fracción mol del componente i en el líquido
- Y_i - fracción mol del componente i en el vapor

Los principios generales en el diseño de fraccionadores de multicomponentes son iguales en muchos aspectos a los sistemas binarios, pero la necesidad de datos de equilibrio adecuados impone serias restricciones en su aplicación.

El diseño de este equipo involucra largos cálculos por ensayo y error, siendo indispensable, hoy en día, el uso de computadoras.

Para el diseño se supone que algunos valores son especificados, éstos pueden ser:

- a) Composición y condición de la alimentación.
- b) Pérdidas o ganancias de calor en cada plato.
- c) Presión en cada plato.
- d) Presión en la alimentación, condensador y reboiler.
- e) Pérdida de calor en el plato de alimentación, condensador y reboiler.

Los valores restantes pueden ser elegidos de la siguiente lista:

- f) Reflujo
- g) Número de platos
- h) Plato de alimentación
- i) Porcentaje de recuperación de un componente
- j) Razón de flujo de una corriente de productos

Una vez establecido lo anterior, el diseño de una etapa de equilibrio requiere la solución de cuatro ecuaciones que son: balances de materia y energía, ecuación de equilibrio y la suma de las fracciones mol.

En el diseño de torres para destilación de mezclas multicomponentes existe una gran variedad de métodos. Dos de los más empleados son el Thiele-Geddes y el Lewis-Matheson. Lewis y Matheson fueron los primeros en demostrar la utilidad de los cálculos

plato a plato en sistemas de multicomponentes. Este método asume que la composición de los productos es conocida y que un valor de reflujo es especificado, los cálculos principian en las terminales de la columna y continúan hasta que el plato de alimentación es localizado. El otro trabajo con cálculos de plato a plato desarrollado por Thiele y Geddes asume que el número de platos de equilibrio y el reflujo son conocidos y que las temperaturas en cada plato pueden ser supuestas y después checadas con los resultados de los cálculos.

En ambos métodos la relación de equilibrio puede calcularse por cualquiera de los siguientes métodos: Chao-Seader, Redlich-Kwong, Grayson y Streed o cualquiera de los monogramas y tablas existentes en la literatura.

Métodos cortos. Con el objeto de simplificar el trabajo, al hacer los cálculos por etapas, se han desarrollado algunos métodos cortos.

Una técnica frecuentemente usada para estimar la combinación entre reflujo y número de platos teóricos requeridos para una cierta separación, es el uso de una correlación entre condiciones mínimas y de operación. Underwood fue el primero en sugerir una correlación entre reflujo mínimo, platos mínimos y los valores de operación.

La ecuación sugerida tiene la forma:

$$(R - R_m)(N - N_m) = C$$

en donde:

C es una constante.

Posteriormente otros investigadores como Brown-Martin, Gilliland, Mason y Erbar-Maddox presentaron correlaciones empíricas entre condiciones mínimas y de operación.

La correlación de Gilliland tiene la forma:

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = \phi \left[\frac{(L/D) - (L/D)_m}{L/D + 1} \right]$$

donde L/D es la relación de reflujo.

Mason correlacionó las variables de la siguiente forma:

$$N - N_m = \frac{H_1 R_m^x N_m^y}{(R - R_m)^z}$$

$$R - R_m = \frac{H_2 N_m^{x_1} R_m^{y_1}}{(R - R_m)^{z_1}}$$

en donde H, H, x, y, z, x₁, y₁, z₁ son constantes.

J. Erbar y Maddox postularon que una curva continua pasaría por los siguientes puntos:

$$\left(N_m/N = 0, L_0/V_1 \right)_m$$

$$\left(N_m/N, L_0/V_1 \right)_{op}$$

$$N_m/N = 1, L_0/V_1 = 1$$

Estos investigadores restringieron su correlación a la combinación reflujo-platos para alimentaciones en su punto de ebullición.

En dicha gráfica el valor de la ordenada es $R/(R+1)$, la absisa es N_m/N , y el parámetro $R_m/(R_m+1)$; R es el reflujo real, N el número de platos teóricos que corresponden a R y R_m el reflujo mínimo.

El número de platos y el reflujo mínimos se calculan utilizando las ecuaciones de Fenske y Underwood.

Con la primera se calcula el número mínimo de platos. En ésta, la separación de los componentes es especificada respecto a sólo dos de ellos. El de menor punto de ebullición es denominado "componente ligero principal" o LK y el de mayor punto de ebullición "componente pesado principal" o HK.

La ecuación que los relaciona es:

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_b \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_a \right]}{\log \alpha_{LK \text{ prom.}}}$$

Para encontrar la distribución de los demás componentes, basta substituir el N_m calculado y la distribución del LK o HK y resolver para el x_j deseado:

$$\log \left(\frac{X_{Lb}}{X_{Lb}} \right) \left(\frac{X_{HKb}}{X_{HKb}} \right) = N_m \log \alpha_L$$

$$\log \left(\frac{X_{Hb}}{X_{Hb}} \right) \left(\frac{X_{Lkb}}{X_{Lkb}} \right) = N_m \log \frac{\alpha_{LK}}{\alpha_{HK}}$$

En las tres ecuaciones anteriores x puede ser porcentaje en mol, moles totales, fracción mol, o unidades de volumen o peso.

Para el reflujo mínimo se usa la ecuación de Underwood la cual usa volatilidades - promedio y asume como constante la relación (L/G). Para encontrar R_m se deben resolver las ecuaciones siguientes:

$$\sum \frac{\alpha_j z_j \cdot F}{\alpha_j - \phi} = F(1-q)$$

$$\sum \frac{\alpha_j X_{jD} D}{\alpha_j - \phi} = D(R_m + 1)$$

donde "q" es la fracción líquida de la alimentación y "z" es la composición de la alimentación.

La primera ecuación es resuelta para todos los "j" componentes y para los valores de ϕ adecuados. Los valores positivos de ϕ que satisfacen la ecuación tienen un valor intermedio a las volatilidades (α) de los componentes.

$$\alpha_{AB} = \frac{P_A^0}{P_B^0} = \frac{y(1-x)}{x(1-y)} = \frac{K_A}{K_B}$$

donde K_i constante de equilibrio.

La segunda ecuación se escribe para cada valor de \emptyset y se resuelven simultáneamente para R_m y la distribución de los demás componentes (x_{jD}). Es decir, que con cualquiera de las ecuaciones, Frenske o Underwood, se puede predecir la distribución de los componentes que se encuentran entre los dos principales. En la primera ecuación se calculan a reflujo total y en la segunda a reflujo mínimo.

III.2.2. DISEÑO DE TORRES DE ABSORCIÓN Y AGOTADORES.

En el diseño de absorbedores de sulfuro de hidrógeno que emplean como solvente una solución de dietanolamina, se presenta como problema el que los datos disponibles para este sistema son escasos y poco confiables. Experiencias pasadas en el diseño de plantas de este tipo han demostrado que cuando mediante cálculos se llega a la conclusión de que se necesitan tres o cuatro platos teóricos, el número de platos reales necesarios es de 16 a 24. Esto es aparentemente debido a la dificultad en asegurar un contacto adecuado cuando se han eliminado las últimas trazas de sulfuro de hidrógeno y a que se debe considerar un tiempo de contacto adecuado.

El número de platos para un sistema de absorción a base de DEA, generalmente se asigna en base a la experiencia adquirida en el diseño, construcción, puesta en marcha y operación de plantas para endulzamiento de gases mediante este proceso y no tanto en base a un método rígido de cálculo debido a las razones anteriormente mencionadas.

Para las torres absorbedoras de este tipo se recomienda que el número de platos reales esté comprendido entre 20 y 24.

En el presente trabajo, en base a lo anterior, el departamento de proceso ha seleccionado 23 platos como un número adecuado para la torre absorbedora DA-102.

Dimensiones de la torre. Para evaluar el diámetro y la altura del absorbedor es necesario elegir entre si ha de emplearse una torre de platos o una empacada. Se prefiere emplear torres empacadas para instalaciones pequeñas, servicio corrosivo, líquidos con gran tendencia al espumado y relaciones líquido-gas muy altas.

Las columnas de platos son generalmente más económicas y de aplicación más flexible

ya que se pueden usar en ellas velocidades más altas del gas, requiriendo un menor diámetro de la columna.

Este tipo de unidades son más recomendadas en casos donde se tengan velocidades bajas del líquido.

Debido a lo anterior se elije el tipo de torre de platos para el absorbedor DA-102.

La siguiente fórmula se ha visto que ha dado buenos resultados en el cálculo del diámetro de torres absorbedoras para aplicarla es necesario tener en cuenta una velocidad máxima recomendable del gas, así como el área seccional necesaria para las bajantes en cada plato.

$$A = \frac{BQ}{C} \sqrt{\frac{DT}{KP}}$$

La ecuación anterior es una modificación de Barton a la ecuación de Housbrand, en donde:

- A = Area seccional de la torre en ft².
- B = Factor de Brown para espaciamiento en platos de cachuchas.
- C = Factor de Barton para corrección por presión en platos de cachuchas.
- D = Gravedad específica del gas preferida al aire (29D=peso molecular del gas).
- K = Gravedad específica del líquido a T °C, referida al agua a 60 °F.
- P = Presión del gas en psia.
- Q = Volumen del gas en MMSCF/día.
- T = Temperatura R° = °F + 460.

Los factores de Brown y de Barton se anexan en las siguientes tablas:

TABLA 2: FACTOR DE BROWN PARA ESPACIAMIENTO EN PLATOS DE CACHUCHAS

<u>Espaciamiento (pulgadas)</u>	<u>Factor de Brown</u>
18	1.00
24	0.82
30	0.75

TABLA 3: FACTOR DE BARTON PARA CORRECCION POR PRESION DE PLATOS DE CACHUCHAS

<u>Rango de presión (psig)</u>	<u>Factor de Barton</u>
0 - 25	0.78
25 - 50	1.12
50 - 100	1.35
100 - 400	1.56

En base a lo anterior, es posible contruir una gráfica de volumen del gas (en MMSCF/día) contra la presión de operación (psia), en la cual se tiene como curvas paramétricas el diámetro de la torre absorbadora. El diámetro puede también ser calculado basándose en la consideración de que el área seccional de la torre debe ser suficiente para manejar las fases líquida y gaseosa a velocidades que no causen inundación o una retención excesiva del líquido. Tomando en cuenta esto se tiene que la velocidad superficial del gas (ft de gas/seg dividida por el área seccional neta para el flujo de gas An ft) se relaciona con las densidades de los fluidos de la siguiente forma:

$$V_F = C_F \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

En donde:

- Vf = Velocidad superficial del gas en ft³/ seg.
- Cf = Constante empírica que depende del tipo de plato.
- Pl = Densidad del líquido.
- Pg = Densidad del gas.
- Area total = área neta de flujo + área de bajantes.

El tipo de platos elegido para el absorbedor DA-102, es el de cachuchas (Bubble-cap), ya que esta clase de plato es capaz de operar a una elevada eficiencia con un rango muy amplio de flujos.

La constante Cf puede obtenerse con la siguiente correlación:

$$C_f = \left[a \log \frac{1.0}{L'/G' \times (\rho_L/\rho_G)^{0.4}} + b \right] \left(\frac{\sigma'}{20} \right)^{0.2}$$

Donde:

- a, b = Constantes que dependen del espaciamiento entre platos.
- L' = Masa velocidad superficial del líquido en lb/hr ft².
- G' = Masa velocidad superficial del gas en lb/hr ft².
- P_L = Densidad del líquido en lb/ft³.
- P_G = Densidad del gas en lb/ft³.
- T' = Tensión superficial en dinas/cm.

o como una función del espaciamiento entre platos y del nivel de líquido empleado como sello en cada plato, en la tabla siguiente, la cual está tomada de los trabajos realizados por Sonders y Brown.

TABLA 4: FACTOR Cf PARA EL DISEÑO DE TORRES DE PLATOS DE CACHUCHAS.

<u>ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS</u> (Pulgadas)	<u>Cf CUANDO LA ALTURA DE SELLO LIQUIDO ES:</u>			
	0.5 in.	1 in	2 in	3 in
6	0.02-0.04			
12	0.09-0.11	0.07-0.09	0.05-0.07	
18	0.15	0.14	0.12	0.09
24	0.185	0.17	0.16	0.15
30	0.195	0.185	0.18	0.175
36	0.205	0.195	0.19	0.185

Para el cálculo del diámetro de la torre absorbadora Kohl y Riesenfel recomiendan emplear conservadoramente un 80% de la velocidad que se obtiene por medio de las correlaciones anteriores con objeto de tomar en cuenta el posible espumado y deposición de sulfuro de fierro.

Para obtener el área neta de flujo por este método, lo que se hace es dividir el gasto volumétrico corregido a las condiciones de operación entre la velocidad superficial obtenida.

El diámetro diseñado en este caso por el departamento de proceso para la torre absorbadora DA-102 es de 1.676 m.

La altura de la torre se calcula en base al número de platos y al espaciamiento existente entre ellos, para esta unidad la altura considerada será de 24.574 m.

Condiciones de operación. La temperatura de alimentación de la amina pobre a la torre absorbadora normalmente varía de 38°C a 55°C sin que se presenten problemas en la operación, ya que la solubilidad del sulfuro de hidrógeno en la solución de dietanolamina es una función de la temperatura; la influencia de ésta sobre la solubi-

lidad está definida por la ley de Vant'Hoff del equilibrio móvil, según la cual "al elevarse la temperatura de un sistema en equilibrio, se verifica el proceso que va acompañado de una absorción de calor". Como al disolverse un gas en un líquido, suele haber un desprendimiento de calor, la solubilidad del gas disminuirá al elevarse la temperatura.

La presión de operación para la torre absorbadora será de 5.1 Kg/cm^2 aproximadamente.

Materiales de construcción. Como material de construcción generalmente se emplea acero con un bajo contenido de carbón, tratado de tal forma que no existan tensiones o esfuerzos que puedan causar corrosión en partes del equipo. En algunas plantas se han empleado con éxito aceros inoxidable del tipo 304, 316 y 410 para las áreas más sensitivas donde son más comunes los problemas de corrosión como son: tuberías y partes del equipo en contacto con la solución de DEA rica.

Agotadores. Debido al problema de la escasez y poca confiabilidad para los datos de equilibrio líquido-vapor para el sistema DEA-H₂S, el número de platos para la torre regeneradora de la solución de DEA, se asigna como en el caso de la torre absorbadora en base a la experiencia. Recomendándose de 18 a 24 platos reales para este tipo de sistema de regeneración. El número de platos seleccionado por el departamento de proceso es para la torre regeneradora DA-103 de 23, más un condensador parcial y un rehervidor.

El cálculo del diámetro de la torre puede hacerse por medio del segundo método que se menciona en el caso del absorbador.

El diámetro empleado en esta torre será de 2.143 m, y la altura de 20.547 m.

CALCULO DE RECIPIENTES

a) Sección de gasolinas - calculo de los Tanques aseptadoras y del filtro de arena.

FA-101 y 102

flojo de gasolina	1622 Kg/Hr	21.7 Kgmol/Hr
flojo de sosa	3046 ✓	155.0 ✓
Densidad de la gasolina	0.601 g/cm ³	
Densidad de la sosa	1.130 ✓	
% de H ₂ S en la entrada	0.412 (% mol)	
% de H ₂ S en la salida	0.03 ✓	
Peso molecular del H ₂ S	34.0	

Balace de sulfuro de hidrógeno

$$\text{Entrada : } 0.00412 * 21.7 * 34 = 3.0397 \text{ Kg/Hr}$$

$$\text{Salida : } 0.0003 * 21.6 * 34 = 0.22032 \text{ ✓}$$

$$\text{H}_2\text{S absorbido : } 3.0397 - 0.22032 = 2.82 \text{ Kg/Hr}$$

$$\text{Gasolina en la salida} = 1622 - 2.82 = 1619.18 \text{ Kg/Hr}$$

$$\text{Volumen de líquido : } \theta_r = 45 \text{ min}$$

$$1622 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} * \frac{1.0}{0.601 \text{ g/cm}^3} * \frac{1000 \text{ g}}{\text{Kg}} * \frac{1.0}{60 \text{ min}} * 45 \text{ min}$$

$$V_g = 2024126.456 \text{ cm}^3 \text{ (gasolina)}$$

$$3046 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} * \frac{1.0}{1.13 \text{ g/cm}^3} * \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ Kg}} * \frac{1.0}{60 \text{ min}} * 45 \text{ min}$$

$$V_s = 2021681.416 \text{ cm}^3$$

$$\text{Como son dos Tanques } V_{s0} = 1010840.71 \text{ cm}^3$$

$$V_T = V_g + V_{s0} = 3034967.2 \text{ cm}^3$$

$$V = \frac{4}{3} \pi D^2 L \quad \text{si } \frac{L}{D} = 3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{3\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * 3.0349672 * 10^6}{3 * 3.1416}}$$

$$D = 1085 \text{ mm}$$

$$L = 3(1085) = 3255 \text{ mm}$$

FA-103

Filtro de Arena.

$$\text{gasolina Tratada} = 1619.18 \text{ Kg/Hr}$$

$$\text{Volumen} = 1619.18 * \frac{1}{60} * 5 * \frac{1000}{0.601} = 224512 \text{ cm}^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * 224512}{3 * 3.1416}}$$

$$D = 456.8 \text{ mm}$$

$$L = 3(456.8) = 1370 \text{ mm}$$

FA-104

Acumulador de reflujo de la Torre desetanizadora.

$$\text{Volumen de gas} = 152 * \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} * \frac{1 \text{ Hr}}{60 \text{ min}} * 1.5 \text{ min} * \frac{1000}{0.014 \text{ g/cm}^3}$$

$$V_g = 272000 \text{ cm}^3$$

$$\text{Volumen de líquido} = 8 \frac{\text{l}}{\text{min}} * 1.5 \text{ min} * \frac{1000}{\text{l/cm}^3}$$

$$V_L = 12000 \text{ cm}^3$$

$$\text{Volumen Total} = V_g + V_L = 272000 + 12000 = 284000 \text{ cm}^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * 284000}{3 * 3.1416}}$$

$$D = 495 \text{ mm}$$

$$L = 3(495) = 1485 \text{ mm}$$

FA-105

Acumulador de reflujos de la Torre regeneradora.

Maneja $63000 \frac{m^3}{día} * \frac{49+273}{20+273} * \frac{1kg}{0.7} = 98000 \frac{m^3}{día}$ en condiciones de operación.

$$98000 \frac{m^3}{día} * \frac{3.28^3 ft^3}{m^3} * \frac{1 día}{24 hr} * \frac{1 hr}{3600 seg} = 40.2 ft^3/seg$$

$$\text{Velocidad máxima permitida} = K \sqrt{\frac{P_2 - P_1}{P_1}}$$

$K=0.21$ para químicos corrosivos (Capítulo 5 de Ludwig)

$$V_{mp} = 0.21 \left(\frac{1-0.002}{0.002} \right)^{1/2} = 4.68 ft/seg$$

Para el diseño se toma una velocidad $= 0.75 V_{mp}$

$$V_d = 0.75 * 4.68 = 3.5 ft/seg$$

Area de flujo del gas = Volumen del gas / Velocidad de diseño

$$A_{fg} = \frac{40.2}{3.50} = 11.45 ft^2$$

$$D = \sqrt{A_{fg} / 0.785}$$

$$D = \sqrt{\frac{11.45}{0.785}} = 3.82 ft$$

Se lleva al diámetro máximo de 4"

NOTA = MAX. SUP.

Se usa una malla de 4" de espesor.

$$D_{real} = D - 4" \quad 4" \text{ ocupa el soporte de la malla}$$

$$D_r = 4 - 4/12 = 3.667 ft$$

$$A_r = 0.785 (3.667)^2 = 10.6 ft^2$$

$$V_{rd} = \frac{40.2}{10.6} = 3.79 ft/seg$$

$$\text{o}^\circ \quad V'_d = V_{rd} \quad \text{y} \quad V'_d > V_d \quad \left(\frac{V'_d}{V_d} \right)^{-1} = \left(\frac{3.79}{3.5} \right)^{-1} = 0.92$$

$$H_v = \frac{84 \text{ cm}}{12} = 7 \text{ ft}$$

AlTura de líquido : $\theta_r = 10 \text{ min}$

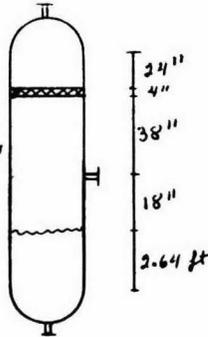
$$\text{Volúmen líquido} = 151 \frac{\text{l}}{\text{min}} * \frac{1 \text{ H}^3}{28.31 \text{ l}} * 10 \text{ min}$$

$$V_L = 53.7 \text{ ft}^3$$

$$H_L = \frac{53.7}{4^2 * 0.785} = 2.64 \text{ ft}$$

$$H_T = H_L + H_v = 9.64 \text{ ft}$$

$$H_T = 2940 \text{ mm}$$



FA-106

FILTRO de DEA pobre.

