

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



**"DESARROLLO DE LA INGENIERIA DE PROCESO COMO
GUIA AL ESTUDIANTE"**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

Carlos Fernando Aguilar Beltrán

MEXICO, D. F. 1989

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

| | |
|--|-----|
| Prefacio | 4 |
| Introduccion | 10 |
| Capitulo 1. DESARROLLO DE LA INGENIERIA DE PROCESOS | |
| 1.1 Ingenieria de Proceso | 26 |
| 1.2 Bases de Diseño | 29 |
| 1.3 Criterios Generales de Diseño | 41 |
| 1.4 Diagrama de flujo de proceso | 48 |
| 1.5 Lista de Equipo | 53 |
| 1.6 Descripcion de Proceso | 59 |
| 1.7 Informacion Complementaria | 61 |
| 1.8 Requerimientos de Servicios Auxiliares y Agentes Químicos | 63 |
| 1.9 Especificacion de Equipos de Proceso | 64 |
| 1.9.1 Recipientes | 66 |
| 1.9.2 Torres | 67 |
| 1.9.3 Platos | 70 |
| 1.9.4 Empaques | 72 |
| 1.9.5 Otros Internos | 75 |
| A. Internos de Torres Empacadas | 75 |
| B. Internos de Torres de Platos | 84 |
| C. Eliminadores de Niebla | 85 |
| 1.9.6 Filtros | 88 |
| 1.9.7 Compresores | 91 |
| 1.9.8 Turbinas de Vapor | 97 |
| 1.9.9 Bombas | 102 |
| 1.9.10 Cambiadores de Calor | 104 |
| 1.10 Filosofia Operacional | 107 |

| | |
|--|--|
| Capítulo 2. APLICACION DEL DESARROLLO DE LA INGENIERIA DE PROCESO A UNA UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS. | |
| 2.1 | Generalidades 116 |
| A. | Tipos generales de Procesos de Endulzamiento 119 |
| B. | Procesos de Amina 123 |
| 2.2 | Integracion de una Unidad Tratadora de Hidrocarburos dentro de una Refinería 132 |
| 2.3 | Indice de los Documentos 137 |
| 2.4 | Bases de Diseño 138 |
| 2.5 | Diagramas de flujo de proceso 162 |
| A. | Unidad Tratadora de Hidrocarburos. Sección de Tratamiento con DEA 164 |
| B. | Unidad Tratadora de Hidrocarburos. Sección de Tratamiento Caustico 168 |
| 2.6 | Lista de Equipo 172 |
| 2.7 | Criterios Generales de Diseño del Proceso 175 |
| 2.8 | Descripción de Proceso 188 |
| 2.9 | Información Complementaria 196 |
| 2.9.1 | Balace de Materia y Energia 197 |
| 2.9.2 | Datos de proceso para diseño de Tuberías y Especificación de Instrumentos 212 |
| 2.10 | Servicios Auxiliares y Agentes Químicos 218 |
| 2.11 | Hojas de Datos de Equipos 224 |
| 2.12 | Filosofías Básicas de Operación 266 |

Apendice I. MEMORIA DE CALCULO DEL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.

| | |
|-----|--|
| 1.1 | Unidad Tratadora de Hidrocarburos. Sección de Tratamiento con DEA 278 |
| 1.2 | Unidad Tratadora de Hidrocarburos. Sección de Tratamiento Caustico 312 |

Apendice II. MEMORIA DE CALCULO DEL DIMENSIONAMIENTO
DE LOS EQUIPOS.

| | | |
|-------|---|-----|
| II.1 | Absorbedor de Gas Acido. TC-101 | 325 |
| II.2 | Contactador de Hidrocarburos. TC-102 | 349 |
| II.3 | Reactivador de DEA. TC-103 | 354 |
| II.4 | Separador de DEA. TA-101 | 357 |
| II.5 | Separador de Hidrocarburos. TA-102 | 365 |
| II.6 | Acumulador de Reflujo. TA-103 | 373 |
| II.7 | Acumulador de Carga. TA-201 | 375 |
| II.8 | Separador de Hidrocarburos Dulces. TA-202 | 378 |
| II.9 | Tanque de Almacenamiento de DEA. TB-101 | 380 |
| II.10 | Tanque de Almacenamiento de Inhibidor TB-102 y de Antiespumante TB-103 | 383 |
| II.11 | Tanque de Almacenamiento de Sosa Caustica. TB-201 .. | 384 |
| II.12 | Fosa de DEA. TS-101 | 386 |
| II.13 | Contactador Estatico. CS-201 | 387 |
| II.14 | Primer Filtro de DEA Pobre. FI-101 | 393 |
| II.15 | Segundo Filtro de DEA Pobre. FI-102 | 397 |
| II.16 | Intercambiador de DEA Rica/DEA Pobre. CA-103 | 401 |
| II.17 | Enfriador de DEA Pobre. CA-104 | 409 |
| II.18 | Condensador de Reflujo. CA-101 | 411 |
| II.19 | Rehervidor del Reactivador. CA-102 | 413 |

Apendice III. MEMORIA DE CALCULO DE LOS SERVICIOS
AUXILIARES Y AGENTES QUIMICOS.

| | | |
|-------|----------------------------|-----|
| III.1 | Agua de Enfriamiento | 417 |
| III.2 | Agua de Proceso | 419 |
| III.3 | Vapor | 420 |
| III.4 | Agentes Quimicos | 421 |
| III.5 | Energia Electrica | 429 |

Conclusiones

Bibliografia

PREFACIO

PREFACIO

El objetivo de esta Tesis es proporcionar al lector, específicamente al estudiante, una guía sobre el desarrollo de una Ingeniería de Procesos así de como se representan los diferentes documentos que la componen.

Con el contenido de esta Tesis se pretende resolver dudas sobre conocimientos que muchas de las veces no se estudian durante el curso de la carrera sobre este tema, que en la actualidad esta teniendo mucho interes debido a la situacion que se esta viviendo en el pais, ocasionando que no se cuente con las facilidades necesarias para importar tecnologia y equipos, teniendo que desarrollar nosotros mismos los diseños de las Plantas, en especial la Ingeniería Basica, la cual es desarrollada en el extranjero por diversas firmas de Ingeniería y compañías dedicadas a esto.

La Ingeniería Basica es una de las etapas mas importantes durante el desarrollo de un Proyecto de una Planta, puesto que es la base fundamental sobre la cual se apoyado el diseño de la Planta, ya que cuenta con los lineamientos generales y especificos para que se pueda llevar a cabo el diseño detallado de la misma, así como de su construcción y arranque.