Volúmen de la corriente principal = 2873 l/min

Volúmen a Travez del filtro = 20% de $2873 = 0.2 * 2873 = 574.6 \frac{\text{l}}{\text{min}}$

$$\theta_r = 13 \text{ min}$$

$$V = 574.6 \frac{\text{l}}{\text{min}} * \frac{1000 \text{ cm}^3}{\text{l}} * 13 \text{ min}$$

$$V = 7469800 \text{ cm}^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * 7469800}{3.5 * 3.1416}}$$

$$D = 1395 \text{ mm}$$

$$\text{Como } \frac{L}{D} = 3.5 \Rightarrow L = 3.5(1395)$$

$$L = 4895 \text{ mm}$$

FB-101

Tanque de almacenamiento de dietanolamina

$$\text{Si } D=H \quad V = \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{\pi D^3}{4} \quad ; \quad D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * 28000 * 3.785}{3.1416}} = 5.129 \text{ m.}$$

SECUENCIA DE CALCULO PARA EL DISEÑO DE CAMBIADORES DE CALOR

Esta secuencia es la que se sigue en el libro de Donald Q. Kern "Heat Transfer".

1) DATOS : Temperaturas, gastos, viscosidades, conductividades térmicas, calores específicos, factor de ensuciamiento y caída de presión : T (fluido caliente), T_c (fluido frío), w , μ , k , c , R_d y ΔP . La longitud, diámetro, espaciado, etc., son especificados por la práctica.

2) DIFERENCIA VERDADERA DE TEMPERATURA :

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad \text{o} \quad \Delta T = LMTD * F_T$$

F_T se busca en las figuras 18 a 23 de Kern con los valores R y S

$$R = \frac{T_1 - T_2}{T_2 - T_1} \quad S = \frac{T_2 - T_1}{T_1 - T_1}$$

3) Se supone un coeficiente total de transferencia U_o y se calcula el área de transferencia $A = Q / U_o LMTD$

Si $A > 200 \text{ ft}^2$

4) Cambiador (1-2). Seleccionar no. de tubos para un número adecuado de pasos en los tubos.

5) Calcular U limpia $U_c = h_i h_o / (h_i + h_o) :$

$$a) \text{ Area de flujo } a_c \Rightarrow a_c = N_c a_c' / 144 n \quad \text{o} \quad a_s = DI e' B / 144 P_T$$

$N_c = \# \text{ tubos}$

$e' = \text{corde del bafle en in}$

$n = \# \text{ pasos en tubos}$

$B = \text{separación de bafles} \quad P_T = \text{Pitch}$

b) Masas velocidad $G_c = w / a_c \quad \text{o} \quad G_s = w / a_s$

c) Se calcula el No. de Reynolds $Re = D G_c / \mu$

d) En las figuras 24 y 25 de Kern leer f_u

e) El valor de $h = f_u * \frac{k}{D} \left(\frac{G_c \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_c ; \phi_c = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$

$h_{\text{interior}} \text{ respecto al exterior es } h_{i0} = h_i * \frac{I_0}{O_0}$

$\mu_w = \text{viscosidad en la pared del tubo}$

$I_0 = \text{diámetro interior}$

$O_0 = \text{diámetro exterior}$

f) Se calcula la U limpia :

$$U_e = \frac{h_i * h_{io}}{h_i + h_{io}}$$

g) Checar R_d

$$R_d = \frac{U_e - U_o}{U_e * U_o}$$

h) Calcular las caídas de presión :

$$\Delta P_i = \frac{f G_i^2 L n}{5.22 * 10^{10} D_s \phi_c}$$

i = coraza o Tubos

f = factor de fricción

G = Masa velocidad

L = longitud del cambiador

n = número de pasos en Tubos

s = densidad relativa

ϕ_c = Corrección por viscosidad

Por el lado de Tubos se calcula También la caída de presión por retornos :

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g}$$

$$\text{y } \Delta P_{TOTAL} = \Delta P_i + \Delta P_r$$

Para el lado de la coraza es únicamente ΔP_i .

Si $A \leq 200 \text{ m}^2$ se usa un cambiador de doble Tubo. Se tiene un fluido por el anulo y otro por el interior del Tubo.

Por el lado del Tubo :

1) Area de flujo $A_p = \pi D^2 / 4$

2) Masa velocidad $G_p = w / A_p$

3) No. de Reynolds $Re = D G_p / \mu$. De la fig. 24 de Kern se obtiene J_H .

4) Se calcula h_i

$$h_i = J_H \frac{k}{D} \left(\frac{G_p}{k} \right)^{1/3} \phi_c$$

5) Convertir h_i a h_{io}

$$h_{io} = h_i * \frac{10}{OD}$$

Lado del anulo :

1') Area de flujo $A_a = \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4$

diámetro equivalente : $D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$

2') Masa velocidad $G_a = w / a_a$

3') $Re = D_e G_a / \mu$ y se obtiene f_H de la fig. 24 de Kern

4') $h_o = \gamma_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_M}{k} \right)^{1/3} \phi$

6) Calcular U_e y U_D

$$U_e = \frac{h_o + h_{i0}}{h_{ic} + h_o}$$

$$U_D = \left(\frac{1}{U_e} + R_d \right)^{-1}$$

7) CAIDAS DE PRESION

Lado de tubo : con el Re obtener $f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$

$$\Delta F_P = 4fG^2L / 2g\rho^2D$$

$$\text{y } \Delta P_T = \Delta F_P \rho / 144$$

Para el anulo se tiene :

$$D_e' = D_2 - D_1$$

$$Re' = D_e' G / \mu$$

$$f = 0.0035 + 0.264 / Re'^{0.42}$$

$$\Delta F_A = 4fG^2L / 2g\rho^2 D_e'$$

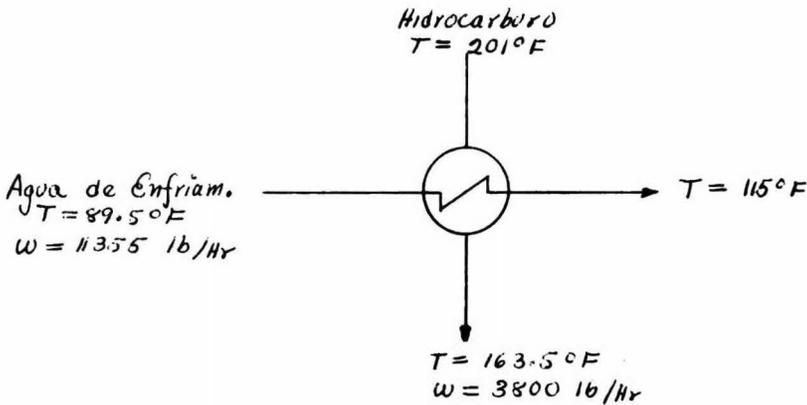
Ademas las perdidas en las vueltas de las orquillas :

$$\Delta F_L = V^2 / 2g'$$

$$\Delta P_T = (\Delta F_A + \Delta F_L) \rho / 144$$

EA-101

Enfriador de propano. Utiliza agua para el enfriamiento



$$\text{Carga Térmica} = 286000 \text{ BTU/Hr}$$

$$w_{H_2O} = \frac{Q}{c_p(\Delta T)} = \frac{286000}{1 \times (115 - 89.5)} = 11355 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2.303 \log \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$LMTD = \frac{86 - 74}{2.303 \log \frac{86}{74}} = 80.1^\circ\text{F}$$

Dado que la carga Térmica es pequeña, el cambiador es un doble Tubo.

Escogemos Tubos de 1.25 in IPS, 4 in IPS, longitud de 16 pies.

$$\text{Temperatura media del fluido caliente} = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$T_m = \frac{201 + 163.5}{2} = 183^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatura media del fluido frío} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{115 + 89.5}{2} = 103^\circ\text{F}$$

Por el interior del Tubo llevamos el agua:

$$D = 1.38/12 = 0.115 \text{ ft}$$

$$A_p = \pi D^2/4 = 0.785(0.115)^2 = 0.0104 \text{ ft}^2$$

$$G_p = \frac{w}{A_p} = \frac{11355}{0.0104} = 1.09 \times 10^6 \frac{\text{lb}}{\text{Hr ft}^2}$$

$$\mu = 0.75 \text{ cp} \times 2.42 = 1.82 \frac{\text{lb}}{\text{ft Hr}}$$

$$Re = \frac{D G_p}{\mu} = \frac{0.115 \times 1.09 \times 10^6}{1.82} = 69000$$

$$V = \frac{G_p}{3600 \rho} = \frac{1.09 \times 10^6}{3600 \times 62.3} = 4.85 \text{ ft/seg}$$

$$h_i = 1180 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{ OF}} \Rightarrow h_{i0} = 1180 \times 0.86 = 1015 \text{ Fig. 25 Kern}$$

$$\text{o}^\circ \quad h_{i0} = 1015 \times \frac{1.38}{1.66} = 865 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{ OF}}$$

Por el anulo ponemos el hidrocarburo:

$$D_2 = \frac{4.026}{12} = 0.335 \text{ ft}$$

$$D_1 = \frac{1.66}{12} = 0.138 \text{ ft}$$

$$A_a = \frac{\pi D^2}{4} = 0.785(0.335^2 - 0.138^2)$$

$$A_a = 0.0739 \text{ ft}^2$$

$$D_e = \frac{(0.335^2 - 0.138^2)}{0.138} = 0.68 \text{ ft}$$

$$G_a = \frac{w}{A_a} = \frac{3800}{0.0739} = 5.15 \times 10^4$$

$$Re = \frac{G_a D_e}{\mu} \quad ; \quad \mu = 0.0905 \text{ cp} \times 2.42 = 0.219 \frac{\text{lb}}{\text{Hr ft}}$$

$$Re = \frac{5.15 \times 10^4 \times 0.68}{0.219} = 160000$$

$$J_H = 380 \quad k \left(\frac{Q_{p4}}{k} \right)^{1/3} \cong 0.1$$

$$h_o = 380 * \frac{0.1}{0.68} = 56 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{865 * 56}{865 + 56} = 52.2$$

Tomamos un R_d Total de 0.003, por lo tanto U_D :

$$U_D = \left(\frac{1}{U_c} + R_d \right)^{-1}$$

$$U_D = \left(\frac{1}{52.2} + 0.003 \right)^{-1}$$

$$U_D = 45 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A = \frac{Q}{U(\Delta T D)}$$

$$A = \frac{314600}{45 * 80.1} = 87.5 \text{ ft}^2 \quad (\% \text{ Exceso})$$

$$A'' = 0.435 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad L_T = \frac{A}{A''} = \frac{87.5}{0.435} = 201 \text{ ft}$$

$$\# \text{ Orquillas} = \frac{201}{16 * 2} = 6.3 \Rightarrow 7$$

$$L_e = 7 * 32 * = 224 \text{ ft}^2 \quad A_e = 224 * 0.435 = 97.5 \text{ ft}^2$$

$$U_D \text{ corregida} = \frac{314600}{97.5 * 80.1} = 40.4$$

CAIDAS DE PRESION

Lado del Agua :

$$\text{Con } Re \Rightarrow f = 0.0034 + \frac{0.264}{Re^{0.42}} = 0.00596$$

$$\Delta F_p = \frac{4fG^2L}{29e \rho^2 D} = \frac{4 * 0.00595 * 1.09^2 * 10^{12} * 224}{2 * 2.18 * 10^8 * 62.3^2 * 0.115}$$

$$\Delta F_p = 16.9 \text{ ft} - 16/16$$

$$\Delta P = \Delta F_p \times \rho / 144 = 16 / \text{in}^2$$

$$\Delta P = 16.9 \times \frac{62.3}{144} = 7.32 \text{ lb/in}^2$$

Lado del hidrocarburo :

$$D_e' = D_2 - D_1 = 0.335 - 0.138 = 0.197 \text{ ft}$$

$$Re' = \frac{G_a D_e'}{\mu} = \frac{5.15 \times 10^4 \times 0.197}{0.219} = 4.65 \times 10^4$$

$$Re' = 46500 ; f = 0.0035 + \frac{0.264}{46500^{0.42}} = 0.00614$$

$$\rho = 0.45 \times 62.3 = 28 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{4f G_a^2 L}{2g \rho^2 D_e'$$

$$\Delta F_a = \frac{4 \times 0.00614 \times 5.15^2 \times 10^8 \times 224}{2 \times 4.18 \times 10^8 \times 28^2 \times 0.197}$$

$$\Delta F_a = 113 \times 10^{-3} = 0.113 \frac{\text{ft-lb}}{\text{lb}}$$

$$V = \frac{G_a}{3600 \rho} = \frac{5.15 \times 10^4}{3600 \times 28} = 0.511 \times 10^0 \text{ ft/seg}$$

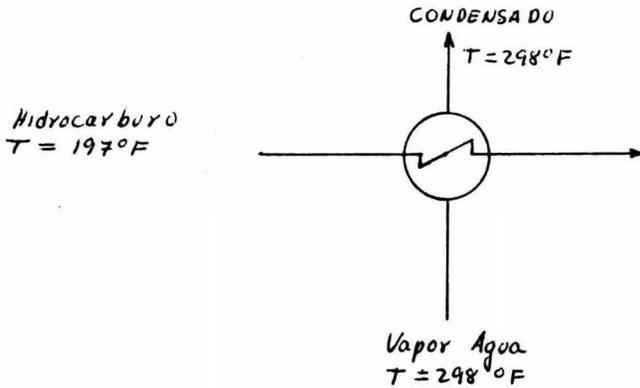
$$F_L = 7 \left(\frac{0.511^2}{2 \times 32.2} \right) = 2.93 \times 10^{-2} \frac{\text{ft-lb}}{\text{lb}}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_L) \rho}{144} = \frac{0.113 + 0.0293}{144} \times 28 = 0.0277 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

la caída de presión por el anulo es despreciable

EA-102

Rehervidor de la Torre desatanizadora DA-101



Carga Térmica = 345238 BTU/Hr

Condiciones del vapor : $P = 3.5 \text{ Kg/cm}^2 = 64.6 \text{ lb/in}^2$
 $T = 298^\circ\text{F}$ (saturado)
 $\lambda = 911.5 \text{ BTU/lb}$

Gasto de vapor = $\frac{Q}{\lambda} = \frac{345238}{911.5} = 379 \text{ lb/hr}$

Calor latente de la mezcla de hidrocarburos $\cong 89.8 \text{ BTU/lb}$

Gasto del hidrocarburo: vapor = $\frac{345238}{89.8} = 3848 \text{ lb/hr}$

$\Delta T_{MD} = (\Delta T)_{isct.} = 298 - 197 = 101^\circ\text{F}$

Dado que la carga Térmica es pequeña, se tiene un cambiador doble tubo. Se selecciona 8 y 4 in de diámetro

Razón de circulación supuesta : 4 de liq. y 1 de vapor

Los calculos siguientes son para un hervidor vertical Termosifon.

Presión estática del reboiler ; $\frac{2.3 P_{ov}}{144} = \frac{2.3 L}{144(v_o - v_i)} * \log \frac{v_o}{v_i}$

Peso molecular medio = 51.7

$P_{ov} = \frac{51.7}{3.59 * \frac{661}{492} * \frac{14.7}{415}} = 3.02 \text{ lb/ft}^3$

$$\text{Volumen del vapor} = \frac{1}{\rho} = \frac{1}{3.02} = 0.33 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\text{Volumen del líquido} = v_i = \frac{1.0}{62.3 * 0.45} = 0.0356 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\text{líquido circulando} = 4 * 3848 = 15392 \text{ lb/hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumen del reboiler: } v_L &= 15392 * 0.0356 = 548 \text{ ft}^3/\text{hr} \\ v_v &= 3848 * 0.330 = \frac{1270}{1818} \text{ ft}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

$$\text{Volumen a la salida del cambiador } v_o = \frac{1818}{15392 + 3848} = 0.0945 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\Delta T_m = \frac{2.3 P_{av}}{144} = \frac{2.3 * 8}{144 (0.0945 - 0.0356)} \log \frac{0.0945}{0.0356} = 0.92 \text{ lb/in}^2$$

Calculo de la resistencia por fricción:

$$\text{Area de flujo para } 4 \text{ in} = 12.7 \text{ in}^2$$

$$a_t = \frac{12.7}{144} = 0.0882 \text{ ft}^2$$

$$G_c = \frac{15392 + 3848}{0.0882} = 2.18 * 10^5$$

$$Re = \frac{D G_c}{\mu} \quad D = \frac{4.5}{12} = 0.375 \quad \mu = 0.242 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}}$$

$$Re = \frac{0.375 * 2.18 * 10^5}{0.242} = 3.4 * 10^5$$

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(3.4 * 10^5)^{0.12}} = 0.00476$$

$$S_{media} = \frac{0.45 + \frac{1}{2} * 0.0945 * 62.3}{2} = 0.3098 \quad \rho_m = 0.31 * 62.3 = 19.3 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{1}{2} f \frac{G_c^2 L}{\rho^2 D} = \frac{4 * 0.00476 * 2.18 * 10^5 * 8}{2 * 1.18 * 10^8 * 19.3^2 * 0.375} = 6.2 * 10^{-2}$$

$$\Delta P_T = \frac{6.2 * 10^{-2} * 19.3}{144} = 8.3 * 10^{-3} \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Resistencia Total} = 0.92 + 0.0083 = 0.93 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Fuerza impulsora} = \frac{Z_1 P_1}{144}$$

$$F_{imp} = 8 * 0.45 * \frac{62.3}{144} = 1.56 \text{ lb/in}^2$$

Como el hidrocarburo va por el anulo:

$$J_H = 700$$

$$h_i = J_H * \frac{K}{D} \left(\frac{C_H}{K} \right)^{1/3} = 700 * \frac{0.1}{0.375} = 187$$

$$h_{ic} = h_i \frac{ID}{OD} = 187 * \frac{4.03}{4.5} = 168 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{OF}}$$

$$\text{Para vapor que condensa } h = 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{OF}}$$

$$o^o \quad U_c = \frac{168 * 1500}{168 + 1500} = 151 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{OF}}$$

$$U_D = \left(\frac{1}{151} + 0.002 \right)^{-1} = 116 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{OF}}$$

$$\text{Area requerida} = \frac{Q}{U \Delta T} = \frac{345238}{116 * 101} = 29.6 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area por ft para } 4 \text{ in, } a'' = 1.178 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Longitud} = \frac{29.6}{1.178} = 25 \text{ ft.}$$

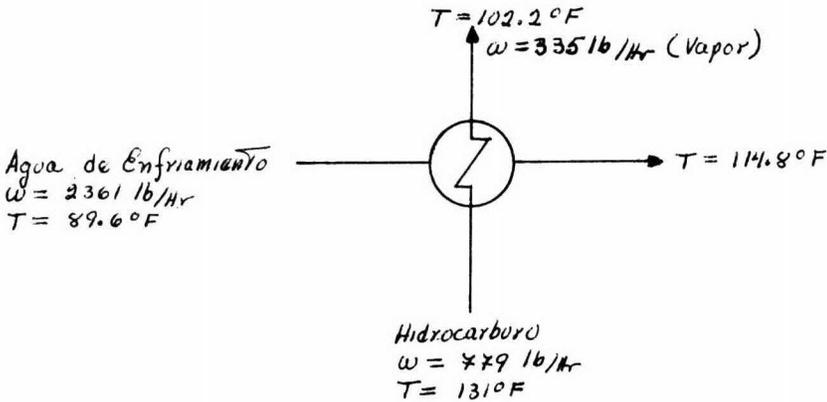
CAIDAS DE PRESION

Lado del Tubo : Ya está calculado y es 0.93 lb/in²

Por el lado del anulo es despreciable.

FA-103

Condensador parcial de la Torre desulfuradora.



$$LMTD = \frac{16.2 - 12.6}{2.303 \log \frac{16.2}{12.6}} = 14.10^{\circ}F$$

$$W(LMTD) = \frac{41.4 - 16.2}{2.303 \log \frac{41.4}{16.2}} = 27^{\circ}F$$

La carga Térmica es pequeña y basta un cambiador doble tubo

carga Térmica: $Q = 59500 \text{ BTU/Hr}$

Usamos Tubos de 1.0 in O.D. y 2.0 in O.D.

Interior del tubo: hidrocarburo

$$D = \frac{0.875}{12} = 0.073$$

$$A_p = 0.785(0.073)^2 = 0.0042 \text{ ft}^2$$

$$G_p = \frac{W}{A_p} = \frac{779}{0.0042} = 1.85 \times 10^5$$

$$Re = \frac{1.85 \times 10^5 \times 0.073}{0.219}$$

$$\mu = 0.219 \frac{\text{lb}}{\text{Hr ft}}$$

$$Re = 61800$$

$$J_H = 175 ; h_i = 175 * (0.017 / 0.073)^{2.1} = 85.5$$

Conductividad de Mezcla

$$k_{metano} = 0.0215 * 0.09$$

$$k_{etano} = 0.014 * 0.5$$

$$k_{propano} = 0.011 * 0.33$$

$$k_{mezcla} = 0.017 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{ } ^{\circ}F}$$

$$(C_H/R)^{1/3} = 2.1$$

$$h_{i0} = h_i \times \frac{D}{OD} = 85.5 \times \frac{1}{1.141} = 74.5 \frac{BTU}{Hr ft^2 OF}$$

Lado del Anillo

$$D_2 = \frac{2.067}{12} = 0.172 \text{ ft}$$

$$D_1 = 0.0835 \text{ ft}$$

$$A_a = \frac{\pi D^2}{4} = 0.785(0.172^2 - 0.0835^2)$$

$$A_a = 1.99 \times 10^{-2} \text{ ft}^2$$

$$D_a = \frac{0.172^2 - 0.0835^2}{0.0835} = 0.273 \text{ ft}$$

$$G_a = \frac{2361 \text{ lb/Hr}}{1.99 \times 10^{-2} \text{ ft}^2} = 119000 \frac{\text{lb}}{\text{Hr ft}^2}$$

$$V = \frac{G_a}{3600 \rho} = \frac{119000}{3600 \times 62.3} = 0.6 \text{ ft/seg}$$

$$h_o = 325 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ OF}$$

Calculo del coeficiente Total

$$U_e = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{325 \times 74.5}{325 + 74.5}$$

$$U_e = 61.2 \frac{BTU}{Hr ft^2 OF}$$

Tomamos un R_d Total de 0.003

$$\frac{1}{U_0} = \frac{1}{U_e} + R_d$$

$$= \frac{1}{61.2} + 0.003$$

$$= 0.0193$$

$$U_0 = 51 \frac{BTU}{Hr ft^2 OF}$$

$$A = \frac{Q}{U(\Delta T_{MD})} = \frac{59500}{51 \times 27} = 43 \text{ ft}^2$$

$$\text{longitud Total} = \frac{43}{0.2618} = 165 \text{ ft}$$

$$Q'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad \text{longitud de la orquilla } 16 \text{ ft.}$$

$$\# \text{ Orquillas} = \frac{165}{16} = 10.0$$

CAIDA DE PRESION

Lado de Tubos: hidrocarburo

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{61800^{0.42}} = 0.006$$

$$\rho = 0.4 * 62.3 = 25 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{4fG^2L}{2g_e \rho^2 D} = \frac{4 * 0.006 * 1.85^2 * 10^{10} * 165}{2 * 4.18 * 10^8 * 25^2 * 0.073}$$

$$\Delta F_p = 0.356 * 10 = 3.56 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{16}$$

$$\Delta P_p = \Delta F_p * P/144 = \frac{3.56 * 25}{144} = 0.615 \text{ lb/in}^2$$

Lado del anulo:

$$D_e' = D_2 - D_1 = 0.172 - 0.0835 = \text{ft} (0.0885)$$

$$D_e' = 0.0885 \text{ ft} \quad \mu = 2.2 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}$$

$$Re' = \frac{0.885 * 10^{-1} * 1.55 * 10^5}{2.2}$$

$$Re' = 6220 \quad f = 0.0035 + \frac{0.264}{6220^{0.42}} = 0.0095$$

$$\Delta F_a = \frac{4fG_a^2L}{2g_e \rho^2 D} = \frac{4 * 1.55^2 * 10^{10} * 0.0095 * 165}{2 * 4.18 * 10^8 * 62.3^2 * 0.0885}$$

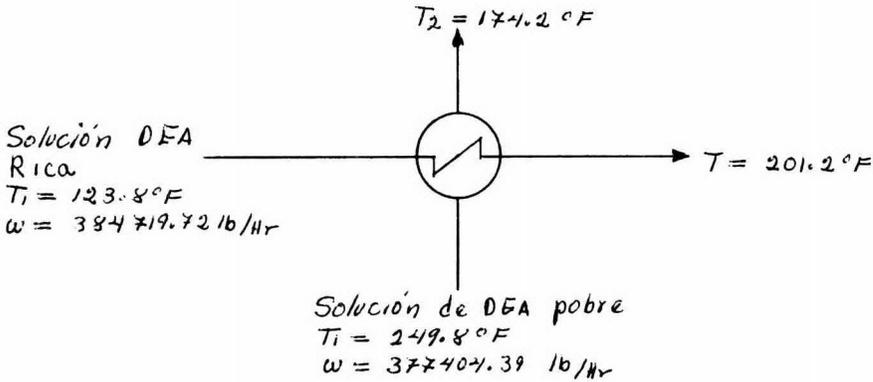
$$\Delta F_a = 0.523 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{16} \quad F_R = 10 \frac{V^2}{g_e 2} = 10 * \frac{1}{64.4} = 0.156 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{16}$$

$$\Delta P_a = \Delta F_a * P/144 = 0.523 * 62.3/144 + 0.156 * 62.3/144$$

$$\Delta P_a = 0.296 \text{ lb/in}^2$$

EA-104

Enfriador de dietanolamina pobre.



Carga Térmica = 27.997×10^6 BTU/Hr

Solución de DEA pobre:

$C_p = 0.95$ BTU/lb °F

$\mu = 0.85$ $\frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ Hr}}$

$k = 0.029$ $\frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{ °F/ft}}$

Solución de DEA rica

$C_p = 0.93$

$\mu = 1.29$

$k = 0.03$

Calculo de la (LMTD):

Por la carga Térmica que es grande, se escoge un cambiador de Tubos y coraza, por lo tanto se calculan:

$R = (T_1 - T_2) / (T_2 - T_1)$

$S = (T_2 - T_1) / (T_1 - T_1)$

$R = \frac{249.8 - 174.2}{201.2 - 123.8} = 0.97$

$S = \frac{201.2 - 123.8}{249.8 - 123.8} = 0.61$

$F_T = 0.92$ (factor de corrección para LMTD)

$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2.303 \log \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$

$$LMTD = \frac{(174.2 - 123.8) - (249.8 - 201.2)}{2.303 \log \frac{174.2 - 123.8}{249.8 - 201.2}} = 49.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Q = UA(LMTD)$$

$$A = \frac{1}{U} * 624933 \text{ (ft}^2\text{)}$$

Considerando un cambiador (2,8), formado por dos cuerpos (1,4), Tubos de 3/4" O.D., y conectados en serie., la longitud de 24 ft, el arreglo es cuadrado y el pitch de 1.0 in.

o° diámetro de Coraza 48 in con 1548 Tubos

$$A = 14585.87 \text{ ft}^2 \quad 1548 * 48 = 74304 \text{ ft}$$

$$y U_0 = 42.84 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Lado de la coraza : Solución de DEA pobre

Considerando el espacamiento entre bañes de 15 in

$$A_s = \frac{48 * 15 * 0.25}{144 * 1} = 1.25 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{w}{A_s} = \frac{377404.39}{1.25} = 301923.5 \frac{\text{lb}}{\text{Hr ft}^2}$$

$$Re = \frac{0.0791 * 301923.5}{0.85} = 28096 \quad D_0 = 0.0791 \text{ ft}$$

$$f_H = 94 \quad \left(\frac{e_p \mu}{R} \right)^{1/3} = 2.92$$

$$h_0 = 94 * \frac{0.29}{0.791} * 2.92 = 100.63 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Lado de Tubos : Solución de DEA rica

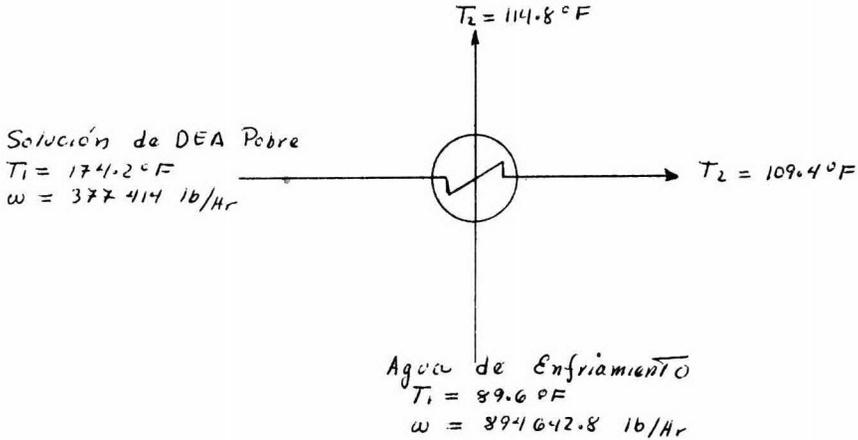
$$A'_t = 0.302 \text{ in}^2$$

$$A_t = \frac{N_t * A'_t}{144 * 4} = \frac{1548 * 0.302}{144 * 4} = 0.8116 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{w}{A_t} = \frac{387719.72}{0.8116} = 474011.66 \frac{\text{lb}}{\text{Hr ft}^2}$$

EA-105

Enfriador de dietanolamina



$$LMTD = \frac{(174.2 - 114.8) - (109.4 - 89.6)}{2.303 \log \frac{(174.2 - 114.8)}{(109.4 - 89.6)}} = 39.9 \text{ °F}$$

$$R = \frac{174.2 - 109.4}{114.8 - 89.6} = 2.57$$

$$S = \frac{114.8 - 89.6}{174.2 - 89.6} = 0.297$$

$F_T = 0.94$ para un cambiador de 2 pasos en la coraza.

$$(LMTD)_e = 39.9 * 0.94 = 34.13 \text{ °F}$$

Para un cambiador $\phi_c = 54 \text{ in}$ el número de tubos es 1992 de $3/4 \text{''}$ y 24 ft de longitud.

$$A = 0.1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} * 24 * 1992 = 9384.7 \text{ ft}^2$$

$$U = \frac{Q}{A(LMTD)} = \frac{22.545 * 10^6}{9384.7 * 34.13} = 61.75$$

$$U_0 = 61.75 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{ °F}}$$

Se lleva por el lado de coraza el agua de enfriamiento y por los tubos la solución de dietanolamina.

Lado de la coraza :

Separación de baffles = 24 in

$$A_s = \frac{24 * 54 * 0.25}{144} = 2.25 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{894642.8}{2.25} = 397619 \text{ ft}^{-2} \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$Re = \frac{0.0791 * 397619}{1.74} = 20423$$

$$\mu = 1.074 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr}$$
$$De = 0.0791 \text{ ft}$$

$$j_H = 82 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$\left(\frac{G \mu}{k}\right)^{0.33} = 1.61$$

$$h_o = 82 * \frac{0.323}{0.0791} * 1.61 = 539 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Lado de Tubos :

$$A'_t = 0.302 \text{ m}^2$$

$$A_t = \frac{1992 * 0.302}{144 * 6} = 0.6962 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{377413.5}{0.6962} = 542044.4 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$ID = 0.05166 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{0.05166 * 542044.4}{1.29} = 17022$$

$$j_H = 60 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \quad \left(\frac{G \mu}{k}\right)^{1/3} = 3.79 \quad k = 0.028$$

$$h_{i0} = 60 * \frac{0.028}{0.05166} * 3.79 * 0.82 = 101$$

$$U_c = \frac{101 * 539}{539 + 101} = 85.2$$

$$R_d = \frac{85.2 - 61.75}{85.2 * 61.75} = 0.0044$$

CAIDAS DE PRESION

Lado Coraza :

Para Re 20423 $f = 0.0018$

$$N+1 = 12 * 24 / 24 = 12$$

$$\Delta P_s = \frac{(f G_s^2 (N+1) \eta)}{5.22 \times 10^{10} \times 0.5 \phi_r}$$

$$\Delta P_s = \frac{0.0018 \times 397619^2 \times 12 \times 3}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0791 \times 1.0 \times 1.0}$$

$$\Delta P_s = 3.75 \text{ lb/m}^2$$

Lado de Tubos :

$$V = \frac{65}{3600} = 2.41 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\Delta P_r = 4 \times G \times \frac{2.41^2}{2 \times 32.2} = 2.17 \text{ lb/m}^2$$

Para Re de 17022 $f = 0.00024$

$$\Delta P_c = \frac{0.00024 \times 542044^2 \times 24 \times 3 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.05166 \times 1.0}$$

$$\Delta P_c = 2.45 \text{ lb/m}^2$$

$$\Delta P_T = \Delta P_r + \Delta P_c$$

$$\Delta P_T = 2.17 + 2.45$$

$$\Delta P_T = 4.62 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2}$$

Dado que la caída de presión del lado de la coraza es pequeña, se ponen tres baffles separados 18 in

$$Re = \frac{474011.66 \times 0.05166}{1.29} = 18982$$

$$j_H = 62 \quad \left(\frac{Cp \mu}{K} \right)^{1/3} = 3.41$$

$$h_{io} = 62 \times \frac{0.03}{0.05166} \times 3.41 \times \frac{0.62}{0.75} = 100.6 \times \frac{BTU}{Hr \text{ ft}^2 OF}$$

CAIDAS DE PRESION

Lado de la coraza : Solución de DEA pobre

$$\text{con } Re \Rightarrow f = 0.0017$$

$$\# \text{ Cruces} = N+1 = 12 \times 48/15 = 39$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times N+1 \times \eta}{5.22 \times 10^{10} \times D \times \phi_c} = \frac{0.0017 \times 301923.5^2 \times 39 \times 4}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0791 \times 0.993}$$

$$\Delta P_s = 5.89 \text{ lb/in}^2$$

Lado de Tubos : Solución de DEA rica

$$\text{con } Re \Rightarrow f = 0.00023 \quad V = \frac{G_T}{3600\rho} = 2.08 \text{ ft/seg}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 8}{1.011} \times \left(\frac{2.08^2}{2 \times 32.2} \right) = 2.13 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_c = \frac{0.00023 \times 474011.66^2 \times 48 \times 8}{5.22 \times 10^{10} \times 0.05166 \times 1.011} = 7.27 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_T = \Delta P_c + \Delta P_r$$

$$= 7.27 + 2.13$$

$$\Delta P_T = 9.4 \text{ lb/in}^2$$

$$U_c = \frac{h_i \times h_{ic}}{h_i + h_{ic}} = \frac{100.63 \times 100.67}{100.63 + 100.67} = 50.32 \frac{BTU}{Hr \text{ ft}^2 OF}$$

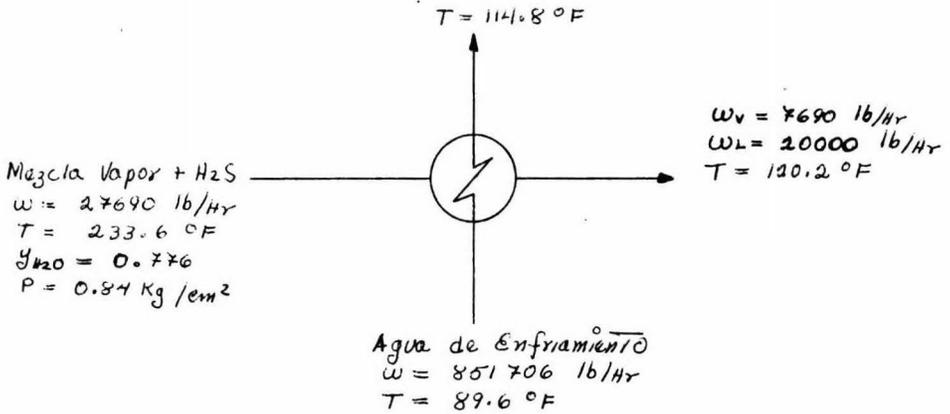
$$U_D = 42.84 \frac{BTU}{Hr \text{ ft}^2 OF}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{50.32 - 42.84}{50.32 \times 42.84}$$

$$R_d = 0.0034$$

EA-106

Condensador de Vapor, con H₂S Como incondensable



$$\text{Carga Térmica} = 21.974 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}$$

$$w_v = 7690 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} ; 7690 \times \frac{1}{24} = 226.17 \text{ lbmol/Hr}$$

$$w_L = 20000 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} ; 20000 \times \frac{1}{18} = 1111.111 \text{ lbmol/Hr}$$

$$\Sigma = 1337.2811 \text{ lbmol/Hr}$$

$$y_{H_2O} = 1111.111 / 1337.28 = 0.776$$

Secuencia de Calculo

$$P_T = 0.84 \text{ Kg/cm}^2 \times 14.223 = 11.94 \text{ lb/in}^2$$

$$\bar{P}_{H_2O} = 0.776 \times 11.94 = 9.26 \text{ lb/in}^2$$

A 11.94 lb/in² en STEAM TABLES de C.E. INC. Temp. de saturación o Temperatura de rocío T₀ = 189.5 °F

Balances Totales :

$$\begin{aligned} \text{Entrada : } P_{H_2O}^0 &= 9.26 \text{ lb/in}^2 \\ P_{\text{gas}} &= 11.94 - 9.26 = 2.68 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Salida : } P_{H_2O}^s &= 1.6427 \text{ lb/in}^2 \\ P_g &= 11.94 - 1.6427 = 10.24 \end{aligned}$$

1bmol de Vapor en la entrada = 1111.1111

1bmol de Vapor en la salida = $226.17 * \frac{106927}{10.24} = 37.38$

Vapor condensado = $1111.1111 - 37.38 = 1073.73$ 1bmol/Hr

Calculo de la Carga Térmica

Se va a calcular por incrementos de Temperatura iniciando con la Temperatura de entrada y Terminando con la de salida.