Como se podra observar con mas detalle en la Introduccion, la Ingenieria Basica comprende dos fases; una es la-- Ingenieria de Procesos y la otra la Ingenieria de Sistemas-- e Instrumentacion; las cuales son de igual importancia, pero debido a lo extenso de sus tratamientos, se opto por desarrollar solo una de ellas, escogiendo la Ingenieria de -- Procesos por ser la parte mas interesante desde mi punto de vista y por involucrar varios cursos estudiados durante la carrera.

En la Introduccion se encontrara descrito en forma general cada parte que integra una Ingenieria de Proyectos y el papel tan importante que desempeña la Ingenieria de Procesos dentro de la misma.

En el capitulo uno se encontrara en forma detallada -- el desarrollo de cada uno de los documentos que conforman -- la Ingenieria de Procesos y la forma mas usual de representarlos; y para no dejar al lector (estudiante) con una idea vaga sobre el tema, en el capitulo dos se ejemplifica el de sarrollo de una Ingenieria de Procesos al diseño de una --- Planta, siendo complementada con los Apendices I, II y III, donde se describen el Balance de Materia y Energia, el dise ño de la mayoria de los equipos de la Planta y el Balance-- de Servicios Auxiliares.

Con esto se pretende que al final el lector (estudiante) tenga una idea clara sobre el tema y que pueda utilizar esta Tesis como una guía para el desarrollo de algun trabajo que involucre este tema.

INTRODUCCION

INTRODUCCION

La necesidad de desarrollar un proyecto de un --- proceso químico surge de la posibilidad de establecer una - empresa comercial, tal como la manufactura de un producto - determinado, o de la necesidad de satisfacer una demanda -- social, como puede ser la solución de un problema de conta- minación ambiental.

El diseño y la construcción de un proceso químico nunca podrán ser llevados a cabo sólo por profesionales de- solo una rama de la Ingeniería, sino debe resultar de los - esfuerzos coordinados de Ingenieros químicos, mecánicos, -- electricistas y civiles, así como de especialistas en otros campos.

A este conjunto de actividades que demandan la -- concurrencia de diversas disciplinas técnicas y científicas con el único fin de lograr la realización de un proyecto -- dentro de ciertas características previamente establecidas- de tiempo, inversión y calidad, es lo que se llama Ingenie- ría de Proyectos.

Es conveniente describir cada una de las áreas -- que comprende la Ingeniería de Proyectos y observar la im--

portancia y ubicación que tiene la Ingeniería de Proceso.

Las áreas son las siguientes:

- A) Evaluación de procesos.
- B) Administración de proyectos.
- C) Desarrollo de la Ingeniería Básica.
- D) Desarrollo de la Ingeniería de Detalle.
- E) Adquisición e Inspección de Equipo.
- F) Supervisión de la Construcción.
- G) Pruebas y puesta en Marcha.

A) EVALUACION DE PROCESOS.

La evaluación de procesos se realiza generalmente en dos etapas: en la primera, un análisis preliminar que se basa en la información disponible en la literatura abierta y en la segunda etapa, un análisis detallado con la información que se consigue de las compañías licenciadoras, - es decir, aquellas que son propietarias de procesos específicos.

El análisis preliminar tiene como objetivo seleccionar los procesos que cumplan con las características deseadas (función del proceso, materias primas, calidad de --

los productos, rendimientos, servicios auxiliares, entre -- otros), y además que sean rentables. Por lo tanto la primera actividad es definir las especificaciones del proceso -- deseado, para después revisar los procesos disponibles y -- rechazar aquellos que no cumplan con estas especificacio--- nes. Se continúa con una evaluación económica, determinando inversión, costo de materia prima, costo de servicios auxi--- liares, entre otros, para así determinar el costo de produc--- ción. Mediante esta evaluación preliminar se podrán selec--- cionar aquellos procesos más atractivos para proceder al - - análisis detallado.

En esta otra etapa se realiza el análisis de la - información que proporcionan los licenciadores, la cual no es muy amplia, pues éstos no proporcionan datos de primera- importancia para el proceso, ya que son confidenciales. Pri--- meramente se comparan las especificaciones del proceso de-- seado con aquellas que ofrecen los licenciadores para pro-- ceder con el análisis de los procesos, para los cuales se-- determinan los costos de producción. Asimismo se deberán -- revisar los renglones correspondientes a garantías, tiempo- de construcción de la planta, obsolescencia del proceso, expe- riencia del licenciador, entre otros.

La mayor parte de los factores anteriores son - -

cuantificables y proporcionan la base para tomar la decisión final.

B) ADMINISTRACION DE PROYECTOS.

Uno de los aspectos más importantes de la Ingeniería de Proyectos es la administración de los mismos, buscando una acción coordinadora y ejecutiva que asegure la realización y la integración apropiada de todas las funciones involucradas.

La tarea de la administración de los proyectos es muy importante, ya que individualmente es un factor que puede tener influencia sobre el éxito o fracaso relativo en la conclusión del proyecto. Esta área de servicio en la Ingeniería de Proyectos tiene una acción de planeación, dirección, coordinación y control de las diferentes actividades que concurren para el diseño y construcción de una planta.

En la parte de planeación se fijan los objetivos del proyecto, la fecha de terminación, el alcance que tendrá cada una de las áreas de ingeniería como son Ingeniería Básica, de Detalle, Construcción y Compras. Se establece el tipo de organización ya sea departamental, por grupo especial o combinado, y se fijan las políticas del proyecto, --

estableciendo los procedimientos de trabajo.

Las actividades de dirección, coordinación y control en la administración de los proyectos, consiste en fijar las guías bajo las cuales se deberá desarrollar el proyecto, coordinar las actividades de los diferentes grupos participantes y controlar el cumplimiento de óptima calidad, mínimo tiempo y mínimo costo en el proyecto.

C) DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA.

C.1) INVESTIGACION Y DESARROLLO.

En la mayor parte de todos los proyectos para el diseño de una planta, la Ingeniería Básica comprende dos etapas: Ingeniería de Proceso e Ingeniería de Sistemas e Instrumentación. Sin embargo existe además otra etapa previa, pero únicamente se presenta en toda su extensión durante el primer proyecto que se realiza y es la de investigación y desarrollo.

En esta fase se tiene como meta primordial el obtener la tecnología de un proceso que permita llevar a cabo un diseño competitivo del mismo. En forma resumida el trabajo comprende tres etapas: Exploratoria, de Desarrollo y Complementaria. En la primera se determina mediante experimen-

tación, normalmente a escala de laboratorio y con un estudio económico, la viabilidad del proyecto. En la segunda se lleva a cabo la experimentación, bien a escala de laboratorio o de planta piloto, para obtener los datos necesarios para efectuar una evaluación económica precisa. Finalmente, en la última etapa se obtiene la información adicional para efectuar el diseño y se realiza una optimización del proceso.

C.2) INGENIERIA DE PROCESO.

La actividad inicial de la Ingeniería de Procesos es el análisis y realización del documento Bases de Diseño, en el cual se consignan los requisitos detallados de quien contrata el diseño de la planta.

Como uno de los resultados obtenidos durante la etapa de selección de alternativas, normalmente se tiene un balance preliminar para el esquema seleccionado. Con estos elementos se genera el diagrama de flujo de proceso, el Balance de Materia y Energía, y se pueden elaborar los documentos complementarios, que sirven para el diseño de los equipos, tuberías, e instrumentación.

A partir del diagrama de flujo de proceso, se determinan los requerimientos de servicios auxiliares a la --

planta y reactivos químicos.

Otro documento que se elabora es la Filosofía Operacional, la cual es la base para elaborar el Manual de Operación, que será ejecutado por la compañía que realice la Ingeniería de Detalle de la Planta.

C.3) INGENIERIA DE SISTEMAS E INSTRUMENTACION

Con la información resultante del dimensionamiento de equipo, lo cual se lleva a cabo como parte de la Ingeniería de Proceso, se inicia la elaboración del Plano de Localización. En forma paralela se inicia la elaboración de Diagramas de Tubería e Instrumentación, teniendo como base los diagramas de flujo de proceso, de servicios auxiliares y la información complementaria para el diseño de tubería e instrumentos.

Por otra parte el diseño de la instrumentación -- se inicia a partir de los diagramas de tubería e instrumentación; este diseño consiste esencialmente en la elaboración de Diagramas de Instrumentación, Índice de instrumentos y las Hojas de especificación de los mismos.

Estos diseños se cubrirán con mayor amplitud en--

la parte de la Ingeniería de Detalle, debido a que es ahí - en donde se completa la mayor parte de la información que generan.

D) INGENIERIA DE DETALLE.

El desarrollo de la Ingeniería de Detalle, consiste en hacer el diseño minucioso y dibujos constructivos, de tal forma que con ellos se pueda construir la planta.

Dentro de los servicios que se ofrecen en esta -- área se encuentran:

- Ingeniería de Sistemas.
- Ingeniería de Diseño de Instrumentación.
- Ingeniería de Diseño de Tuberías.
- Ingeniería de Diseño de Análisis de Esfuerzos.
- Ingeniería de Diseño de Cambiadores de Calor.
- Ingeniería de Diseño de Recipientes.
- Ingeniería de Diseño Civil.
- Ingeniería de Diseño Eléctrico.
- Ingeniería de Diseño Mecánico.
- Diseño Arquitectónico.

E) ADQUISICIONES

Esta área de servicio dentro de la Ingeniería de Proyectos, tiene como objeto adquirir todos los equipos y materiales requeridos para la planta. El servicio de adquisición no sólo incluye la compra, también considera el seguimiento de cada una de las etapas, para asegurarse que todos los materiales y equipo están de acuerdo con las especificaciones del contrato y que se reciban en el lugar de la construcción de acuerdo al programa.

F) SUPERVISION DE LA CONSTRUCCION.

La supervisión consiste en realizar las tareas de enlace entre el constructor y la compañía, en ayudar a planear la construcción y a resolver los problemas que de construcción se presenten; en vigilar que en todos los aspectos constructivos se respeten las indicaciones que se establecen en los planos, normas y especificaciones de diseño.

Así también se vigila la llegada al campo de los materiales y equipos de la planta. Se supervisan las pruebas de la planta hasta su entrega al personal de operación.

G) PRUEBAS Y PUESTA EN MARCHA

Este servicio en realidad se inicia desde la etapa final de la Ingeniería de Detalle, con la preparación de instructivos de operación y mantenimiento, elaborándolos -- con tiempo suficiente a la puesta en marcha, para que pueda hacerse el entrenamiento de los operadores. La información que generalmente se incluye en los instructivos es de cubrir la descripción del proceso, bases de diseño, condiciones de operación y controles, preparación para la puesta en marcha, paro normal, paro de emergencia, seguridad e instrucciones especiales como son las pruebas de laboratorio.

Ya que muchos problemas que se pueden presentar en la puesta en marcha pueden deberse a una operación inadecuada, entonces se requiere también el servicio de entrenamiento y selección del personal que operará la planta.

Una vez que se han descrito cada una de las áreas que integran a la Ingeniería de Proyectos, es conveniente definir que es la Ingeniería de Proceso:

"La Ingeniería de Proceso es la especialidad que se dedica al análisis de sistemas constituidos por materias primas que entran al sistema y productos que salen del mis-

mo, estudiando las etapas involucradas en la transformación de las primeras en los segundos, los equipos requeridos en estas etapas y las condiciones que definen los estados sucesivos que se experimentan en la transformación, a través de las leyes que gobiernan la interrelación entre todas estas variables".

Durante el desarrollo de un proyecto, la Ingeniería de Proceso juega un papel muy importante, por ser ésta la que realiza la selección del proceso, esquema óptimo del proceso y establece el diseño básico de los equipos requeridos, todas estas actividades son desarrolladas durante la fase de Ingeniería Básica.

CAPITULO 1
DESARROLLO DE LA INGENIERIA
DE PROCESO

1.1. INGENIERIA DE PROCESO.

La Ingeniería de Proceso juega un papel muy importante durante el desarrollo de un proyecto, ya que como se mencionó anteriormente, es la que realiza la selección del proceso, el esquema óptimo de proceso, establece el diseño básico de los equipos requeridos y las condiciones óptimas a la cual operará el proceso.

Los documentos que se elaboran durante el desarrollo de la Ingeniería de Proceso son los siguientes:

- Bases de Diseño.
- Criterios Generales de Diseño.
- Diagrama de Flujo de Proceso.
- Lista de Equipo.
- Descripción de proceso.
- Información Complementaria.
- Requerimiento de Servicios Auxiliares y Agentes Químicos.
- Especificación de Equipos de Proceso.
- Filosofías Básicas de Operación.

Generalmente para el desarrollo de estos documentos se sigue la secuencia mostrada en la figura 1.1.