$T = 233, 189.5, 180, 160, 140$ y 120°F

$$\Delta T_1 = 233 \rightarrow 189.5^{\circ}\text{F} \quad ; \quad Q = m c_{p_m} (T_2 - T_1)$$

$$c_{p_{H_2O}} = 0.45 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} * 0.776 = 0.3492$$

$$\Sigma = c_{p_m} = 0.4052 \text{ BTU/lb}$$

$$c_{p_{H_2S}} = 0.25 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} * (1 - 0.776) = 0.056$$

$$Q_1 = 27690 \text{ lb/Hr} * 0.4052 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} * (233 - 189.5^{\circ}\text{F})$$

$$Q_1 = 488069.5 \text{ BTU/Hr}$$

$$\Delta T_2 = 189.5 \Rightarrow 180^{\circ}\text{F}$$

$$P^{\circ} = 7.511 \text{ lb/in}^2$$

$$P_g = 11.94 - 7.511 = 4.42 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Moles remanentes de vapor} = 226.17 * \frac{7.511}{4.42} = 384.33$$

$$\text{Moles de Vapor condensado} = 1111.1111 - 384.33 = 726.78$$

$$\text{Carga de Condensación} = 726.78 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} * \frac{18 \text{ lb}}{\text{lbmol}} * 990.2 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} + 0.4052 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr}}$$

$$* (189.5 - 180)^{\circ}\text{F} * 726.78 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} * \frac{18 \text{ lb}}{\text{lbmol}}$$

$$Q_2 = 13431842.1 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr}}$$

$$\text{Calor del vapor no condensado} = 384.33 * 18 * 0.4052 * 9.5 = 26629.91 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr}}$$

$$\text{Calor del incondensado} = 7690 * 0.25 * 9.5 = 18263.75 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr}}$$

$$Q_T = \Sigma Q = 13476740 \text{ BTU/Hr}$$

$$\Delta T_3 = 180 \Rightarrow 160^{\circ}\text{F}$$

$$P^{\circ} = 4.7414 \text{ lb/in}^2$$

$$P_g = 11.94 - 4.7414 = 7.19 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Moles Remanentes de Vapor} = 226.17 * \frac{4.7414}{7.19} = 149.14$$

$$\text{Moles de vapor condensado} = 1111.1111 - 149.14 = 961.67$$

$$Q_{\text{cond.}} = (961.67 - 726.78) * 18 * 1002.2 + 0.45 * 10 * 18 * (961.67 - 726.18)$$

$$Q_e = 4261832 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{\text{del no cond.}} = (387.33 - 149.14) 18 * 10 * 0.45 = 19029.33 \text{ BTU/Hr}$$

$$\text{Calor del in condensable} = 7690 (0.26) 10 = 19940 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_T = 1300000 \text{ BTU/Hr}$$

$$\Delta T_4 = 160 \Rightarrow 140 \text{ } ^\circ\text{F} \quad P_0 = 2.8892 \text{ lb/in}^2$$

$$P_g = 11.94 - 2.8892 = 9.05 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Moles Remanentes de Vapor} = 226.17 * 2.8892 / 9.05 = 72.2$$

$$\text{Moles de Vapor condensado} = 1111.111 - 72.2 = 1038.91$$

$$Q_e = (1038.91 - 961.97) 18 * 10 + (1038.91 - 961.97) 0.42 * 10 * 18$$

$$Q_e = 1410000 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{ne} = (149.17 - 72.2) 18 * 0.42 * 10 = 5817 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{inc} = 7690 (0.24) (10) = 18456 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_T = 1424200 \text{ BTU/Hr}$$

$$\Delta T_5 = 140 \Rightarrow 120 \text{ } ^\circ\text{F} \quad P_0 = 1.6927 \text{ lb/in}^2$$

$$P_g = 11.94 - 1.6927 = 10.24 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Moles Remanentes de vapor} = 226.17 * \frac{1.6927}{10.24} = 37.38$$

$$\text{Moles de Vapor condensado} = 1111.111 - 37.38 = 1073.73$$

$$Q_e = (1073.73 - 1038.91) 18 * 10 + (1073.73 - 1038.91) 0.42 * 18 * 10$$

$$Q_e = 645622 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{ne} = (72.2 - 37.38) * 18 * 0.41 * 10 = 9570 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{inc} = 7690 (0.24) * 10 = 18456$$

$$Q_T = 666647 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_{TT} = \sum Q_T = 20327450 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr}}$$

Para el diseño Trabajamos con 21974000 BTU/Hr (% Exceso)

$$\text{Costo de Agua} = \frac{21974000}{114.8 - 89.6} = 851705.5 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

Para seguir adelante con los calculos debemos suponer un cambiador completo, el cual debe chocarse.
 Por lo tanto suponemos 42 in de diametro de coraza, 1170 Tubos 1/2 pasos, longitud 12 ft, diametro de Tubos 3/4 in, arreglo cuadrado y pitch de 1.0 in

Ponemos el agua por dentro de los Tubos :

Calculo del Coeficiente Individual :

* Nota = Metodo de Kern (Heat Transfer) capitulo 13

$$a_r = 1170 * \frac{0.302}{144 * 4} = 0.6134 \text{ ft}^2$$

$$G_r = \frac{851705.5}{0.6134} = 1388414.3 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$V = \frac{1388414.3}{3600 * 62.3} = 6.19 \text{ ft/seg}$$

$h_i = 1450$ ----- Apandice del libro de D.Q. Kern

$$h_{i0} = 1450 * \frac{0.62}{0.75} = 1198.66 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ OF}$$

Calculo de UAT por Coraza

Este calculo se hace para cada incremento de Temperatura.

$$T = 189.5$$

$$\bar{p}_M = 20.7$$

$$\bar{c} = (7690 * 0.22 + 20000 * 0.45) / 27690 = 0.38613 \frac{\text{BTU}}{16 \text{ OF}}$$

$$\bar{k} = (7690 * 0.0079 + 20000 * 0.0136) / 27690 = 0.012 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ OF/ft}$$

$$\bar{\mu} = (7690 * 0.0156 + 20000 * 0.012) / 27690 = 0.03146 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}}$$

$$\% \text{ Corte de bafles} = 25\% ; e' = 0.25$$

$$\text{Separacion de bafles} = 42/5 = 8.4 \text{ in}$$

$$a_s = 42 \text{ in} * 0.25 * \frac{8.4}{144} = 0.6125$$

$$G_s = \frac{27690}{0.6125} = 45209 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D_o = 0.0792 \text{ ft} ; Re = 0.0792 * 45209 / 0.03146 = 113810$$

$$j_H = 220 \left(\frac{c_M}{k} \right)^{1/3} = 1.0 ; \left(\frac{c_M}{k} \right)^{2/3} = 1.01 ; \left(\frac{\mu}{\rho k_d} \right)^{2/3} = 0.62$$

$$h_o = 220 * \frac{0.012}{0.0792} * 1.0 = 32.33$$

$$k_g = \frac{32.33 * 1.01}{0.33613 * 20.7 * 0.62} = 6.794 / \text{ft}$$

$$T_g = 189.5^\circ\text{F} \quad \Delta T = T_g - T_w = 74.7^\circ\text{F} ; P_g' = 11.94 - 4.7414 = 7.19 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2}$$

$$T_w = 114.8^\circ\text{F}$$

$$P_g = 2.68 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2} \quad P_v = 9.26 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2}$$

$$\text{Supongo } T_e = \text{Temperatura de la película} = 160^\circ\text{F} \Rightarrow P_e = 4.7414 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2}$$

$$P_{gf} = \frac{7.19 - 2.68}{2.303 \log \frac{7.19}{2.68}} = 4.554$$

debe satisfacerse la siguiente ecuación:

$$h_o(T_g - T_c) + K_g \overline{PM} \lambda (P_v - P_e) = h_{io}(T_e - T_w)$$

$$33.33(189.5 - 160) + \frac{6.79}{4.554} * 18 * 984.1(9.26 - 4.7414) = 1198.66(160 - 114.8)$$

$$120383.8 \neq 54179.4$$

$$\text{Supongo } T = 175^\circ\text{F} \quad P_e = 6.7173 \quad P_g' = 11.94 - 6.7173 = 5.223 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2}$$

$$P_{gf} = \frac{5.223 - 2.68}{2.303 \log \frac{5.223}{2.68}} = 3.82$$

$$33.33(189.5 - 175) + \frac{6.79}{3.82} * 18 * 984.1(9.26 - 6.7173) = 1198.66(175 - 114.8)$$

$$80000. \cong 73000$$

$$0.9T = 177^\circ\text{F}$$

$$U \Delta T = 76000$$

$$U = \frac{76000}{189.5 - 114.8} = 1018.$$

lo mismo se hace con 180, 160, 140 y 120°F. Aquí sólo aparece al cálculo para 120°F. Los demás datos están incluidos en la Tabla #1.

$$T = 120^\circ\text{F}$$

$$T_g = 120^\circ\text{F} \quad P_v = 1.6927 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2} \quad P_g = 11.94 - 1.6927 = 10.3 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2}$$

Moles Vapor a la salida, son 37.38

$$\text{Masa Total a la salida} = 7690 + 37.38 * 18 = 8362.8 \text{ lb/hr}$$

$$\overline{PM} = (7690/34 + 37.38) / 8362.8 = 31.73$$

$$\bar{c} = 0.258 ; \bar{k} = 0.0077 ; \bar{\mu} = 0.03512$$

$$G_s = \frac{8362 \cdot 84}{0.6125} = 13653.6$$

$$Re = \frac{13654 \times 0.0792}{0.03512} = 30791$$

$$j_H = 100 \quad \left(\frac{eH}{k}\right)^{1/3} = 1.06 \quad \left(\frac{eH}{k}\right)^{2/3} = 1.1236$$

$$h_0 = 100 \times \frac{0.0077}{0.0792} \times 1.06 = 10.3$$

$$K_g = \frac{10.3 \times 1.1236}{0.258 \times P_{gf} \times 31.73 \times 0.62} = 2.28 / P_{gf}$$

$$\text{Elevación de } T_w = \frac{q}{W_{120}} = \frac{6.66647 \times 10^5}{8.71705 \times 10^5} = 0.80^\circ F$$

$$T_w = 90.5 - 0.8 = 89.7^\circ F$$

$$\text{Supongo } T_c = 90.5 \quad P_c = 0.6981 \frac{\text{lb}}{\text{cm}^2} \quad P'_g = 11.94 - 0.6981 = 11.3 \frac{\text{lb}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{gf} = \frac{11.2419 - 10.2473}{2.303 \log \frac{11.2419}{10.2473}} = 10.77$$

$$10.3(120 - 90.5) + \frac{2.28}{10.77} \times 18 \times 1025.6 (1.6927 - 0.6981) = 1198.66(90.5 - 89.7)$$

$$4190.9169 \neq 1078.795$$

$$\text{Supongo } T_c = 92^\circ F \quad P_c = 0.74313 \frac{\text{lb}}{\text{cm}^2} \quad P'_g = 11.94 - 0.74313 = 11.2 \frac{\text{lb}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{gf} = \frac{11.2 - 10.2473}{2.303 \log \frac{11.2}{10.2473}} = 10.3$$

$$10.3(120 - 92) + \frac{2.28}{10.3} \times 18 \times 1025.6 (1.6927 - 0.74313) = 1198.66(92 - 89.7)$$

$$4160 \stackrel{?}{=} 2900$$

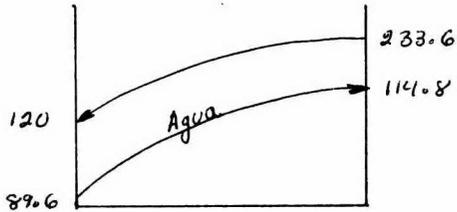
$$0^\circ T \cong 91.0^\circ F$$

$$U \Delta T = 1198$$

$$U = \frac{1198}{120 - 89.6} = 39$$

$T_g(^{\circ}F)$	$T_c(^{\circ}F)$	$U\Delta T$	$(U\Delta T)_{ov}$	q (BTU/Hr)	A (ft^2) ($q/U\Delta T$)	ΔT
233.0						
189.5	177.0	76000		488069.5		74.7
180.0	146.0	55050	65525	13476740	205.67	81.02
160.0	112.0	28000	39026	4300000	110.19	65.92
140.0	94.0	1723	10361	1434200	138.43	47.57
120.0	91.0	1198	1466	666647	600.10	30.4
				$\Sigma 20327450$	$\Sigma 1054.5$	

$(\Delta T)_{ov}$	$q/(\Delta T)_{ov}$
—	6533.8
77.9	17300.5
73.5	58503.4
56.8	25250.0
38.79	17097.9
	$\Sigma 280386.0$



$\Delta T = 30.4$

$\Delta T = 118.8$

$$LMTD = \frac{118.8 - 30.4}{2.303 \log \frac{118.8}{30.4}} = 65^{\circ}F$$

$$Weight(LMTD) = \frac{Q}{\Sigma q/\Delta T}$$

$$W\Delta T = \frac{21974000}{280386} = 78.5^{\circ}F$$

$$Ue = \frac{21974000}{1054.5 * 78.5} = 265$$

Superficie externa por pie = 0.1963 ft^2/ft

Superficie Total disponible = 1170 * 12 * 0.1963 = 2756 ft^2

$$U_0 = \frac{21974000}{78.5 * 2756} = 102$$

$$R_d = \frac{265 - 102}{265 * 102} = 0.006$$

Es un R_d más grande que el necesario, pero es adecuado a causa de la sensibilidad en el cálculo de este equipo.

Calculo de la Caída de Presión

Por los Tubos : Agua

$$\mu = 1.74 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}} \quad \nu = 1.0$$

$$D = 0.62/12 = 0.0517 \text{ ft} \quad G_c = 1388414.3 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2}$$

$$Re_c = \frac{0.0517 * 1388414.3}{1.74} = 41254 \quad f = 0.00017$$

$$\Delta P_c = \frac{0.00017 (1388414.3)^2 12 * 4}{5.22 * 10^{10} * 0.0517 * 1 * 1} = 5.82 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_r = \frac{4m}{s} \left(\frac{v^2}{2g'} \right) \quad \frac{v^2}{2g'} = 0.23 \text{ ----- fig 27 Kern}$$

$$\Delta P_r = 4 * 4 * 0.23 = 3.7 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 3.7 + 5.82$$

$$\Delta P_T = 9.52 \text{ lb/in}^2$$

Por caraza : Mezcla

$$D_s = 0.6125 \text{ ft}^2 \quad G_s = 45208.2$$

$$T = \frac{233.6 + 120.2}{2} = 177^\circ \text{F}$$

$$Re = \frac{0.0792 * 45208.2}{0.0329}$$

$$\mu = 0.0329 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}$$

$$Re = 108829.1 \quad f = 0.0013$$

$$D_c = \frac{0.95}{12} = 0.0792 \text{ ft}$$

$$N+1 = \frac{12 * 12}{8.4} = 17.15$$

$$D_s = \frac{42}{12} = 3.5$$

$$\overline{PM} = 23.4$$

$$\rho = 0.5 \text{ lb/ft}^3$$

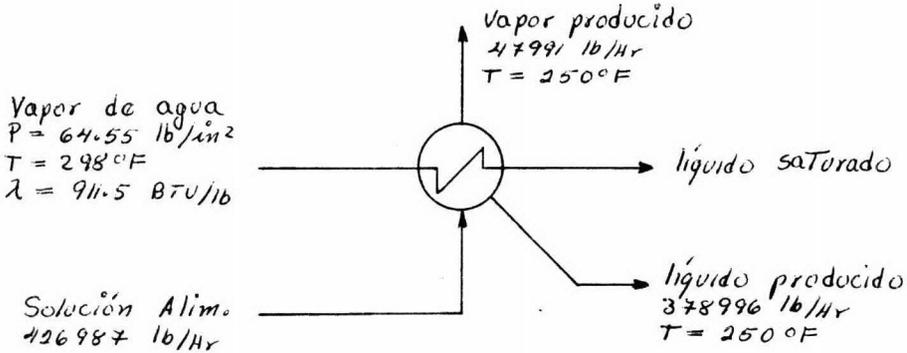
$$\nu = \frac{0.5}{62.3} = 0.00803$$

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} * \frac{0.0013 * 45208.2^2 * 3.5 * 17.15}{5.22 * 10^{10} * 0.0792 * 0.00803}$$

$$\Delta P_s = 0.41 \text{ lb/in}^2$$

- 76 -
EA-107

Evaporador Tipo KETTLE. Maneja una solución de DEA 20% en peso para producir vapor de agua.



$$\text{Carga Térmica} = 45.4 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}$$

$$\text{Vapor necesario para el calentamiento} = \frac{45.4 \times 10^6}{911.5} = 49900 \text{ lb/Hr}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{2.303 \log \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \\ &= \frac{53 - 48}{2.303 \log \frac{53}{48}} \\ &= 50^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Seleccionamos Tubos de $3/4"$ O.D., $P_t = 1.0 \text{ in}$, arreglo Triángular, y una longitud de 16 ft.

$$A = \frac{Q}{U_o(\text{LMTD})} \quad * \text{Supongo } U_o = 236$$

$$A = \frac{4054 \times 10^7}{50 \times 236} = 3835 \text{ ft}^2$$

$$A' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad \therefore \# \text{ Tubos} = \frac{3835}{0.1963 \times 16} = 1204$$

$$D_s = 42 \text{ in para } n=4 \text{ pasos}$$

Area de flujo = $A_c = 0.268 \text{ in}^2$ (Vapor por el lado de Tubos)

$$A_c = \frac{N_c A_c}{144 * n} = \frac{1404 * 0.268}{144 * 4} = 0.65 \text{ ft}^2$$

$$G_c = \frac{W}{A_c} = \frac{47000}{0.65} = 72000 \frac{\text{lb}}{\text{Hr ft}^2}$$

$$\mu = 0.014 * 2.42 = 3.388 * 10^{-2} \frac{\text{lb}}{\text{ft Hr}}$$

$$D = \frac{0.584}{12} = 0.04866$$

$$Re = \frac{G_c D}{\mu} = \frac{72000 * 0.04866}{3.388 * 10^{-2}} = 100000$$

$$h_{i0} = 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \text{ (para vapor que condensa)}$$

Lado de la coraza: Solución de DEA

$$T_w = T_c + \frac{h_{i0}}{h_{i0} + h_o} (T_e - T_c) ; \text{ Suponemos } h_o = 1000 \text{ (Checar)}$$

$$T_w = 250 + \frac{1500}{1500 + 1000} (298 - 250)$$

$$T_w = 278.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$(\Delta T_w) = 278.8 - 250 = 28.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

de la figura 1511 de Kern $h_o > 1000$ o^o usamos 1000

$$U_c = \frac{h_{i0} * h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{1500 * 1000}{1500 + 1000} = 600$$

$$R_d = \frac{U_c - U_0}{U_c * U_0} = \frac{600 - 236}{600 * 236} = 0.0027$$

Caida de presión : lado Tubos

$$\text{Para } Re = 100000 \quad f = 0.000130$$

$$\alpha T = 298 \text{ } ^\circ\text{F} \quad V = 6.5 \text{ ft}^3 / 16 \text{ } ^\circ\text{ } \rho = \frac{1}{6.5} = 0.154 \text{ lb/ft}^3$$

$$S_g = \frac{0.154}{62.3} = 0.00247$$

$$\Delta P_T = \frac{10.35 \times 10^{-4} \times 7.2^2 \times 10^8 \times 16 \times 4}{2 \times 5.22 \times 10^{10} \times 4.866 \times 10^2 \times 2.47 \times 10^3}$$

$$\Delta P_T = 3.15 \text{ lb/in}^2$$

Es un poco alto pero se acepta, ya que no afecta grandemente.

CALCULO DEL DIAMETRO DEL
KETTLE

$$\text{Carga de vapor} = 2290 \left(\frac{\sigma}{6.86 \times 10^{-5} (P_L - P_V)} \right)^{0.5} P_V$$

$$\sigma = \text{Tensión superficial} = 60 \frac{\text{ dinas }}{\text{ cm }} \times 6.85 \times 10^{-5} = 16 / \text{ft}$$

$$CV = 2290 \times 0.154 \left(\frac{60 \times 6.85 \times 10^{-5}}{6.86 \times 10^{-5} (63.5 - 0.154)} \right)^{0.5}$$

$$CV = 341 \text{ lb/hr ft}^3$$

$$\text{Espacio de vapor} = \frac{VP}{CV} ; VP = \text{Vapor producido}$$

$$EV = 417991 / 341 = 140.5$$

$$\text{Area del domo} = \frac{EV}{LT} ; LT = \text{Longitud de Tubos}$$

$$AD = 141 / 16 = 8.8 \text{ ft}^2$$

$$AH = DC^2 (0.3927) ; DC = \text{Diámetro de Coraza}$$

$$AH = (35/12)^2 \times 0.3927 = 3.36 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area Total} = 3.36 + 8.8 = 12.16 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diámetro del Kettle} = DK = 12 (AT / 0.3927)^{0.5}$$

$$DK = 12 \times \left(\frac{12.16}{0.3927} \right)^{0.5}$$

$$DK = 66 \text{ in}$$

DIAMETRADO DE LA SECCION DE GASOLINAS

Balance en la bomba de recirculación: GA-101

Maneja 91 l/min

$$91 \frac{\text{l}}{\text{min}} * \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ Hora}} * 1.14 * 62.3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * \frac{1 \text{ ft}^3}{28.316 \text{ l}} = 13790 \text{ lb/Hr}$$

Alimentación de gasolina: 3585 $\frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$

$$\text{Reflejo} = 13790 - 3585 = 10205 \text{ lb/Hr}$$

Alimentación de la solución de sosa: 6710 lb/Hr

$$\text{H}_2\text{S absorbido} = 3.11 \text{ lb/Hr}$$

$$\text{Gasolina Tratada} = 3585 - 3.11 = 3581.89 \text{ lb/Hr}$$

Para calcular el diámetro de las líneas se usó el nomograma del CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK de J.H. Perry. Este nomograma requiere el gasto y la densidad de la corriente para obtener un diámetro económico.