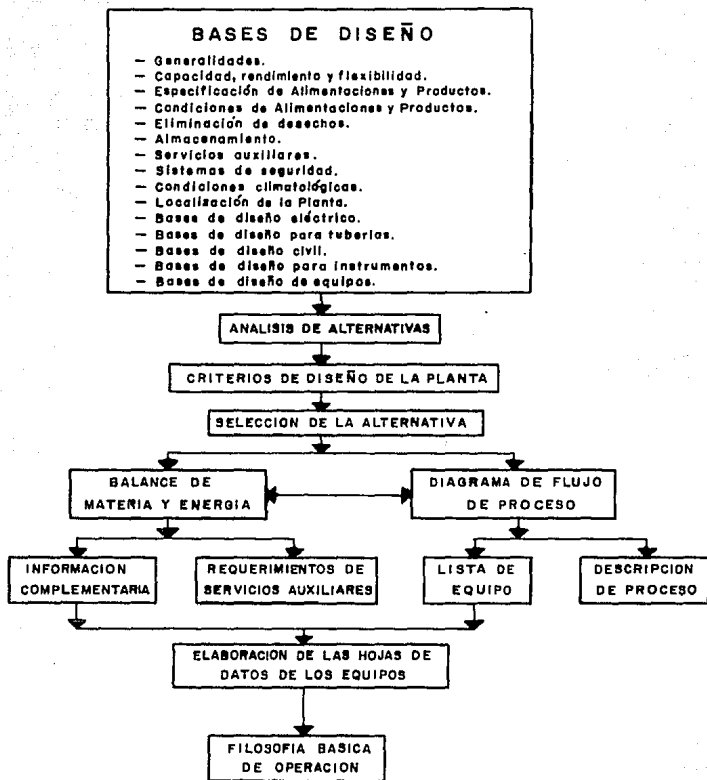


Figura 1.1. Ruta del Desarrollo de la Ingeniería de Proceso.

A continuación se presenta la forma en que cada documento se desarrolla y la forma más usual de presentarlos en el desarrollo de la Ingeniería de Proceso.

1.2. BASES DE DISEÑO.

El documento de Bases de Diseño es la fuente de información más importante que proporciona el cliente a la compañía de ingeniería, para que ésta pueda llevar a cabo el diseño de la planta. En él se incluye información requerida para el diseño de proceso, tal como: capacidad, rendimiento, flexibilidad, especificación de las alimentaciones y de los productos, condiciones de las alimentaciones y de los productos. Además de la información para realizar la ingeniería de detalle como: eliminación de desechos, instalaciones requeridas de almacenamiento, servicios auxiliares, sistemas de seguridad, condiciones climatológicas, localización de la planta. Asimismo es el documento más importante del que se dispone al finalizar un proyecto, ya que contiene los fundamentos del diseño que utilizó la compañía de ingeniería.

La fuente de información para elaborar este documento es un cuestionario que se turna al cliente para ser completado de acuerdo a la situación específica de éste.

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

- A) Generalidades
- B) Capacidad, rendimiento y flexibilidad.
- C) Especificaciones de las alimentaciones.
- D) Especificaciones de los productos.
- E) Condiciones de las alimentaciones.
- F) Condiciones de los productos.

El contenido del documento utilizado para el diseño de ingeniería de detalle es el siguiente:

- G) Eliminación de desechos.
- H) Almacenamiento.
- I) Servicios Auxiliares.
- J) Sistemas de seguridad.
- K) Condiciones climatológicas
- L) Localización de la planta.
- M) Bases de diseño eléctrico.
- N) Bases de diseño para tuberías.
- O) Bases de diseño civil.
- P) Bases de diseño para instrumentos.
- Q) Bases de diseño de equipos.

A) GENERALIDADES.

En este punto deberán describirse en forma gene--

ral la función de la planta y el tipo de proceso.

B) CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

En este inciso deberán reportarse:

B.1) Factor de servicio.- Es el factor que nos indica el tiempo que operará una planta. Algunas compañías tienen la política de operar sus plantas 11 meses, y utilizar el mes restante para darle mantenimiento, lo que equivale a tener un factor de servicio de 0.9.

Existen casos especiales en los cuales por demanda del producto en el mercado, la planta requiere operar menos tiempo lo cual nos lleva a tener factores de servicios bajos.

B.2) Capacidad.- En este es importante indicar la capacidad normal, la de diseño y la mínima que tendrá la planta.

B.3) Flexibilidad.- En este punto se deben especificar las alternativas de operación correspondientes al proceso, bajo las cuales la planta deberá operar. Así mismo deberá aclararse si se requiere prever aumentos de capacidad por futuras ampliaciones.

C) ESPECIFICACION DE LAS ALIMENTACIONES.

Aquí se deberán enlistar las diferentes alimentaciones a la planta, indicando para cada una de ellas la composición, impurezas y el flujo molar y volumétrico para gases y líquidos o el flujo molar y másico para sólidos.

D) ESPECIFICACION DE LOS PRODUCTOS.

En este punto se deben indicar las especificaciones que deberán tener los productos de la planta y/o el flujo molar y volumétrico para productos gaseosos y líquidos o el flujo molar y másico para productos sólidos.

E) CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES A LA PLANTA

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

F) CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS

En este punto se deberán reportar para cada uno -

de los productos: su destino, su estado físico, la presión-manométrica máxima, normal y mínima, la temperatura máxima, normal y mínima y la forma de entrega ya sea por tubería, cilindros, carros-tanque, buques, sacos o pipas.

G) ELIMINACION DE DESECHOS.

En este punto se indicará el tipo de desecho (líquido, sólido y/o emisiones al aire), así como la forma en que se manejará y si se incluirá el tratamiento en el alcance del proyecto.

Se especificará también las normas o códigos que deberán cumplirse como son las normas de Pemex, SARH y -- SEDUE.

H) ALMACENAMIENTO

En este punto se reportarán las necesidades de -- almacenamiento para las alimentaciones, los productos y en su caso para los servicios auxiliares o agentes químicos.

I) SERVICIOS AUXILIARES

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

1.1) Vapor.- Se deberá especificar el nivel de presión, la disponibilidad, las condiciones de suministro y de retorno (presión y temperatura) de acuerdo a su empleo.- También se especificará si es vapor de calentamiento, vapor motriz o vapor de proceso.

Indicar si retornará como condensado o vapor y si se va a generar dentro de la planta.

1.2) Agua

1.2.1.) Agua de enfriamiento.- Se deberá especificar la fuente de suministro, su disponibilidad y si se obtendrá dentro de la planta o de límites de batería. Se deberá indicar también las condiciones de suministro (presión y temperatura) y de retorno (presión mínima y temperatura máxima).

1.2.2.) Agua tratada.

1.2.3.) Agua para servicios y usos sanitarios.

1.2.4.) Agua contra incendios.

Para los incisos anteriores se deberá especificar la fuente de suministro, su disponibilidad y si se obtendrá de la planta o de límites de batería. Se deberá indi

car también las condiciones de suministro (presión y temperatura, sólo para el agua contra incendios se indicará la presión).