Corriente # P1: Entran 1622 Kg/Hr con una densidad de 0.601 $\frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$

$$1622 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} * \frac{1}{0.454} = 3585 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

$$\rho = 0.601 * 62.3 = 37.6 \text{ lb/Hr}$$

$$\phi = 1.25'' \Rightarrow 2 \text{ in}$$



Corriente # H1: Maneja 3046 Kg/Hr de sosa a 7.36% mol con una densidad de 1.13 $\frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$.

$$3046 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} * \frac{1}{0.454} = 6710 \text{ lb/Hr}$$

$$\rho = 1.13 * 62.3 = 70.6 \text{ lb/ft}^3$$

$$\phi = 1.25'' \Rightarrow 2 \text{ in}$$

Corriente # P7: Maneja 1619 Kg/Hr con $\rho = 0.601 \text{ g/cm}^3$

$$\phi = 2 \text{ in}$$

Corriente # P5A: Maneja 13790 lb/Hr, $\rho = 68.9 \text{ lb/H}^3$

$$\phi = 2 \text{ in}$$

Corriente # P5: Maneja 10205 lb/Hr con una $\rho = 69.9 \text{ lb/H}^3$

$$\phi = 2 \text{ in}$$

Corriente # P2: Maneja 3581.9 lb/Hr y su densidad es 37.6 lb/H^3

$$\phi = 2 \text{ in}$$

Corriente # P5: Maneja 3578.8 lb/Hr, su densidad es $37.6 \frac{\text{lb}}{\text{H}^3}$

$$\phi = 2 \text{ in}$$

Corrientes # P1A, P6A

Normalmente no Tienen flejo

$$\phi = 2 \text{ in}$$

DIAMETRADO DE LA SECCION DE FRACCIONAMIENTO

Corriente # 4 Maneja $1878 \times \frac{1}{0.454} = 4136.6 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$ y su densidad es: $0.494 \times 62.3 = 30.8 \text{ lb/ft}^3$
 $\phi = 2 \text{ in}$

Corriente # 5 Maneja $152 \text{ Kg/hr} \times \frac{1}{0.454} = 334.8 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$, la densidad es $0.014 \text{ g/cm}^3 \times 62.3 = 0.872 \text{ lb/ft}^3$
 $\phi = 2 \text{ in}$

Corriente # 6 Maneja $1726 \text{ Kg/hr} \times \frac{1}{0.454} = 3802 \text{ lb/hr}$, la densidad es $0.447 \times 62.3 = 27.86 \text{ lb/ft}^3$
 $\phi = 2 \text{ in}$

Corriente # 9 Maneja 779 lb/hr con $\rho = 0.016 \times 62.3 = 0.99 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$
 $\phi = 2 \text{ in}$

Corriente # 10 Maneja $779 - 334.8 = 444.2 \text{ lb/hr}$ a una densidad de $0.42 \times 62.3 = 26.2 \text{ lb/ft}^3$
 $\phi = 3/4 \text{ in}$

Corriente # 12 Maneja 9620 lb/hr con $\rho = 0.447 \times 62.3 = 27.85 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$
 $\phi = 2 \text{ in}$

DIAMETRADO DE LA SECCION CON D.E.A.

Linea NO. P14 flujo 6718 Kg/Hr = 14797.4 lb/Hr

$$\rho = 0.004 \text{ g/cm}^3 \times 62.3 = 0.249 \text{ lb/ft}^3$$

$$\phi = 8 \text{ in}$$

Linea NO. P13 flujo 7314 Kg/Hr = 16110 lb/Hr con una densidad de 0.006 g/cm³

$$\rho = 0.006 \times 62.3 = 0.37 \text{ lb/ft}^3$$

$$\phi = 8 \text{ in}$$

Linea NO. P13 Manera 1901 Kg/Hr = 4187.22 lb/Hr con una densidad de 0.006 g/cm³

$$\rho = 0.37 \text{ lb/ft}^3$$

$$\phi = 4 \text{ in}$$

Linea NO. P13 flujo 716 Kg/Hr ó 1577.1 lb/Hr , $\rho = 0.003 \text{ g/cm}^3$

$$\rho = 0.003 \times 62.3 = 0.187 \text{ lb/ft}^3$$

$$\phi = 4 \text{ in}$$

Linea NO. P13 fluyen 9931 Kg/Hr ó 21874 lb/Hr , $\rho = 0.005 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$

$$\rho = 0.005 \times 62.3 = 0.312 \text{ lb/ft}^3$$

$$\phi = 10 \text{ in}$$

Linea NO. HS17 manera 3451 Kg/Hr ó 7602 lb/Hr , $\rho = 0.002 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$

$$\rho = 0.002 \times 62.3 = 0.124 \text{ lb/ft}^3$$

$$\phi = 8 \text{ in}$$

DIAMETRO DE LA TORRE DESETANIZADORA DA-101

Alimentación = 1878 Kg/Hr
Destilado = 152 Kg/Hr
Reflujo = 201.6 Kg/Hr
Flujo Total de Vapor = 201.6 + 152 = 353.6 Kg/Hr = 779 lb/Hr
Líquido de fondo = 1726 Kg/Hr
Número de platos = 20

$$P = \frac{L'}{G'} \left(\frac{P_G}{P_L} \right)^{0.5} = \frac{1726}{152} \left(\frac{0.875}{27.8} \right)^{0.5} = 1.98$$

$$P_G = 0.014 \text{ g/cm}^3 = 0.875 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_L = 0.447 \text{ " } = 27.8 \text{ "}$$

del libro de Van Winkle "DISTILLATION" pag 525 fig 13.21

$P_c = 0.055$ para 24 in de espaciamiento

$$V_F = \frac{P_c}{\left(\frac{P_G}{P_L - P_G} \right)^{0.5}} = \frac{0.055}{\left(\frac{0.875}{27.8 - 0.875} \right)^{0.5}} = 0.305 \text{ ft/seg}$$

Para 60% de inundación $V_F = 0.6 * 0.305 = 0.183 \text{ ft/seg}$

$$\text{Flujo Total} = 778.9 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} * \frac{1 \text{ Hr}}{3600 \text{ Seg}} * \frac{1}{0.875 \text{ lb/ft}^3} = 0.248 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Para 8% de área del bajante respecto al área Total

$$\text{Área neta} = A - 0.08A$$

$$A = \frac{Q_V}{0.92 V_F}$$

$$A = \frac{0.248}{0.92 * 0.183} = 1.5 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 * 1.5}{3.1416}} = 1.4 \text{ ft}$$

$$D \Rightarrow 2 \text{ ft.}$$

CALCULO DE LA POTENCIA PARA MOVER LAS BOMBAS

$$\text{Potencia } \rho \quad \text{bhp} = \frac{\text{GPM} \times \text{Sg} \times \text{H}}{3960 \times \eta}$$

η = Eficiencia

Sg = densidad relativa

GPM = Galones por minuto

H = Cabeza expresada en pies de líquido

$$H = \frac{\Delta P \times 2.31}{\text{Sg}}$$

ΔP = presión que debe vencer la potencia del motor, incluye alturas y caídas de presión en las líneas.

GA-101 y GA-102

Bombas de recirculación en cada una de las etapas en la sección de gasolinas, flujo que manejan 91 l/min.

$$\text{GPM} = 91 \frac{\text{l}}{\text{min}} \times \frac{1.602}{3.785 \text{ l}} = 24.2$$

$\Delta P = 2 \text{ kg/cm}^2$

$\text{Sg} = 1.0$

$\eta = 0.60$

Para $\eta = 0.39$

$$H = \frac{2.0 \times 14.223 \times 2.31}{1.0} = 65.9 \text{ ft}$$

$$\text{bhp} = \frac{24.2 \times 1.0 \times 65.9}{3960 \times 0.60} = 0.67 \Rightarrow \frac{0.75 \text{ HP} \times 0.6}{0.39} = 1 \text{ HP}$$

GA-103

Bomba de reflujos de la Torre descatanzadora. Maneja 8 l/min

$$\text{GPM} = 8 \frac{\text{l}}{\text{min}} \times \frac{1}{3.785} = 2.12$$

$\Delta P = 3.0 \text{ kg/cm}^2$

$\text{Sg} = 0.48/1.0 = 0.48$

$\eta = 0.60$

$$H = \frac{3.0 \times 14.223 \times 2.31}{0.48} = 206 \text{ ft}$$

$$\text{bhp} = \frac{2.12 \times 0.48 \times 206.0}{3960 \times 0.60} = 0.088$$

Para $\eta = 0.20$

$$\text{bhp} = \frac{0.088 \times 0.6}{0.20} = 0.25 \text{ HP}$$

GA-104

Bomba de agua de lavado en la Torre absorbadora. Maneja un flujo de 114 l/min.

$$\text{GPM} = \frac{114 \text{ l/min}}{3.785 \text{ l/gal}} = 30.2$$

$$\Delta P = 2.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S_g = 1.0$$

$$\eta = 0.60$$

$$H = \frac{2 * 14.223 * 2.31}{1.0} = 65.9 \text{ ft}$$

$$\text{Para } \eta = 0.41 \quad \text{bhp} = \frac{30.2 * 1.0 * 65.9}{3960 * 0.60} = 0.84 \Rightarrow \frac{1.0 \text{ HP} * 0.6}{0.41} = 1.25 \text{ HP}$$

GA-105

Bomba de dea. pobre. maneja un flujo de 2873 l/min

$$\text{GPM} = 2873 \text{ l/min} * \frac{1}{3.785} = 772.0$$

$$\Delta P = 8.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S_g = 1.1$$

$$\eta = 0.60$$

$$H = \frac{8 * 14.223 * 2.31}{1.1} = 240 \text{ ft}$$

$$\text{Para } \eta = 0.7 \quad \text{bhp} = \frac{772 * 1.1 * 240.0}{3960 * 0.60} = 86.0 * \frac{0.6}{0.7} = 73 \text{ HP}$$

GA-106

Bomba de reposición de dietanolamina, flujo 454 l/min

$$\text{GPM} = 454 \frac{\text{l}}{\text{min}} * \frac{1}{3.785} = 120.0$$

$$\Delta P = 3.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S_g = 1.1$$

$$\eta = 0.60$$

$$H = \frac{3.0 * 14.223 * 2.31}{1.1} = 90 \text{ ft}$$

$$\text{bhp} = \frac{120 * 1.1 * 90}{3960 * 0.60} = 5.0$$

GA-107

Bomba de reflujos de la Torre regeneradora, flujo 151 l/min

$$\Delta P = 4.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S_g = 1.0$$

$$\eta = 0.60$$

$$\text{GPM} = 151 \text{ l/min} * \frac{1}{3.785} = 40.0$$

$$H = \frac{4 * 14.223 * 2.31}{1.0} = 132 \text{ ft}$$

$$\text{bhp} = \frac{40 * 1.0 * 132}{3960 * 0.60} = 2.2 \Rightarrow 3.0 \text{ HP}$$

ESTIMADO DE COSTOS

Se Tomara como base para este estimado los costos de equipo del B.de M. mencionados en el capitulo de costos., para 1975.
Para la escalación se considerara un 10% anual

CONCEPTO	VARIABLES	COSTO 1975	COSTO 1976
Tanque FA-101	802 GPM, 325 lb/m ²	\$ 200 000.00	220 000.00
Tanque FA-102	" " "	"	220 000.00
Filtro FA-103	59 GAL., 325 lb/m ²	12 950.00	138 49.00
Tanque FA-104	75 GAL., 415 lb/m ²	15 135.00	16 648.00
Acumulador FA-105	1080 GAL., 10 lb/m ²	22 387.00	24 625.00
Recip. FA-106 A y B	1974 GAL., 76 "	132 452.00	146 000.00
Tanque FB-101	28000 Gal., 15 lb/m ²	95 500.00	105 050.00
Cambiador EA-101	88 M ² D.T.		44 000.00
Rehervidor EA-102	29.6 M ² D.T.		21 000.00
Condensador EA-103	43.0 M ² D.T.		28 000.00
Cambiador EA-104	14 586 M ²	1 002 376.00	1 102 614.00
Cambiador EA-105	9385 M ²	588 843.00	647 727.00
Condensador EA-106	2756 M ²	147 910.00	162 701.00
Rehervidor EA-107	3835 M ²	309 030.00	339 933.00
Torre DA-101	20 Platos	156 000.00	171 600.00
Absorbador DA-102	23 Platos	177 000.00	194 910.00
Agotador DA-103	23 Platos	234 600.00	258 000.00
BOMBA GA-101	1 HP		24 782.00
BOMBA GA-102	1 HP		24 782.00
BOMBA GA-103	1/4 HP		22 479.00
BOMBA GA-104	1/4 HP		26 500.00
BOMBA GA-105	73 HP		79 450.00
BOMBA GA-106	5 HP		33 500.00
BOMBA GA-107	3 HP		30 200.00

Total \$ 3 957 500.00

0% Costo del equipo \$ 3 957 500.00

a) Aplicando el método de los factores de LANG como primera aproximación, se tiene:

Para plantas que procesan líquidos el factor de Lang es 4.74

COSTO DE LA PLANTA :

$$4.74 * 3957500.00 = 18758300.00$$

b) Aplicando los factores establecidos en el libro de Peters and Timmerhouse " PLANT DESIGN AND ECONOMICS".

COSTOS DIRECTOS	(%) Porcentaje	COSTO (\$)
Equipo	32.5	3957500.00
Instalación de equipo	12.5	1522100.00
Instrumentos y controles	4.3	523600.00
Tubería	19.3	2350100.00
Instalación eléctrica	5.8	706251.00
Casa de control	1.05	127850.00
Terrano	1.5	182651.00
Vías de acceso	3.2	389650.00
Servicios Auxiliares	18.3	2228344.00
Total		\$ 12008046.00

COSTOS INDIRECTOS

Ingeniería y supervisión	13.0	1582977.00
Gastos de construcción	14.5	1765628.00
Licencias	3.0	365300.00
Impuestos	12.3	1497740.00
Total		\$ 5211645.00

COSTO TOTAL = COSTOS DIRECTOS + COSTOS INDIRECTOS

$$C.T. = 17219693.00$$

El error probable en los métodos anteriores puede variar entre 25 y 30%.

III.4. DIAGRAMAS Y PLANOS

Los diagramas son la herramienta gráfica que permite al ingeniero de proyecto desarrollar el diseño de una planta.

Dentro de las fases del diseño de una planta, la información obtenida por cada uno de los departamentos que intervienen en el proyecto es plasmada en un diagrama. Estos diagramas como son: el plano de localización general del equipo, el diagrama de flujo de proceso, el diagrama de tubería e instrumentación, los diagramas de servicios, el diagrama eléctrico, etc., sirven para que los constructores de equipo puedan fabricarlo correctamente y para que los responsables de construir la planta lo hagan convenientemente.

Diagrama de flujo. El diagrama de flujo es la base para el desarrollo de la planta. Este deben contener los balances de materia y energía requeridos por el proceso para obtener los productos deseados, además debe señalar todos los equipos involucrados en dicho sistema.

Existen tres tipos de diagramas:

- a) Diagrama de bloques.
- b) Diagrama gráfico de flujo.
- c) Diagrama de flujo de proceso.

a) Diagrama de bloques. Este diagrama se representa por medio de paralelogramos y flechas que indican la secuencia del proceso. Cada paralelogramo representa una sección de la planta o una operación unitaria y cada flecha una corriente.

b) Diagrama gráfico de flujo. Es el diagrama comúnmente usado para fines publicitarios o informativos de tipo general.

c) Diagrama de flujo de proceso. Toda la información necesaria de las condiciones de operación de los equipos y en la cual el ingeniero de proyecto basa el diseño de la planta está contenida en este diagrama.

Dada la importancia del mismo, debe satisfacer los siguientes requisitos:

- 1) Debe ser lo más claro posible.
- 2) Debe señalar el balance de materiales de cada una de las corrientes con sus respectivas identificaciones; además las condiciones de operación y las propiedades más importantes de los fluídos.
- 3) Debe identificar a cada equipo por medio de una clave establecida.
- 4) Se señalarán las válvulas de control y variables a controlar (P, T, nivel).
- 5) Una bandera indicará la presión y la temperatura de las corrientes y equipos más importantes.
- 6) La identificación de cada corriente deberá hacerse con un número encerrado en un cuadro pequeño.
- 7) Las corrientes que llevan flujo a dos fases se deberán señalar con un hexágono, dentro del cual se indique el porcentaje que está en fase vapor.
- 8) Todas las notas que complementen el diagrama y que dependen de la necesidad de cada proceso deben ser incluidas.

Plano de localización general de equipo (plot-plan). El plano de localización general es un diagrama que tiene representado al involucrado en el proceso agrupado en el lugar que ha de ocupar en el terreno de la planta.

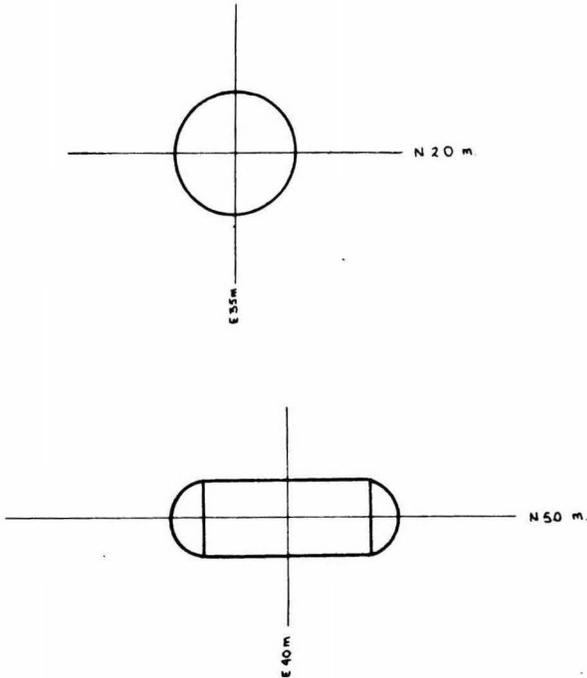
Algunos de los objetivos de este plano son: la economía en potencia de bombas y compresores y en distancia de tuberías, ya que si se usa una gran cantidad de ésta, la inversión total aumenta. Se estima que el costo de líneas representa entre un 40 y un 60 % de la inversión total.

El arreglo del equipo dentro de la planta depende de factores como son: vientos dominantes, capacidad de la planta, área disponible, topografía del terreno, tipo de proceso, vías de comunicación a la planta (carreteras, vías férreas, puertos), líneas de proceso y servicios en límites de batería. Así como la seguridad y facilidad de mantenimiento y construcción. En la elaboración de estos planos es importante conocer la lista y dimensiones de los equipos, las distancias mínimas entre ellos y soportes de tubería.

Este plano debe contener:

- a) El equipo localizado y representado a escala.

La localización se hace mediante un sistema de coordenadas como se muestra en la siguiente figura:



- b) Cimentaciones de bombas y compresores.
- c) Edificios (cuartos de control eléctrico y de instrumentos, oficinas, etc.)
- d) Cuartos de compresores.
- e) Estructuras.
- f) Soportes de tubería (rack).
- g) Accesos.
- h) Almacenamiento (diques de contención).

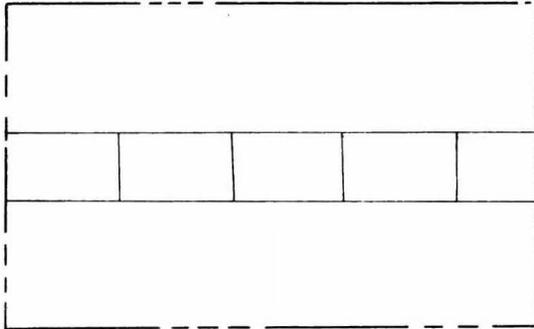
También aparecen señalados los puntos cardinales, la dirección de los vientos dominantes y las vías de comunicación a la planta ;

Los vientos dominantes son los que determinan la localización de hornos y quemado-

res en relación al equipo que maneja vapores inflamables. Esto evita en caso de fu gas, que las sustancias inflamables sean llevadas a dichos equipos produciéndose situaciones de peligro.

El soporte de tubería, puede tener una gran variedad de formas dependiendo del tipo de proceso. Los arreglos más empleados son aquellos con forma de "I", "L", "T", etc.

Para este trabajo se ha elegido el tipo "I".



En el cual las líneas de materia prima y servicios entran por un extremo y por el opuesto salen los productos.

En general el equipo puede distribuirse en alguna de las siguientes formas:

a) Distribución por agrupamiento. En este tipo de arreglo se agrupa al equipo similar como son bombas, cambiadores, torres, etc., en áreas separadas con objeto de facilitar la operación y el mantenimiento. Esta forma de distribución resulta más económica para plantas grandes con un gran número de bombas, cambiadores y demás equipo.

b) Distribución por línea de flujo. En este arreglo el equipo es distribuido en la planta siguiendo la secuencia establecida en el diagrama de flujo de proceso. Esta distribución resulta particularmente aplicable a plantas pequeñas o a unidades grandes donde se tienen relativamente pocas bombas o cambiadores.

Por experiencia en plantas anteriores se ha encontrado que el ancho del soporte (rack) varía de 5 a 10 metros.