I.3) Aire de Instrumentos y de planta.- Se deberá especificar la fuente de suministro, la presión del sistema, su punto de rocío y las impurezas (fierro, aceite, etc.).

I.4) Combustible.- Se deberá indicar si es gaseoso o líquido. Para el gaseoso se debe reportar la composición, la presión y temperatura, el poder calorífico bajo, contaminantes y su fuente de suministro. Para el líquido se debe reportar su viscosidad, densidad relativa, poder calorífico, presión y temperatura y su fuente de suministro.

I.5) Refrigerante.- Se debe indicar su composición, características y condiciones de suministro (presión y temperatura).

I.6) Gas Inerte.- Se debe indicar su composición y condiciones de suministro (presión y temperatura). - Se debe especificar también si se obtendrá de la planta o de límites de batería.

I.7) Energía eléctrica.- Se debe especificar-

la fuente de suministro, la tensión, el número de fases, la frecuencia, el factor de potencia, el material del conductor, el aislamiento del conductor y el material del ducto.

I.8) Desfogue.- Se debe indicar si se diseñará o si se conectará a cabezales de desfogue disponibles fuera de límites de batería.

I.9) Agentes químicos.- Se debe indicar el tipo de agente, la pureza, concentración o composición, su estado físico, su presión y temperatura, su forma de recibo, su disponibilidad y si es necesario otras especificaciones.

J) SISTEMAS DE SEGURIDAD

En este punto se indicarán los sistemas de seguridad que garanticen la seguridad total del personal que laborará en la planta. Para facilitar el análisis de todos los conceptos que hay que incorporar en el plan de seguridad, se puede dividir en tres grupos:

J.1) Con respecto al proceso

- Explosiones
- Descomposición
- Vapores tóxicos

- Corrosión
- Separaciones drásticas (flash)
- Combustión
- Electricidad estática

J.2) Con respecto al equipo

- Localización
- Cimentaciones y soportes
- Controles
- Fatiga de los materiales
- Ruido, vibración y calor
- Areas de operación
- Guardas y protecciones
- Herramientas
- Arranque, operación y paro
- Fugas

J.3) Con respecto a las instalaciones

- Cimentaciones
- Ventilación
- Sistema contra incendios
- Espacio suficiente
- Drenajes
- Estructuras y soportes
- Iluminación
- Escapes

- Higiene.

Muchos de los puntos anteriores se contemplan en las bases de diseño eléctrico, para tuberías, de diseño civil, para instrumentos y de equipos. Por lo cual normalmente sólo se especifica el sistema contra incendios, el de -- protección de personal y el que se refiere al proceso dentro de este punto.

K) CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS

Para determinar la influencia que pueden tener -- las condiciones que prevalecen en el lugar seleccionado para la localización de la planta y la forma en que pueden -- afectar a los diferentes procesos es necesario especificarlo siguiente:

K.1) Altura sobre el nivel del mar y presión-barométrica.

K.2) Humedad

K.3) Precipitación pluvial (máxima, promedio, mínima).

K.4) Temperatura (máxima, promedio, mínima)

K.5) Dirección y velocidad de los vientos

K.6) Frecuencia de los desastres naturales.

- Huracanes (velocidad)
- Tormentas (precipitación)
- Inundaciones (niveles máximo, promedio)
- Temblores (intensidad)
- Heladas, nevadas, granizadas (frecuencia).
- Mareas, maremotos
- Tormentas eléctricas
- Tolváneras
- Incendios forestales

L) LOCALIZACION DE LA PLANTA

En este punto el cliente indicará el lugar de localización de la planta, adjuntará un plano de localización donde se muestren las dimensiones y se mencionen los límites con los que cuenta el terreno a su alrededor; o en caso de formar parte de un complejo, indicar las coordenadas con respecto a límites de batería.

M) BASES DE DISEÑO ELECTRICO

En este punto se indicará la resistencia eléctrica del terreno, las características de alimentación a motores, la corriente para alumbrado e instrumentos y la distribución de corriente dentro de la planta.

N) BASES DE DISEÑO PARA TUBERIAS

En este punto se especificarán los soportes de tubería y trincheras, los drenajes y las maquetas y dibujos.

O) BASES PARA DISEÑO CIVIL

En este punto se indicará el tipo de suelo, las características del viento y del sismo, el nivel de piso terminado y nivel freático, así como los edificios y construcciones que se desean.

P) BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTOS

En este punto se indicará el tipo de tablero a emplear, así como el tipo de señal y algunas otras condiciones.

Q) BASES DE DISEÑO DE EQUIPOS

En este punto indicará el cliente el tipo preferido de accionadores, compresores, el tipo de accionador de las bombas, para los cambiadores de calor el factor de incrustación, o alguna otra indicación para otro equipo dentro del proceso, como por ejemplo un tipo específico de reactor.

1.3. CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO

La finalidad de este documento es establecer todos aquellos criterios de diseño que serán aplicados en el desarrollo del proceso, con el objetivo fundamental de informar al cliente y a los diversos especialistas involucrados en alguna fase de desarrollo del proyecto, de los lineamientos generales y específicos que se deberán considerar para el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle de la planta.

Para el desarrollo de este documento, habrá que analizar cuidadosamente los requerimientos generales y específicos del cliente, establecidos en bases de diseño; otros lineamientos deberán fijarse de acuerdo al tipo de proceso, tomando en cuenta principalmente aspectos como: flexibilidad de operación, minimización de los efluentes contaminantes, conservación y recuperación de energía, facilidad de mantenimiento y operación, integración con otras plantas, pureza o contaminación de cargas o productos, recuperación de productos y otros que sean relevantes.

La determinación de los factores de seguridad o de sobrediseño que serán aplicados a cada sección o equipo de la planta es primordial, ya que evita la introducción -

de numerosos factores para un solo equipo, conforme diversos especialistas trabajan en diferentes fases de su desarrollo, lo cual puede conducir a diseños muy conservadores y con costo adicional innecesario.

Cuando el tipo de proceso aún no ha sido seleccionado conviene elaborar un documento preliminar en donde se mencionen los lineamientos que serán utilizados para su selección y posteriormente completar el documento emitido con los criterios que serán utilizados para el diseño del proceso seleccionado.

Para la presentación de este documento, generalmente se divide en dos partes:

- A) Criterios generales de diseño de la planta.
- B) Criterios de diseño de los equipos.

En la primera, se mencionan los lineamientos generales y específicos que afectan a toda la planta, mientras que en la segunda, que generalmente se analiza por secciones, se presentan todos los lineamientos fundamentales que servirán de base al diseñador para la especificación, diseño, compra y operación de los equipos.