Instrumentación. Un instrumento proporciona al operador el registro de las condiciones de operación de los equipos con el fin de controlar el proceso o para llevar un registro continuo de ciertas variables.

La ventaja de usar instrumentos radica en que se elimina al máximo los errores causados por la intervención del hombre y hace poco riesgosos los procesos delicados para una operación manual.

Así pues, al mantener las variables como P, T, flujo y nivel dentro de los límites previamente establecidos se logran abatir los costos de operación.

Arreglo de cambiadores de calor. Básicamente en un cambiador de calor, la variable a controlar es la temperatura, ya que el propósito de este equipo es lograr la máxima recuperación de calor.

El arreglo general consiste en poner válvulas de bloqueo para aislarlo y darle el mantenimiento necesario, por lo cual se incluyen válvulas de paso para evitar un paro innecesario de la planta. A la salida del cambiador se colocan medidores de temperatura.

Los venteos se colocan en la tubería superior y los drenes en la inferior.

Instrumentación de torres fraccionadoras. El sistema se compone de dos secciones principales que son:

- 1) El domo de la torre, el condensador parcial y el acumulador de reflujo.
- 2) El fondo de la torre y el rehervidor.

Para la sección 1, el destilado se obtiene en forma de vapor y por lo tanto se necesita una válvula que controle tanto la presión en el domo como la cantidad de producto.

El control de nivel del acumulador se hace con una válvulas que controla la cantidad de reflujo al domo de la torre.

Para la sección 2, el resíduo como producto se controla por el nivel del rehervidor, y la evaporación con la admisión de vapor (FC).

Básicamente un instrumento controla el proceso, registra e indica, alarma para en caso de peligro.

Diagramas de tubería e instrumentación (DTI). Este tipo de diagramas son la base para el diseño de tuberías, plantas y elevaciones, control del número de instrumentos y operación de la planta, ya que aparecen en ellos todos los equipos, accesorios y tuberías que los unen. El código de los equipos debe ser el mismo que aparece en el diagrama de flujo de proceso, en la lista de equipo y en las hojas de especificación de los equipos.

Para la construcción de plantas químicas, por lo general únicamente se especifican tres o cuatro diámetros diferentes de tubería, con objeto de que las piezas de repuesto ya sean estas accesorios o secciones de tubería, puedan ser empleadas indistintamente en varias áreas de la planta sin tener necesidad de almacenar grandes cantidades de materiales de diversos diámetros. Consiguiéndose con esto una mayor facilidad en el mantenimiento y una disminución en el tamaño del almacén de piezas de repuesto.

A las secciones de la planta que aparecen en cada uno de los dibujos se les asigna un número para su identificación. Asimismo se numeran las líneas de la siguiente forma:

20 S 105 1S1

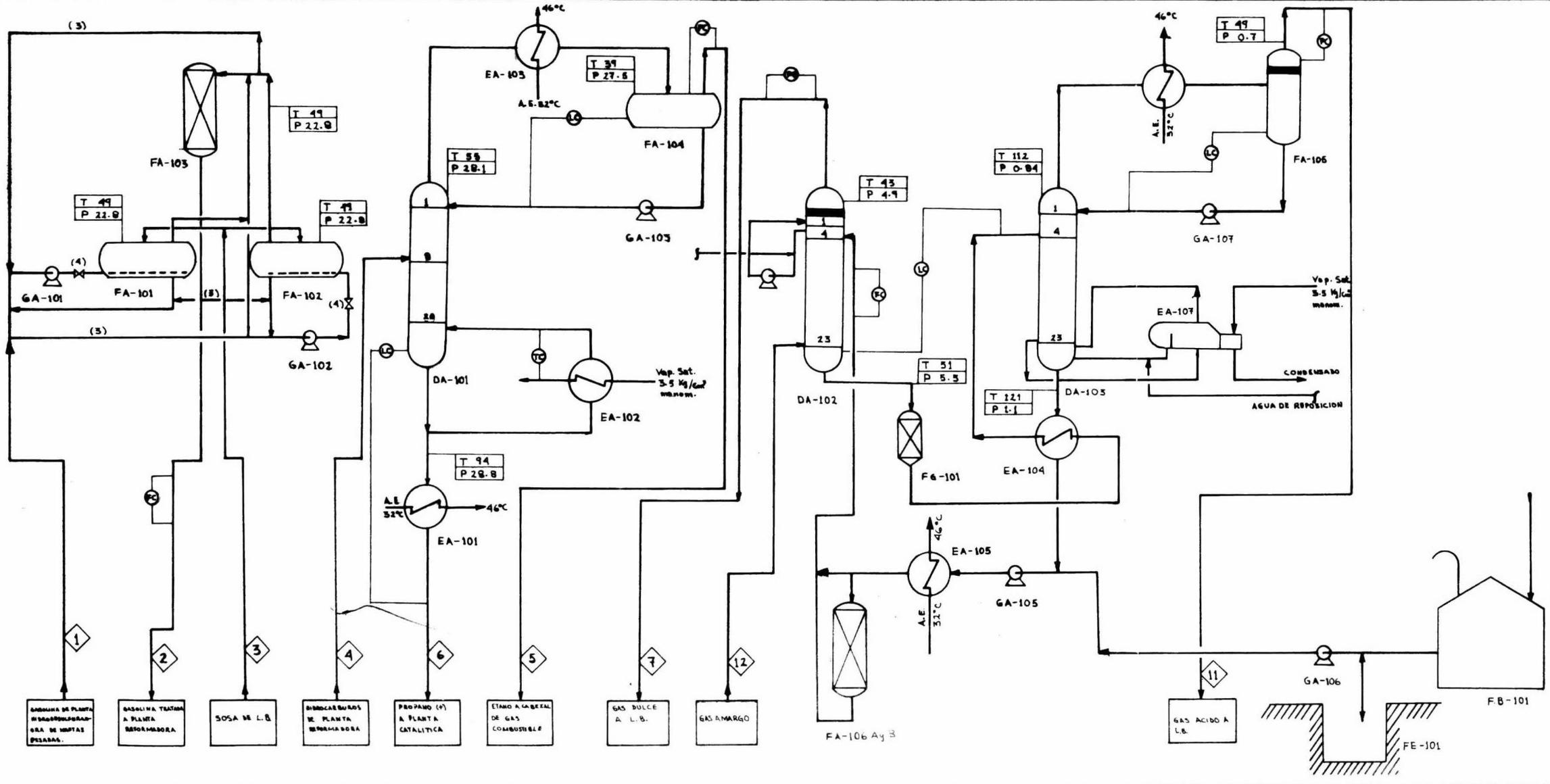
que significa lo siguiente:

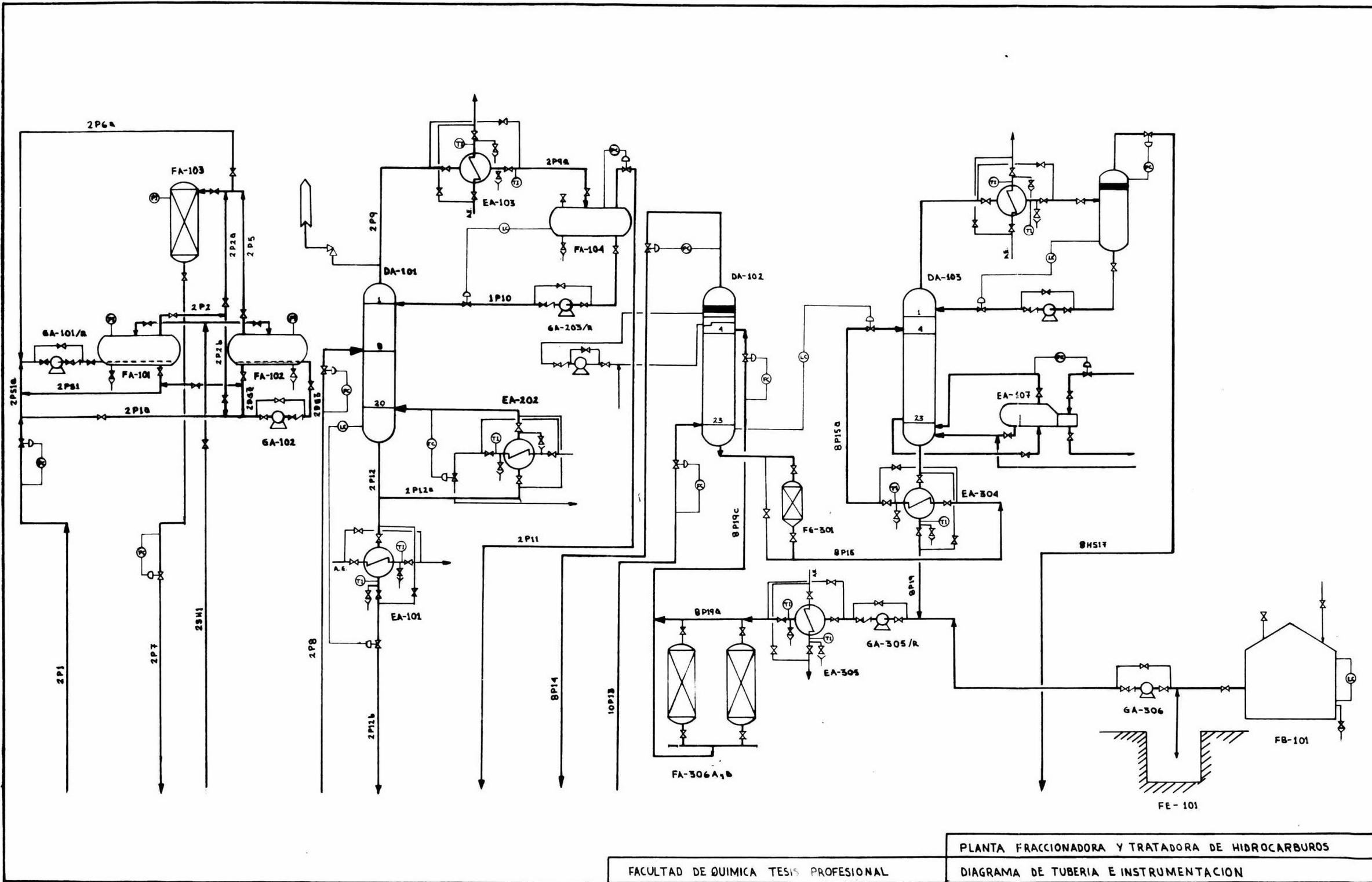
- 20 - Diámetro de la tubería (generalmente en pulgadas).
- S - Servicio que se realiza en la planta.
- 105 - Número de identificación asignado.
- 1S1 - Especificación del tipo de tubería.

CONCEPTO	H ₂	AGUA	H ₂ S	METANO	ETANO	PROPANO	i BUTANO	n BUTANO	i PENTANO	n PENTANO	HEXANO (+)	SOSA	FLUJO Kg mol/h	FLUJO Kg/h	PESO MOLECULAR	S.G. @ 15°C	BPD @ 15°C	Mm ³ STD/4 20°C, 1kg/cm ²	PRESION kg/cm ² (man)	T (°C)	DENSIDAD g/cm ³
CORRIENTE	% mol																				
1	0.047		0.412	0.187	1.480	3.759	3.119	4.287	5.614	40.949	40.194		21.70	1622	74.79	0.653	387		22.80	49	0.601
2	0.046		0.030	0.187	1.436	3.734	3.131	4.306	5.634	41.108	40.549		21.60	1619	74.95	0.653	386		21.10	49	0.601
3		92.64										7.36	155.0	3046	19.63	1.140	107		22.80	49	1.130
4	0.490			1.076	10.427	36.853	24.381	26.326	0.945	0.502			38.0	1878	49.50	0.532	533		28.10	38	0.494
5	4.094			8.987	50.174	32.611	3.081	1.051	0.002				4.6	152	33.40	0.424			8.40	15	0.014
6				5.022	37.430	27.278	28.627	1.073	0.570				33.4	1726	51.67	0.544	480		21.10	73	0.447
7	44.984	1.619	0.005	20.959	14.900	8.800	1.687	1.839	2.562	2.088	0.555		357.0	6718	18.82	0.344		213	4.20	41	0.004
8																					
9																					
10																					
11		6.870	93.130										105.0	3451	33.00	0.806		63	0.60	49	0.002
12	35.787		21.732	16.659	11.855	7.002	1.344	1.479	2.038	1.662	0.440		449.0	9931	22.14	0.422		268	5.30	39	0.005

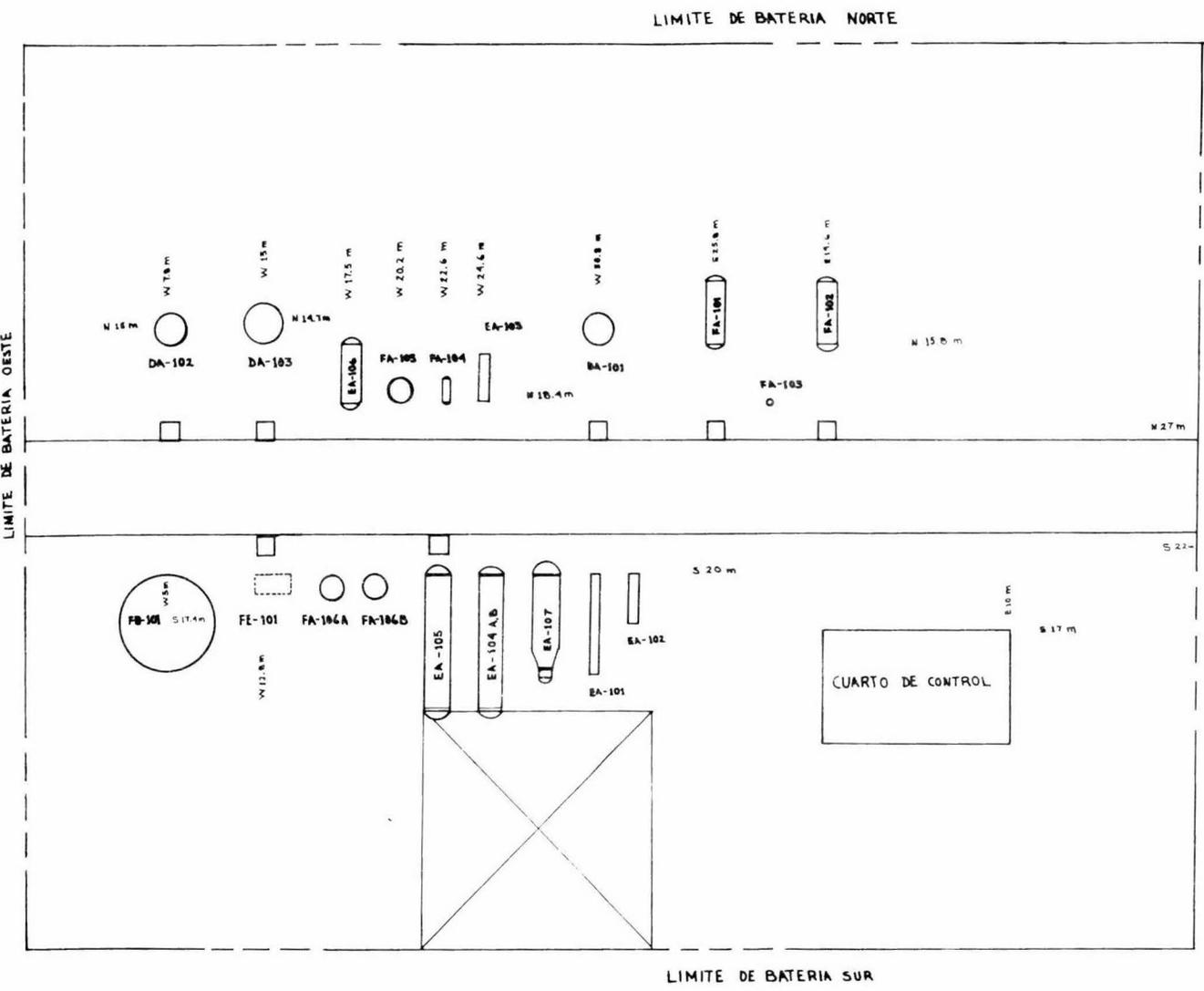
NOTAS :

- 1.. TEMPERATURA EN °C, PRESION EN Kg/cm²
- 2.. LA SOLUCION DE SOSA SE REPONE CUANDO LA CONC. BAJA AL 6% EN PESO APROXIMADAMENTE.
- 3.. NORMALMENTE SIN FLUJO.
- 4.. OPERACION MANUAL.



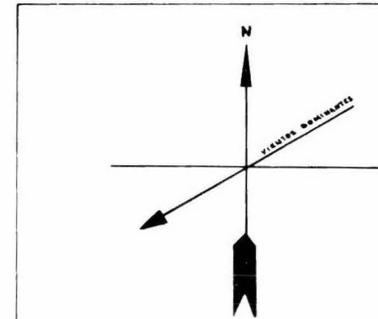


PLANTA FRACCIONADORA Y TRATADORA DE HIDROCARBUROS
 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION



LIMITE DE BATERIA OESTE

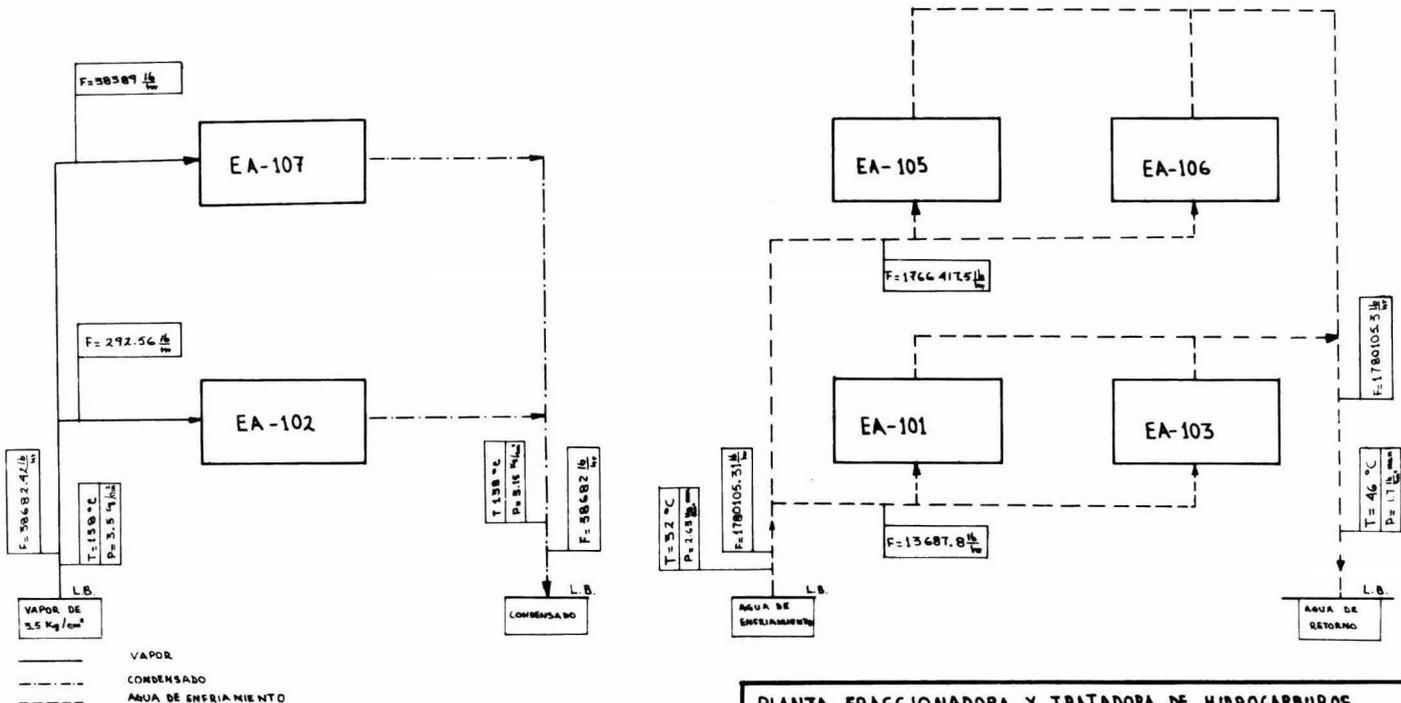
LIMITE DE BATERIA ESTE



LISTA DE EQUIPO		
CLAVE	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
DA-101	TORRE DESETANIZADORA	0.61m φ x 12.2 m T-T
DA-102	ABSORBEDOR DE GAS AMARGO	1.676 m φ x 24.555 m T-T
DA-105	REGENERADOR DE SOLUCION DE DIETANOLAMINA	2.145 m φ x 20.574 m T-T
EA-101	ENFRIADOR DE PROPANO	DT 1.251m, 41mφ x 16 ft
EA-102	REHERVIDOR DE LA TORRE DESETANIZADORA	DT 4mφ, 8mφ x 8 ft
EA-103	CONDENSADOR DE LA TORRE DESETANIZADORA	DT 1mφ, 21mφ x 16 ft
EA-104A/B	CALENTADOR DE CARGA A LA TORRE REGENERADORA	3/4mφ, 48mφ x 24 ft
EA-105	ENFRIADOR DE DEA POBRE	3/4mφ, 54mφ x 24 ft
EA-106	CONDENSADOR DE LA TORRE REGENERADORA	3/4mφ, 42mφ x 12 ft
EA-107	REHERVIDOR DE LA TORRE REGENERADORA	K, 3/4mφ x 42mφ x 66mφ x 4
FA-101	ASENTADOR 1º ETAPA	1.085 m φ x 3.255 m
FA-102	ASENTADOR 2º ETAPA	" "
FA-103	FILTRO DE ARENA	0.457 φ x 1.37 m
FA-104	ACUMULADOR DE REFLUJO TORRE DESETANIZADORA	0.495 m φ x 1.485 m
FA-105	ACUMULADOR DE REFLUJO TORRE REGENERADORA	1.219 m φ x 2.94 m
FA-106A/B	FILTRO DE DEA POBRE	1.395 m φ x 4.875 m
FB-101	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE DEA	5.129 m φ x 5.129 m
FE-101	FOSA DE DEA	2 m ³
FG-101	FILTRO DE DEA RICA	
GA-101/R	BOMBA DE RECIRCULACION 1º ETAPA	2.42 GPM, 1 HP
GA-102/R	" " " 2º ETAPA	" "
GA-103/R	BOMBA DE REFLUJO DE TORRE DESETANIZADORA	2.12 GPM, 1/4 kg/cm ²
GA-104/R	BOMBA DE AGUA DE LAVADO DE TORRE ABSORBEDORA	30.2 GPM, 1 1/4 HP
GA-105/R	BOMBA DE DEA POBRE	772 GPM, 75 HP
GA-106	BOMBA DE REPOSICION DE DEA	120 GPM, 5 HP
GA-107	BOMBA DE REFLUJO TORRE REGENERADORA	40 GPM, 3 HP

EQUIPO	DESCRIPCION	CALOR INTERCAMBIADO	CONSUMO DE VAPOR DE 3.5 kg/cm ²	CONDENSADO
EA-102	Refrigerador Torre DA-101	$0.3451 \times 10^6 \frac{BTU}{hr}$	379 $\frac{lb}{hr}$	379 $\frac{lb}{hr}$
EA-107	Refrigerador Torre DA-103	$45.28 \times 10^6 "$	47000	47000
TOTAL			39682.42	38682

EQUIPO	DESCRIPCION	CALOR INTERCAMBIADO	AGUA DE ENFRIAMIENTO	GPM
EA-101	Enfriador de propano	$0.2896 \times 10^6 \frac{BTU}{hr}$	11355.0	22.81
EA-103	Condensador Torre DA-101	$0.0575 \times 10^6 "$	2359.75	4.75
EA-105	Enfriador DEA propano	$22.54 \times 10^6 "$	894642.8	1799.23
EA-106	Condensador Torre DA-105	$21.97 \times 10^6 "$	851706.0	1755.72
TOTAL			1780105.51	



PLANTA FRACCIONADORA Y TRATADORA DE HIDROCARBUROS

FACULTAD DE QUIMICA TESIS PROFESIONAL

DIAGRAMA DE BALANCE DE VAPOR Y DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

Este último punto, especificación de tubería, indica los rangos de presión y temperatura, así como el material y rangos permisibles de corrosión.

1 S 1

- 1 - Rango de presión de las bridas.
- S - Servicio.
- 1 - Material de la tubería.

C O S T O S

Evaluación económica. Una evaluación económica es una guía indispensable para cualquier decisión que deba ser tomada por el departamento de proceso o por el ingeniero de proyecto. En este tipo de decisiones se incluyen aquellas en las cuales se fija el rumbo de una investigación, el diseño del proceso, la obtención de capital (financiamiento), y las condiciones óptimas de operación de la planta.

Una evaluación económica completa de un nuevo proyecto requiere la estimación del capital fijo requerido, así como del capital de trabajo. Considerando la producción anual y el precio de venta del producto, se pueden calcular las ventas anuales; con el valor obtenido de estas ventas y deduciendo los costos de manufactura, costos de ventas, costos de administración y los impuestos, se obtiene la utilidad después de los impuestos (utilidad neta) que puede esperarse del proyecto; esta utilidad puede ser expresada como un porcentaje del capital invertido, empleándose este índice para estudios posteriores por el departamento económico de la empresa.

Muchos estudios necesarios en el desarrollo de un proyecto no requieren una evaluación económica detallada, por ejemplo, en la selección de alternativas de diseño o de arreglos de equipo, únicamente es necesario en algunos casos una comparación de los costos de equipo.

El capital invertido se divide en dos partes:

- 1) Capital fijo.
- 2) Capital de trabajo.

En el presente trabajo la planta que se considera es una sección de una refinería, en la cual las materias primas son productos de otras secciones y los productos de las unidades son a su vez materia prima para procesos posteriores. Por tanto la evaluación económica debe ser considerada como parte de un estudio que comprenda a la refinería completa.

Estimación de costos. Existe una gran variedad de métodos para estimar el costo de construcción de una planta química; algunos requieren una mínima información, mientras que otros se basan en una lista completa de todos los equipos. Todos los métodos suponen:

a) Una programación normal de proyecto. Entendiéndose por esto que los ingenieros, los departamentos involucrados en el proyecto así como la parte contratante trabajarán de la manera más eficiente posible, ya que cualquier iniciativa que se realice para terminar la planta en un tiempo más corto, redundará en un aumento de los costos de inversión.

b) Condiciones normales. Entendiéndose por condiciones normales el que únicamente se involucren sobretiempos pequeños dentro de la programación del proyecto, que sea posible el encontrar un número adecuado de obreros calificados, y que se cumpla con los tiempos de entrega de equipos y material en general.

En este punto no se hace previsión de las suspensiones no programadas de las actividades.

Índices de costos. Es importante considerar que las fechas de los precios de equipo son un factor muy importante ya que los costos básicos cambian constantemente debido a factores como son:

- Aumento del costo de mano de obra.
- Aumento del costo de materias primas.
- Aumento de la demanda, etc.

Para efectuar una estimación del costo real de algún equipo o actualizarlo es posible emplear los índices de costos, siempre y cuando el tiempo que los separa no sea muy grande, ya que se pueden inducir serios errores.

Los índices se emplean para determinar el costo en un año A, si se conocen los de un año B. Esto se hace empleando la siguiente fórmula:

$$\text{COSTO EN AÑO A} = \frac{(\text{INDICE EN EL AÑO A})}{(\text{INDICE EN EL AÑO B})} (\text{COSTO EN EL AÑO B})$$

Entre los principales índices con que cuenta el ingeniero de costos se tienen los siguientes, siendo los más importantes los dos primeros.

- a) The Chemical Engineering Plant Cost Index (Chemical Engineering).
- b) Nelson Refinery Construction Index (Oil and Gas Journal).
- c) The Engineering News Record Construction Cost Index (Engineering news record).
- d) The Marshall and Swift Equipment Cost Index (Chemical Engineering).
- e)

Cada índice está basado en un año o en el promedio de varios años, para los cuales al costo de los equipos en la lista se les asigna un valor de 100. Para los años siguientes el precio se compara con el que se dio en el año que se toma como base; la relación entre ambos precios es el índice para ese año.

El año que se escoge como base debe ser uno que se acerque lo más posible a lo normal; esto es, sin guerras, períodos de inflación o depresión.

Variación de los costos con la capacidad. Cuando se incrementa el tamaño de una planta química su costo también se incrementa; sin embargo, no existe una relación lineal entre capacidad y costo.

Métodos para estimar costos. Entre los métodos empleados para la estimación de costos que más se emplean se tienen los siguientes:

1. Método de factores.
2. Método de los módulos.
3. Estimado por operaciones unitarias.
4. Estimado detallado de costos.

1. Método de factores. Para este método se hace una lista de todas las piezas del equipo, obteniéndose el costo de entrega de cada una. Esto puede hacerse por medio de solicitudes de cotización a proveedores, de información registrada en los archivos de la compañía o por la literatura publicada.

Los costos de entrega de cada equipo se suman y se multiplican por un factor adecuado. De acuerdo con Lang, este factor debe ser:

- Para plantas que procesan sólidos	3.10
- Para plantas que procesan sólidos y un líquido	3.63
- Para plantas que procesan líquidos	4.74

A estos factores se les conoce como factores de Lang.

Este estimado se emplea en las fases preliminares del proyecto, siendo su aplicación limitada, debido a que no es muy exacto. La ventaja de este método es que en la literatura se encuentra disponible bastante información acerca de costos de equipo.

2. Método de módulos. Este método según Guthrie considera a la planta dividida en módulos, cada uno de los cuales está constituido por grupos de equipos similares, por ejemplo, cambiadores de calor, recipientes a presión horizontales, generadores de vapor, unidades mecánicas de refrigeración, cafeterías y/o laboratorios.

Se obtiene precio con base en 1968 para cada equipo de los módulos (precios LAB planta del proveedor). Se calcula un factor de Lang modificado para cada módulo; este factor incluye el flete de los equipos así como los impuestos mercantiles. El costo total se obtiene multiplicando el factor obtenido por el costo de cada módulo y sumando estos valores posteriormente. Además se suma un valor adicional en el cual se incluyen los imprevistos (del 13 al 25%).

Este método es también de aplicación limitada aunque es un poco más exacto que el anterior.

3. Estimado por operaciones unitarias. Esta aproximación está basada en la premisa de que unidades similares tienen equipo accesorio similar y por tanto deben de tener costos similares.

El costo de una determinada operación será una función de:

- Tamaño del equipo.
- Materiales de construcción.
- Presión de operación.
- Temperatura de operación.
-

La exactitud de este método se desconoce, pero es mayor que la obtenida con el método de los factores de Lang.

4. Estimado detallado de costos. Este método requiere mayor cantidad de datos que los anteriores. Para este estimado, cada equipo se calcula en forma separada. Por ejemplo el costo de tuberías se estima determinando la longitud exacta que se empleará para cada tamaño de tubería, considerándose además el número exacto de accesorios. El costo del material anterior se obtiene de una forma bastante fácil y exacta. El tiempo para el tendido e instalación de tuberías se determina por medio de tablas. El tiempo total obtenido se multiplica por el costo de las horas de mano de obra y se divide por un factor de eficiencia, para obtener el costo total de la instalación.

Este método tiene una exactitud de $\pm 5\%$, pero su costo es alto. La exactitud de cualquier estimación dependerá en gran parte de la experiencia de la gente que se encargue de hacerla. Por esto en muchas compañías se tienen ingenieros que se especializan en costos.

El costo y la capacidad de dos equipos puede relacionarse de la siguiente forma:

$$\frac{\text{COSTO DE EQUIPO A}}{\text{COSTO DE EQUIPO B}} = \left[\frac{\text{CAPACIDAD DE EQUIPO A}}{\text{CAPACIDAD DE EQUIPO B}} \right] \times$$

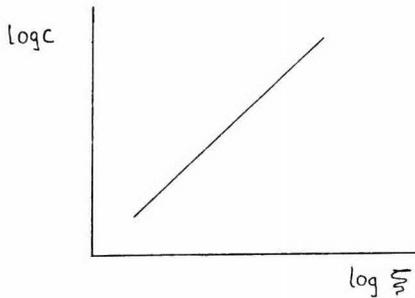
La ecuación anterior toma distintos nombres según sea el valor de x que se emplee. Así pues se tiene:

$$\begin{array}{ll} x = 0.6 & \text{Ecuación de Williams.} \\ x = 0.7 & \text{Ecuación de Dixon y Wowar.} \end{array}$$

Si se considera C como el costo del equipo y Q como su capacidad, se tiene lo siguiente:

$$\begin{array}{l} \log C = x \log Q \\ \log C = x \log \frac{M}{D} \end{array}$$

Donde $\frac{M}{D}$ es una variable dimensional correlacionada con el tamaño y tipo de equipo. Por ejemplo: Espesor, número de platos, etc. Encontrándose que en la mayoría de los casos el logaritmo del costo de un equipo es una función lineal de $\frac{M}{D}$.



Existen casos como es el de torres empacadas y torres de platos en que la correlación para el costo se obtiene en función unitaria por pie de altura de la torre.

La ecuación anterior es válida para determinados rangos o intervalos de la variable dimensional, ya que se presentan cambios en la pendiente de la gráfica de costos.

Construcción de gráficas de costo de equipo. Las gráficas de costo de equipo se construyen de la siguiente forma:

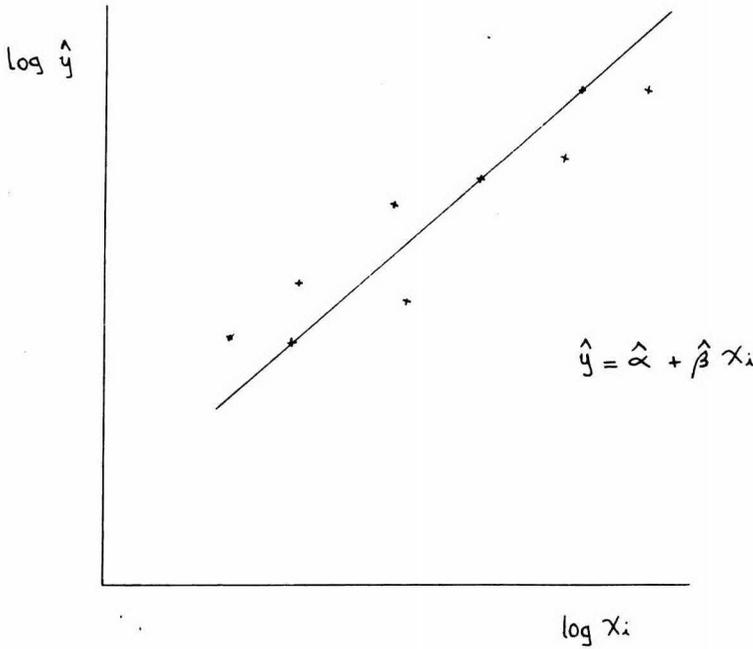
- i) Se obtiene el mayor número posible de datos de cotizaciones de diversos proveedores.
- ii) Se selecciona la variable dimensional que más identifique al equipo.

iii) Se desarrolla un modelo regresivo lineal logarítmico con los datos anteriores.

$$\hat{y} = \hat{\alpha} + \hat{\beta} X_i$$

$$\hat{y} = \log \text{costo}$$

$$X_i = \log \frac{C}{P}$$



Sobre el modelo obtenido se calcula el coeficiente de correlación $\hat{\rho}$, el cual indica qué tan relacionado está el costo del equipo con la variable dimensional seleccionada.

$\hat{\rho}$ = coeficiente de correlación

$$\hat{\rho} = \beta \sqrt{\frac{\sum (x_i - \bar{x})^2}{\sum (y_i - \bar{y})^2}}$$

$$\beta = \frac{\sum x_i y_i - (\sum x_i)(\sum y_i)/n}{\sum x_i^2 - (\sum x_i)^2/n}$$

$$\hat{\alpha} = \hat{y} - \hat{\beta} x_i \quad n = \text{tamaño de muestra}$$

$$\bar{x} = \frac{\sum x_i}{n}$$

Con un valor del coeficiente de correlación mayor de 0.80 se considera que la correlación entre las dos variables es buena.

Cuando se han probado varias variables dimensionales, se escoge la que tenga un valor del coeficiente de correlación mayor.

Una vez construido el modelo, debe ser sometido a una serie de pruebas para ver si es adecuado, entre las principales están:

a) Bandas de confianza. Esta prueba indica la probabilidad de que en el rango considerado se cumpla la relación del costo con la variable dimensional.

b) Demostrar que los errores son independientes. Aquí lo que se trata de probar es que el error de la variable dimensional es independiente del costo. Para lograrlo puede emplearse la ecuación de Markov para análisis de mercados, o la estadística de errores de Durbin y Watson. Para México, la actualización de precios se puede llevar a cabo por medio de los índices de precios del BANCO NACIONAL DE MEXICO, en lo relativo a artículos metálicos.

Los siguientes datos son un promedio anual.

<u>AÑO</u>	<u>INDICE</u>
1951	86.4
1952	92.0
1953	92.8
1954	100.0
1955	107.3
1956	119.5
1957	128.7
1958	133.0
1959	133.0
1960	131.5
1961	133.1
1962	133.2
1963	133.0
1964	135.4
1965	138.6
1966	138.1
1967	139.3
1968	143.1
1969	145.5
1970	156.7
1971	159.0
1972	159.0
1973	162.7
1974	189.8
1975 enero-abril	207.9

Costos de diversos equipos.

- 1) Recipiente de acero al carbón.
15-35 lb/in²

<u>CAPACIDAD</u>	<u>COSTO</u>
1000 gal.	\$ 20,000
10,000 gal.	\$ 60,000

Los precios anteriores se entienden LAB en la planta del proveedor y pueden ser relacionados con los costos en los Estados Unidos de la siguiente forma:

$$\text{Costo en E.U.A.} = \text{Costo en México} \times 0.9$$

2) Recipiente de acero al carbón.

36-120 lb/in²

<u>CAPACIDAD</u>	<u>COSTO</u>	
100 gal.	\$ 8,000	
6000 gal.	.\$ 70,000	
100,000 gal. (esferas)	\$ 700,000	cambio de pendiente en la gráfica de costos.

$$\text{Costo en E.U.A.} = \text{Costo en México} \times 0.76$$

3) Recipiente de acero al carbón.

120-160 lb/in²

<u>CAPACIDAD</u>	<u>COSTO</u>
20 gal.	\$ 3,500
1000 gal.	\$ 45,000

$$\text{Costo en E.U.A.} = \text{Costo en México} \times 0.9$$

4) Recipiente de acero al carbón.

300-750 lb/in²

<u>CAPACIDAD</u>	<u>COSTO</u>	
100 gal.	\$ 20,000	
650 gal.	\$ 60,000	
6000 gal.	\$ 500,000	Cambio de pendiente, reactores de 4 ft de diámetro.

Costo en E.U.A. = Costo en México x 0.85

- 5) Recipiente de acero inoxidable 304.
20-40 lb/in²

<u>CAPACIDAD</u>	<u>COSTO</u>
1000 gal.	\$ 50,000
10,000 gal.	\$ 200,000

Costo en E.U.A. = Costo en México x 0.95

- 6) Recipiente de acero inoxidable 316.
30-260 lb/in²

<u>CAPACIDAD</u>	<u>COSTO</u>
20 gal.	\$ 15,000
700 gal.	\$ 60,000
1000 gal.	\$ 500,000 Cambio de pendiente.

Costo en E.U.A. = Costo en México x 0.90

- 7) Tanques de almacenamiento de acero al carbón cilíndricos verticales.

<u>CAPACIDAD</u>	<u>COSTO</u>
1000 gal.	\$ 8,000
500,000 gal.	\$ 350,000

Costo en E.U.A. = Costo en México x 1

- 8) Tanques de almacenamiento de acero inoxidable 304 cilíndricos verticales.

<u>CAPACIDAD</u>	<u>COSTO</u>
200 gal.	\$ 12,00
100,000 gal.	\$ 500,000

Costo en E.U.A. = Costo en México x 1

- 9) Tanques de almacenamiento de acero inoxidable 316 cilíndricos verticales.

<u>CAPACIDAD</u>	<u>COSTO</u>
10,000 gal.	\$ 48,000
100,000 gal.	\$ 170,000

Costo en E.U.A. = Costo en México x 1.15

- 10) Cambiadores de calor.

20 ft. de longitud.

Tubos, cabezales y cuerpo de acero al carbón.

<u>SUPERFICIE EN ft²</u>	<u>COSTO</u>
20	\$ 13,000
350	\$ 45,000
10,000	\$ 700,000 cambio de pendiente.

Costo en E.U.A. = Costo en México x 0.84

- 11) Cambiadores de calor.

5-12 ft. de longitud.

Tubos, cabezales y cuerpo de acero al carbón.