A continuación se proporcionan algunos de los as-

pectos más importantes que es necesario considerar para -- establecer los criterios de diseño y que son comunes a la -- mayoría de las plantas:

A) CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DE LA PLANTA.

A.1) Capacidad.- La capacidad de la planta -- normalmente la establece el cliente en bases de diseño, -- sin embargo, si el diseñador participa activamente en la -- elaboración de este documento, será necesario analizar los datos que proporcione el cliente con el fin de definir si se requiere o no sobrediseño. Si la capacidad de diseño es mayor que la capacidad normal, se introduce un sobrediseño global para toda la planta.

A.2) Integración con otras plantas.- Mediante el análisis de la integración de las plantas se pueden definir algunos criterios importantes, sobre todo en lo que se refiere a facilidades de manejo de alimentaciones y productos, aprovechamiento de corrientes para algún fin específico, como por ejemplo para ahorro de energía.

A.3) Previsión para ampliaciones futuras.- En este punto definido también por el cliente, puede dictar -- ciertos lineamientos que afecten una o varias secciones de-

la planta.

A.4) Tipos de cargas o alimentaciones.- Cuando en una planta determinada existe la posibilidad de procesar diferentes tipos de carga, el diseño debe tener la flexibilidad suficiente para cubrir las diferentes condiciones de operación.

A.5) Integración térmica y disponibilidad de servicios auxiliares.- Es necesario definir los criterios para el calentamiento y enfriamiento de corrientes de proceso, cómo pueden éstas integrarse de acuerdo a sus niveles de temperatura, y también analizar que medios externos de enfriamiento y calentamiento serán utilizados, ayudados principalmente por la disponibilidad de los servicios auxiliares y su costo.

A.6) Equipos de relevo y accionadores.- Cuando el cliente no establece en bases de diseño un criterio en este sentido, se deben definir los criterios que serán utilizados para determinar los equipos de la planta que deban tener relevo, teniendo en cuenta principalmente la flexibilidad operacional, mantenimiento requerido y qué tan crítico es el servicio que prestan. Los equipos que generalmente se analizan son: bombas, compresores, filtros, cambiadores-

de calor, deshidratadores y en algunos casos reactores.

En lo que respecta a la selección de accionadores tendrá que considerarse su capacidad, servicio, flexibilidad operacional, facilidades de arranque y paro de la planta y disponibilidad de servicios.

A.7) Diversos casos de operación.- En algunas plantas se presentan o se solicitan casos especiales de operación que afectan de alguna manera el diseño de la planta, por lo que deberán definirse los lineamientos que resulten de considerar estos casos especiales, como por ejemplo los cambios de rendimiento de productos por la pérdida de actividad del catalizador en un reactor o las diferentes funciones que alguna sección de la planta pueda tener.

B) CRITERIOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS

En general, para todos los equipos de la planta, se deben considerar los siguientes puntos:

B.1) Criterios de selección del tipo de equipo

B.2) Criterios de diseño derivados de datos -- experimentales: por ejemplo relaciones de solvente y condiciones requeridas para procesos de extracción, datos cinéticos y termodinámicos para el diseño de reactores.

B.3) Criterios de selección de sus condiciones de operación y diseño.

B.4) Criterios de sobrediseño térmico e hidráulico. En este punto debe considerarse una misma flexibilidad operacional para equipos de una misma sección.

B.5) Diversos casos de operación que serán considerados en su diseño.

Adicionalmente podrían mencionarse los siguientes:

a) Torres.- Criterios de diseño termodinámico y de selección del tipo de internos.

b) Recipientes.- Criterios de selección de internos especiales, o de recubrimientos requeridos.

c) Compresores y bombas.- Además de los cinco mencionados puede añadirse el criterio de selección de los accionadores y flexibilidad operacional proporcionada.

d) Calentadores a fuego directo.- Flux de calor máximo permisible, eficiencia térmica y sistemas de recuperación de calor.

e) Cambiadores de calor.- Arreglos especiales ---
requeridos, facilidades de mantenimiento proporcionados, --
flexibilidad operacional, en casos especiales factores de -
Incrustación y problemas específicos de algunos diseños.

f) Deshidratadores.- Puntos de rocío, capacidad -
de diseño del material absorbente, tiempos de absorción y -
regeneración.

g) Reactores.- Criterios cinéticos y termodinámicos,
sistemas de seguridad requeridos, problemas específicos
del diseño y características importantes que afecten --
al diseño.

1.4. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

El diagrama de flujo de proceso es un documento fundamental en la Ingeniería Básica de un proceso, que consiste en una representación gráfica y objetiva de la información más relevante del mismo. Este documento está diseñado para mostrar la secuencia seguida en el proceso, las operaciones unitarias que en él se efectúan, las características básicas del equipo, las entradas y salidas de materia y energía y los controles principales de una manera clara y sencilla.

Aunque el contenido del Diagrama de Flujo de Proceso depende de las políticas de la compañía de ingeniería que lo emite, podemos establecer como contenido típico de este diagrama el siguiente:

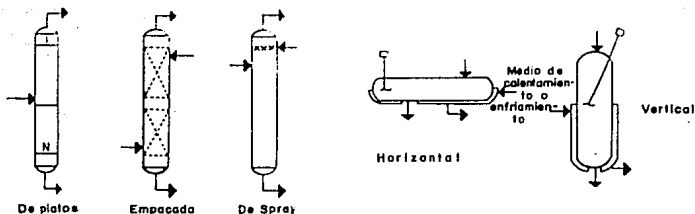
A) Identificación de la planta o sección representada, localización de la planta, nombre del cliente y edición del diagrama.

B) Representación esquemática de los equipos de proceso, de acuerdo a estándares de dibujo (figura 1.2), y de las corrientes que los unen, indicando la dirección de flujo por medio de flechas.

Figura 1.2. SIMBOLOGIA DE EQUIPOS DE PROCESOS

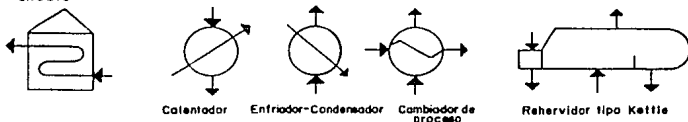
Columnas Absorbedoras, Agotadoras y Fraccionadoras.

Recipientes con chaqueta y agitados.

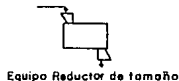
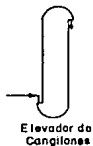
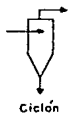
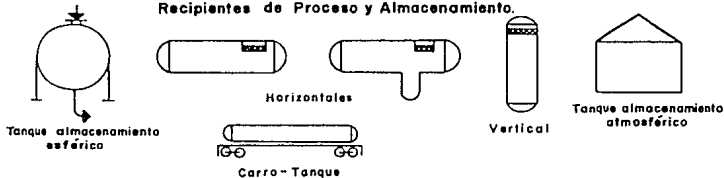


Calentador a fuego directo

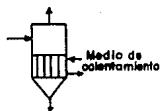
Cambidores de Calor.



Recipientes de Proceso y Almacenamiento.



Evaporadores, Secadores y Filtros



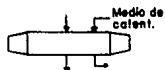
Evaporador de simple efecto



Cristalizador



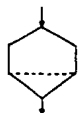
Secador de Spray a contracorriente



Secador rotatorio



Filtro Rotatorio Continuo



Filtro de placas

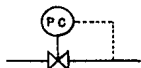


Filtro de carbón activado

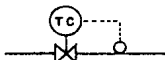


Filtro Canasta

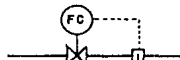
Instrumentación



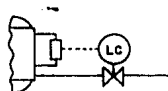
Controlador de presión



Controlador de temperatura



Controlador de flujo



Controlador de nivel

C) Procedencia de las alimentaciones y destino - de los productos del proceso, mostrados en recuadros en la parte inferior del esquema, de donde parten o a donde llegan las líneas de las corrientes. En estos recuadros debe indicarse la procedencia o destino físico.

D) Balance de materia, indicando para las ali--- mentaciones, productos y corrientes de proceso, flujo, com posición, propiedades básicas y condiciones de temperatura y presión.

E) Características básicas del equipo de proce--- so, indicando, para cada equipo, la clave, el nombre del - servicio, el número de unidades y las dimensiones básicas - (carga térmica para calentadores y cambiadores de calor, - diámetro y altura o longitud para torres y recipientes, -- gastos y ΔP para bombas, potencia para compresores). La -- forma de identificación de los equipos dependerá de la com paña diseñadora.

F) Representación esquemática de los controles - básicos de proceso. El tipo de control se representará de acuerdo a una simbología estandar.

G) Condiciones de operación en los puntos prin--- cipales del proceso.

H) Identificación de los servicios auxiliares --
utilizados en los distintos equipos de proceso.

1.5. LISTA DE EQUIPO

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

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

- A) Tipo específico de equipo.
- B) Tamaño y/o capacidad.
- C) Número de equipos iguales.
- D) Condiciones de operación y diseño.
- E) Tipo de aislamiento.
- F) Corrosión permisible.
- G) Materiales de construcción.

La cantidad de información requerida para elaborar la lista de equipo es lo suficientemente grande como para justificar por sí misma la realización de un documento independiente, sin embargo el ingeniero de proceso trata ante todo, de manejar documentos prácticos y resumidos evitando la duplicidad de información. Basados en éste último, la información contenida en este documento, se limi-

ta a los tres primeros factores enunciados anteriormente-- y los restantes, se incluyen en la hoja de datos específica de cada equipo.

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

Lista de Equipo

| <u>Clave</u> | <u>Servicio</u> | <u>Características</u> |
|--------------|-----------------|------------------------|
|--------------|-----------------|------------------------|

A) Clave del equipo.- Esta clave consta fundamentalmente de dos partes: la alfabética y la numérica. La -- parte Alfabética persigue como fin primordial, el dar a -- conocer el tipo específico de equipo que se considera para lograr la operación requerida en el proceso, la parte numé-- rica tiene como objetivo el señalar el orden secuencial se sigue tanto para equipos de la misma naturaleza o tipo -- como para todos los que en general conforman la planta.

Para fines de esta tesis tomaremos como referencia de clave alfabética de los equipos, la lista que en la

Tabla No.1.1 se presenta, es de hacerse notar que si durante el desarrollo del proyecto, se presentará un equipo no incluido en esta lista, el ingeniero encargado de elaborarla, deberá proponer la denominación del mismo, con la salvedad de no repetir los descriptores asignados a otros - - equipos, para evitar confusiones.

Por último diremos que la clave también nos señala el número de equipos idénticos que involucran el proceso, así tenemos que generalmente las bombas incluyen un -- equipo de relevo de características iguales al que se encuentra en operación normal, pues bien, en ese caso y tomando como referencia la tabla No.1.1 denominaremos la clave de una bomba y su relevo con:

BO - 101/R

Otro ejemplo que vale la pena señalar es el referente a equipos que prestan un servicio determinado y el cual esta compuesto de varios cuerpos, ante esta situación la clave nos debe indicar esto claramente, por ejemplo para los cambiadores de calor tenemos:

CA - 101 AC

TABLA 1.1

CLAVES DE EQUIPOS DE PROCESO

| | |
|----|---|
| BO | Bombas e impulsores |
| CA | Cambiadores de calor |
| CE | Equipo especial de Intercambio de calor |
| CL | Calentadores de aceite crudo |
| CO | Compresores, sopladores, bombas de vacío y motores. |
| CS | Caldera de vapor y sobrecalentadores |
| CU | Equipo de intercambio de calor - núcleos sumergidos.- serpentín y caja. |
| EE | Eyectores de vacío y barómetros |
| ET | Equipo de tratamiento de agua |
| FI | Filtros y silenciadores |
| ME | Mezcladores y agitadores, accionados por motor |
| RE | Reactores |
| SE | Secadores |
| SC | Separadores ciclónicos |
| TA | Recipientes de proceso y acumuladores |
| TB | Recipientes de almacenamiento y depósitos |
| TC | Torres - cascaron |
| TD | Torres - platos e internos |
| TE | Torres de enfriamiento |
| TO | Tanques de almacenamiento |

Esta clave nos indica que nos referimos a un cambiador de calor tipo tubo-coraza y compuesto por tres - - cuerpos iguales.

B) Servicio.- Este término tal como su nombre lo indica nos debe señalar la aplicación que el equipo en - - cuestión, tiene dentro del proceso. Para su utilización se recomienda seguir los siguientes lineamientos generales:

B.1) Función principal.- El nombre del equipo debe dar idea de su función básica, por ejemplo: compresor bomba, filtro.

B.2) Función específica.- Es conveniente indicar a su vez la función específica del equipo en cuestión, por ejemplo: calentador de carga, torre regeneradora de DEA, bomba de reflujo.

C) Características.- Con el fin de evaluar el costo de los equipos que integran el proceso, es necesario tener conocimiento de las principales características de ellos.