<u>SUPERFICIE EN ft²</u>	<u>COSTO</u>
20	\$ 10,00
8,000	\$ 300,000

Costo en E.U.A. = Costo en México x 0.93

- 12) Cambiadores de calor.

20 ft. de longitud.

Tubos, espejo y cabezales de acero inoxidable 316. Cuerpo de acero al carbón.

<u>SUPERFICIE EN ft²</u>	<u>COSTO</u>
20	\$ 20,000
180	\$ 500,000
1000	\$ 220,000 Cambio de pendiente.

Costo en E.U.A. = Costo en México x 0.82

13) Cambiadores de calor.

5-12 ft. de longitud.

Tubos, espejo y cabezales de acero inoxidable 316. Cuerpo de acero al carbón.

<u>SUPERFICIE EN ft²</u>	<u>COSTO</u>
40	\$ 30,000
250	\$ 65,000
4,000	\$ 410,000 Cambio de pendiente.

Costo en E.U.A. = Costo en México x 0.80

14) Torres de destilación de acero al carbón.

Platos perforados con bajantes.

<u>DIAMETRO EN PULGADAS</u>	<u>COSTO/PLATO</u>
30	\$ 5,000
40	\$ 6,000
60	\$ 7,800
80	\$ 10,000
100	\$ 12,500
150	\$ 25,000

Costo en E.U.A. = Costo en México x 1.15

15) Torres de destilación de acero inoxidable 316.

10-50 platos perforados con bajantes.

Separación promedio de 18 in.

<u>DIAMETRO EN PULGADAS</u>	<u>COSTO/PLATO</u>
30	\$ 11,000
40	\$ 13,000
50	\$ 16,000
60	\$ 20,000
80	\$ 30,000

Costo en E.U.A. = Costo en México x 1

16) Torres de acero inoxidable 316.

30-61 platos perforados con bajantes.

Separación de 18 in.

<u>DIAMETRO EN PULGADAS</u>	<u>COSTO/PLATO</u>
20	\$ 6,000
30	\$ 7,500
40	\$ 9,200
50	\$ 12,500
70	\$ 18,000
80	\$ 23,000

Costo de E.U.A. = Costo en México x 1

17) Torres empacadas de acero inoxidable 316, incluyendo el costo de plato soporte y platos distribuidores. No se incluye el costo del empaque.

<u>DIAMETRO EN PULGADAS</u>	<u>COSTO/PLATO</u>
10	\$ 16,000
15	\$ 22,000
20	\$ 30,000
30	\$ 50,000
40	\$ 90,000

Costo en E.U.A. = Costo en México x 1

18) Bombas de acero al carbón con $\Delta P < 125 \text{ lb/in}^2$, incluyendo motor, base y acoplamiento.

<u>HP</u>	<u>COSTO</u>
1-10	\$ 10,000-12,000
20	\$ 25,000
50	\$ 40,000
100	\$ 60,000
200	\$ 100,000

Costo en E.U.A. = Costo en México x 1.25

- 19) Bombas de acero inoxidable 316 con $\Delta P < 125 \text{ lb/in}^2$, incluyendo motor, base y acoplamiento.

<u>HP</u>	<u>COSTO</u>
1	\$ 25,000
2	\$ 30,000
4	\$ 35,000
6	\$ 40,000
10	\$ 50,000
20	\$ 70,000
35	\$ 100,000

Costo en E.U.A. = Costo en México x 1.25

En este caso, la correlación entre la potencia de la bomba y su costo no es lineal.

Departamento de compras (suministros). Una de las fases más importantes que se siguen en el desarrollo de un proyecto es la adquisición del equipo y materiales necesarios; dicha adquisición debe hacerse a un costo razonable y a un tiempo de entrega adecuado. De realizar lo anterior se encarga el departamento de compras de una compañía de ingeniería; en dicho departamento debe contarse con ingenieros de gran experiencia tanto en el proceso mismo como en los diferentes equipos que han de ser adquiridos.

El departamento de compras es el encargado de proporcionar al ingeniero de proyecto la información necesaria acerca de los equipos que existen en el mercado, de sus precios, así como servir de enlace con los proveedores.

Debido a las operaciones de que se encarga este departamento durante el desarrollo de un proyecto, es necesario una buena organización del mismo, así como un personal con un amplio criterio y experiencia. Este departamento generalmente está constituido por un gerente de compras, asistentes, agentes de compras, secretarías y empleados, aunque su organización dependerá de cada compañía.

Los suministros en un proyecto de una planta de proceso pueden hacerse por dos métodos de compras:

--Método de compras por contrato.

--Método de compras por equipos o materiales.

Por una combinación de ambos métodos.

En el método de compras por contrato uno o más compradores se asignan a un proyecto específico (contrato). Este método requiere de compradores con un amplio conocimiento de todo tipo de equipo.

Las compras por contrato son aconsejables para organizaciones pequeñas. En el método de compras por equipo o materiales, cada comprador maneja un cierto tipo de materiales o equipos sin importar el proyecto para el cual se requieren. Este método se emplea con mayor frecuencia en organizaciones de gran tamaño que manejan un gran número de proyectos. Cuando se emplean este tipo de compras se debe de nombrar uno o más coordinadores de proyecto que se encarguen de que las operaciones de suministro se sigan de acuerdo a la programación establecida.

El método de compras por equipos o materiales es más eficiente cuando la política de la compañía permite que se hagan compras en grandes cantidades (sobre compras) de algunos materiales consiguiéndose de esta manera algunos descuentos. Para operar de esta forma, la compañía debe estar capacitada para almacenar el material sobrante, mientras este no sea requerido.

Especificaciones y diagramas. En la adquisición de equipos, pocos son los que pueden comprarse sin la preparación de especificaciones y diagramas, ya que estos ayudan proporcionando los datos de diseño en una forma clara y concisa. Este tipo de trabajo debe ser desarrollado por los grupos de ingeniería de la compañía, siendo aconsejable solicitar el consejo técnico del departamento de ventas de los proveedores, ya que uno de los errores más comunes y caros en un proyecto es la tendencia a diseñar cada equipo sin tener en cuenta la disponibilidad de materiales, mano de obra o los costos.

Secuencia de actividades en un departamento de compras. La adquisición de materiales para una planta industrial puede dividirse en varias fases:

1. Solicitud de cotización. Este punto incluye el envío a los diversos proveedores de una solicitud de cotización del precio de algún equipo.

2. Cotización. Es la respuesta formal de los proveedores a la solicitud de cotización.

3. Comparación de precios. Esto comunmente se efectúa por medio de una tabla comparativa en la cual se incluye la información enviada por cada proveedor en su cotización.

4. Pedido (orden compra).

5. Inspección. En este punto se incluye la revisión de los equipos y materiales durante su fabricación para asegurar una buena calidad y un tiempo de entrega dentro del programa general del proyecto.

6. Expeditación. Entendiéndose por tal la aceleración de los progresos en la manufactura de los equipos hecha por el comprador.

1. Solicitud de cotización. Para el envío de una solicitud de cotización se procede de la siguiente manera:

- a) Acumulación de datos de diseño en forma de especificaciones o diagramas.
- b) Selección de proveedores a quienes se les enviará la solicitud de cotización.
- c) Envío de la solicitud.

En muchas compañías cuentan con formas estandard para solicitudes de cotización. Estas formas invariablemente aclaran que no se trata de un pedido para evitar confusiones. Las especificaciones y diagramas que contengan la información sobre el equipo o materiales que se cotizarán así como las instrucciones para cotizar deben ser anexas a la solicitud, fijándose una fecha límite a los proveedores para que entreguen sus cotizaciones. El número de solicitudes de cotización enviadas depende de cada compañía, pero se consideran generalmente tres solicitudes como mínimo, ya que esto permite una selección del proveedor en base a precio, tiempo de entrega y calidad del producto.

2. Cotización. El proveedor deberá enviar su cotización en una forma especial para tal objeto y en la cual se debe incluir una serie de condiciones y definiciones. La información específica acerca del equipo que se cotiza debe estar incluida en la cotización de acuerdo a lo siguiente:

- a) Cantidad y descripción del material cotizado.
- b) Precio, debe dar tanto el precio unitario como el precio total del pedido.
- c) Peso estimado, este dato es necesario para el embarque.
- d) Tipo de cotización. Aquí incluye: validez de la oferta, tiempo durante el cual es válida la cotización (generalmente treinta días); cláusula de escalación, permite el ajuste del precio en función de las variaciones de mano de obra, materiales y transportación entre la fecha de pedido y la fecha de embarque.
- e) Descuentos.
- f) Condiciones de pago, incluyendo la especificación LAB (libre a bordo), entendiéndose en este caso que la mercancía será entregada a bordo de un transporte en el sitio indicado.
- g) Tiempo de entrega. Este dato debe aparecer en cualquier cotización. Generalmente se expresa en días, semanas o meses.

3. Comparación de precios. Después que se reciben las cotizaciones de los diversos proveedores con los datos que se incluyen en éstas, se construye una tabla comparativa, la cual constituye un método claro y eficaz de comparar la información proporcionada por los proveedores.

En la construcción de una tabla comparativa se deben tener en cuenta los siguientes factores;

- a) Especificaciones.
- b) Precio y escalación.
- c) Fecha de entrega.
- d) Condiciones de pago.
- e) Política del proveedor.
- f) Garantías.
- g) Fletes.
- h) Cláusula de mano de obra.
- i) Tipo de embarque.

Una vez elaborada la tabla comparativa, es necesario un análisis detallado de la información contenida en ella; en base a dicho análisis, se hace la selección del pro-

veedor que ha de encargarse del pedido. Como en el caso de las solicitudes de cotización, también existen formas estandar para tablas comparativas elaboradas por cada compañía. Todas aquellas decisiones en base a la tabla comparativa deben ser aprobadas por el ingeniero de proyecto. El departamento de compras debe indicar en forma clara todos los términos y condiciones de embarque haciendo resaltar las diferencias entre cada proveedor. En los estudios de ingeniería hechos por la compañía, deben incluirse copias de las tablas comparativas de los diversos equipos. El ingeniero de proyecto del contratista, generalmente debe enviar una copia de dichas tablas al ingeniero de proyecto del cliente para su aprobación.

4. Pedido (orden de compra). El pedido debe ser referido a una cotización escrita del proveedor, la cual debe estar perfectamente identificada por fecha y referencia, debe estar hecha en una forma especial para tal objeto.

Generalmente un pedido consta de las siguientes partes:

a) Descripción y precios. Aquí debe hacerse referencia a las especificaciones que sirven de base en la solicitud de cotización, haciendo una descripción exacta de lo que fue cotizado por el proveedor; debe indicarse de cuantas piezas está compuesta cada partida, los precios unitarios y totales de los equipos y materiales así como el precio total del pedido, los impuestos sobre ingresos mercantiles, descuentos y el precio total neto del pedido.

b) Condiciones de pago. En este punto se incluye la forma en que ha de pagarse al proveedor, generalmente se tienen dos formas de pago:

1) Contado.

2) Por financiamiento. Si se cuenta con crédito en la compañía proveedora, el pago puede hacerse en forma diferida contra el cumplimiento de alguna condición fijada de común acuerdo entre el proveedor y el contratista. Si el pedido es grande y el proveedor pide algún anticipo, generalmente se pide una fianza en favor del contratista que garantice el buen uso de ese dinero.

c) Tiempo de entrega. Se toma el tiempo de entrega fijado por el proveedor en su cotización y en base a la fecha del pedido se fija una fecha límite de entrega, pasada la cual, el proveedor está sujeto a una multa (generalmente 2 al millar) por día de retraso.

Esta cláusula de multa debe estar especificada en el pedido y debe ser aceptada por el proveedor; en caso de no hacerlo debe expresarlo por escrito.

d) Garantías. En este punto se indican las garantías que han de tener los materiales y equipos. Si el pedido es de equipo, se pide una fianza con un valor de aproximadamente el 10% del pedido otorgada en favor del contratista para garantizar el buen funcionamiento, así como la buena calidad de los materiales y mano de obra.

e) Notas. Aquí se incluyen todas las aclaraciones necesarias concernientes al pedido como son: lugar a donde ha de ser enviada la correspondencia que origina el pedido, cómo y dónde han de ser presentadas las facturas para su cobro, lugar a donde ha de embarcarse el equipo o material, etc.

f) Anexos. En este punto deben aparecer los documentos que forman parte integral del pedido.

5. Inspección. Una parte importante en las operaciones de adquisición en el desarrollo de un proyecto es la inspección del equipo durante su manufactura y posteriormente al estar listo para ser entregado. Durante este período, la compañía de ingeniería debe enviar periódicamente a un ingeniero inspector que se encargará de checar si la construcción del equipo se realiza de acuerdo a las especificaciones y dentro del tiempo programado. El ingeniero inspector debe presentar un informe periódico al departamento de compras.

Por el alto costo de la inspección, únicamente pueden checarsse los equipos mayores antes de ser embarcados. Los materiales como válvulas e instrumentos se verifican hasta que son entregados en el sitio de construcción.

6. Expeditación. La función principal de esta operación es asegurar que las fechas de entrega del equipo o material han de ser seguidas de acuerdo a la programación del proyecto, aunque cumple también con los siguientes puntos:

- Revisión de los datos que puedan afectar las fechas de entrega del equipo.
- Anticipar cualquier demora o cuello de botella y arreglarlo directamente con el proveedor.
- Asistir al proveedor en la obtención de prioridades.

- Cambiar la programación de fechas de entrega cuando sea necesario.
- Estar pendiente de los cambios en la programación del proyecto hechos por los departamentos de ingeniería y notificarlos al proveedor o fabricante cuando sea necesario.
- Expeditar a su propia organización con objeto de que los diagramas y especificaciones se terminen en el tiempo programado.

Es conveniente hacer notar que las entregas antes de tiempo son tan inconvenientes como las entregas fuera de tiempo, ya que pueden implicar problemas serios en el almacenaje de equipo en el sitio de construcción. Un ingeniero que trabaja en la operación de expeditación debe tener conocimiento de los procedimientos de fabricación, métodos de adquisiciones de los proveedores existentes y de las prácticas comunes de embarque.

RESUMEN Y CONCLUSIONES

Resumen. Los tratamientos para purificar gases y gasolinas, con el objeto de eliminar los contaminantes de azufre, son muy variados y de gran importancia en la industria química y petroquímica. Los gases tienen usos muy variados por ejemplo como combustibles y en la fabricación de plásticos, tal es el caso del etileno y del propileno, de ahí la importancia de mantenerlos libres de impurezas.

Las gasolinas por su parte deben estar libres de estos compuestos para evitar daños en los motores de combustión interna.

Así pues, como se apuntó anteriormente, estas técnicas se basan en alguno de los siguientes principios: absorción con un líquido, reacción química o adsorción.

Los métodos para eliminar los contaminantes de estas corrientes son muy variados y dependen en gran medida del tipo de compuestos, de su concentración y de la relación entre ellos.

Actualmente las alcanolaminas han probado ser de gran utilidad, en especial la monoetanolamina y la dietanolamina. En el caso de eliminar sulfuro de hidrógeno con trazas de dióxido de carbono y COS, la última ha demostrado tener mayores ventajas.

Conclusiones. Las plantas localizadas en Canadá y en la Lacq, Francia, utilizando soluciones de dietanolamina, han demostrado la utilidad de este compuesto en los procesos de purificación de gases.

La experiencia obtenida en estas plantas ha servido para demostrar lo atractivo del proceso y actualmente se construyen más de ellas en varios países, por ejemplo, México.

Ya que los procesos con soluciones de dietanolamina son de desarrollo reciente, los datos necesarios para el diseño de los equipos de separación, reportados en la literatura, no son siempre confiables, por tanto el diseño de estos equipos se realiza en base a la experiencia de otras plantas.

Dadas las propiedades de la dietanolamina como son baja presión de vapor, por ciento mínimo de degradación y baja corrosividad es atractiva económicamente y supera en muchos casos las soluciones de monoetanolamina.

Los principales problemas que presenta la operación de estas plantas son el espumado, causado por la presencia de partículas finamente divididas, pérdidas de solvente y corrosión; inconvenientes que pueden evitarse mediante un diseño adecuado.

En el diseño de la sección de tratamiento de gasolinas los problemas encontrados fueron mínimos dada la simplicidad del equipo.

El desarrollo de este trabajo, al aplicar parte de la ingeniería de detalle, nos ha servido para conocer más sobre cómo enfrentar problemas de diseño, principalmente en el caso de cambiadores de calor.

La evaluación de costos de la planta se hace tomando en cuenta los costos de equipo establecidos en 1975. La situación económica actual del país hace inexacta la obtención del costo real y por tanto, éste no refleja la realidad.

B I B L I O G R A F I A

ARTICULOS:

1. "How to choose a treating process"
Dr. R.N. Maddox
Michael D. Burns.
The oil and gas journal. Agosto 14, 1967, pág. 131

2. "Three ways to sweeten gas"
Fred Zapffe.
The oil and gas journal. Septiembre 10, 1962.

3. "How gas composition affects treating process selection"
K. J. Fitzgerald.
J. A. Richardson.
Hydrocarbon processing. Vol. 45, No.7. Julio, 1966, pág. 125.

4. "How acid gas treating processes compare"
R.J. Blake.
The oil and gas journal. Enero 9, 1967.

5. "Acid gas removal processes compared"
Fred C. Riesenfeld
Clyde L. Blohm.
Hydrocarbon processing & petroleum refiner.

6. "Gas treating: The SNPA process"
C.J. Wendt.
L.W. Dailey
Hydrocarbon processing and petroleum refiner.
Octubre 1967, Vol. 46, No. 10, pág. 155.

7. "Where and why to watch for symptoms of corrosion, foaming".
Dr. R.N. Maddox.
Michael D. Burns.
The oil and gas journal. Agosto 28, 1967, pág. 116.
8. "Sweetening natural gas with ethanolamine solutions"
H.G. Muhlbauer and P.R. Nonaghan.
The oil and gas journal. Abril 29, 1957, pág. 139.
9. "MEA process to be considered first"
Dr. R.N. Maddox
Michael D. Burns.
The oil and gas journal. Agosto 21, 1967, pág. 83.
10. "Filter DEA treating solution"
W.L. Sheirman
Hydrocarbon processing. Agosto 1973, pág. 95.
11. "Minimize corrosion in MEA units".
J.C. Dingman.
D.L. Allen.
T.F. Moore.
Hydrocarbon processing. Septiembre 1966, Vol.45, No.9, pág. 285.
12. "Reclaimer regeneration process can cut MEA losses!"
Allen D. Shell.
The oil and gas journal. Febrero 26, 1968, pág. 89
13. "Compare DGA and MEA sweetening methods".
J.C. Dingman.
T.F. Moore
Hydrocarbon processing. Julio 1968, vol. 47, No. 7, pág. 138

14. "Here are principal problems in design stripping towers".
Dr. R.N. Maddox.
Michael D. Burns.
The oil and gas journal. Octubre 2, 1967, pág. 110.
15. "Choosing materials for CO₂ absorption system".
Eugene D. Montrone.
William P. Long.
Chemical engineering. Enero 25, 1971, pág. 94.
16. "Tips on DEA treating".
R.F. Smith.
A.H. Younger.
Hydrocarbon processing. Julio, 1976, pág. 98.
17. "The selection of treating processes for gasoline plants".
George M. Brooner.
Petroleum refiner, Octubre 10, vol. 30, No.4, 1967, pág. 95.
18. "An engineer's guide to process-plant layout".
Frederick F. House.
Chemical engineering.
Julio 28, 1969, pág. 120.

LIBROS:

1. "Gas purification".
Arthur L. Kohl.
Fred C. Riesenfeld
McGraw - Hill Book Company.
1960.
2. "Project engineering of process plants".
Howard F. Rose.
M.H. Barrow.
John Wiley & Sons Inc.
1957.
3. "Preliminary chemical engineering plant design".
William D. Baasel.
American Elsevier Publishing Co.
1976.
4. "Mass transfer operations"
Robert E. Treybal.
McGraw - Hill
1968.
5. "Chemical technology of petroleum"
William A. Grose
Donald R. Stevens.
McGraw-Hill
3a. edición, 1960.

6. "Process heat transfer"
D.Q. Kern.
McGraw-Hill.

7. "Equipment design handbook for refineries and chemical plants".
F.L. Evans
McGraw-Hill

8. "Applied process design for chemical and petrochemical plants".
Ernest E. Ludwig.

9. "Chemical engineers handbook"
Robert H. Perry.
Cecil A. Chilton.
McGraw-Hill
5a. edición.