Basado en lo anterior, se da una lista de los principales equipos de proceso y su característica fundamental, lo cual solamente son un ejemplo de lo generaliza-

do y de ninguna manera deberá ser interpretado como lo - -
único o lo más conveniente.

| <u>EQUIPO</u> | <u>CARACTERISTICAS</u> |
|----------------|------------------------|
| BO | Gasto; cabeza |
| CA, CE, CL, CU | Carga térmica |
| CO | Potencia |
| ME | Potencia |
| RE | Diámetro; longitud |
| TA, TO | Diámetro; longitud |
| TC | Diámetro; longitud |

1.6. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

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

Los lineamientos generales a ser seguidos en este documento son:

A) Secuencia.- Es conveniente conservar durante - el desarrollo de la descripción del proceso, la secuencia - normal del flujo de las corrientes señaladas en el diagrama.

B) Denominación de equipos.- El nombre que se utilice para los equipos involucrados deberá coincidir plenamente con la nomenclatura incluida en la lista de equipo. - Así mismo, las características de los equipos, señaladas en la descripción del proceso, deberán estar acordes a las mostradas en la lista de equipo correspondiente.

C) Información principal.- Al iniciar la elaboración del documento, es recomendable mostrar una introducción que incluya los elementos principales como son: función de la planta, capacidad, número de secciones que con-

forman el proceso global, alimentaciones y productos (señalando procedencias y destinos).

D) Desarrollo de la descripción.- Cada una de las secciones que conforman el proceso deberá desarrollarse independientemente, pero señalando claramente la interrelación existente entre ellos.

E) En general podemos mencionar que se deberá señalar para cada corriente sus principales características - (presión, temperatura y principales componentes, cuando así se requiera). Por otra parte, para los equipos es conveniente indicar su nombre completo y clave.

1.7. INFORMACION COMPLEMENTARIA

La información de Balance de Materia y Energía -- correspondiente a condiciones normales de operación no es suficiente para diseñar adecuadamente los equipos, líneas e instrumentos de una planta, por lo cual es necesario hacer un análisis detallado del comportamiento de la planta bajo distintas condiciones de operación para definir las condiciones de diseño de cada uno de los equipos en forma individual, de las líneas y válvulas de proceso, y los datos de especificación de los instrumentos. Esta información debe ser generada en forma clara y precisa a los distintos especialistas, para que puedan diseñar o especificar adecuadamente cada equipo, línea, válvula o instrumento. En caso de que no se pueda decidir cual es el caso controlante para -- el diseño de algún equipo o línea se debe especificar los -- distintos casos a considerar en el diseño.

Esta información recibe tratamientos diversos en distintas compañías de ingeniería. En varias de estas compañías se le denomina información complementaria y está -- constituida por los siguientes documentos.

A) Balance de materia y energía.

B) Datos de proceso para diseño de tuberías y - -
especificación de instrumentos.

A) BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

El balance de materia y energía es la representación de los balances del proceso que incluye todas las corrientes numeradas en el Diagrama de Flujo de Proceso. Este balance incluye, además de flujos, composiciones, características básicas y condiciones de temperatura y presión de las corrientes, los valores de las propiedades termofísicas requeridas para el diseño de líneas y especificación de instrumentos.

B) DATOS DE PROCESO PARA DISEÑO DE TUBERIAS Y
ESPECIFICACION DE INSTRUMENTOS.

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

1.8. REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUIMICOS.

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

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

La información requerida para cada uno de los servicios, en forma general son: condiciones de suministro, - condiciones de retorno (si es que se especifica) y el consumo total y/o consumo por equipo cuando se especifique; ya que en las bases de diseño se detallan estos puntos.

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

1.9. ESPECIFICACION DE EQUIPOS DE PROCESO.

Teniendo elaborados los documentos de bases de diseño, descripción del proceso, criterios de diseño y la información complementaria, la cual consiste del diagrama de flujo de proceso, balance de materia y energía para todas las corrientes de proceso con propiedades físicas y termodinámicas y los datos para el diseño de tuberías e instrumentación, el ingeniero de proceso puede proceder a la especificación de los equipos de proceso.

Las hojas de datos de proceso son los documentos en los cuales se establecen o especifican los requerimientos y características de los equipos de proceso, para que cumplan satisfactoriamente con la función que se les ha dado, en relación al diagrama de flujo de proceso y al balance de materia y energía.

Las hojas de datos de proceso pueden ser de dos tipos; en las que se hace el diseño de proceso del equipo y en las que únicamente se indican o especifican los requerimientos de proceso y condiciones de operación para el equipo. Al primer tipo pertenecen equipos tales como torres de absorción, torres de extracción, recipientes, reactores, algunos filtros, secadores, cambiadores de calor; en general equipos que diseña la propia compañía. Al segundo -

tipo pertenecen equipos tales como bombas, compresores, molinos, cribas, sedimentadores, cristalizadores, centrifugas, cambiadores de calor, agitadores, filtros, etc. Estos equipos los diseñan compañías especializadas en la manufactura de uno o más de éstos.

Uno de los aspectos más importantes en la elaboración de las hojas de datos, junto con las condiciones operacionales y de diseño, es la selección de los materiales de construcción o la indicación de los componentes corrosivos. Nadie está más familiarizado con el proceso que el Ingeniero de Proceso y por ello él deberá ayudar a los diseñadores mecánicos y a los especialistas en corrosión para la adecuada especificación de los materiales que resistan a la corrosión y a la erosión.

Las formas de hojas de datos de equipos de proceso están divididos en tres partes: en la primera se tiene - el nombre de la compañía de ingeniería y el logotipo de - ésta, nombre de la planta, localización, la clave del equipo y el número de unidades o equipos iguales. La segunda -- parte es el espacio para la especificación del equipo, descripción, esquema, diseño, condiciones de operación, etc., - y la última parte, un espacio en la parte inferior de la -- hoja, que se utiliza para notas.

A continuación se presenta la forma en que se elaboran las hojas de datos para diversos equipos, la intención es dar a conocer los aspectos que se deben considerar en la especificación de un equipo.

1.9.1. RECIPIENTES

Los recipientes junto con las bombas son los equipos que más frecuentemente se presentan en las plantas de proceso. Existe una gran variedad de recipientes entre los que por su servicio podemos mencionar los siguientes: tanques separadores (horizontales o verticales), tanques de almacenamiento a presión atmosférica y temperatura ambiente (de techo fijo y techo flotante), tanques de almacenamiento refrigerados, tanques de almacenamiento semirefrigerados, tanques de almacenamiento a presión (normalmente esferas o salchichas), tanques de almacenamiento de reactivos químicos.

La especificación de estos tanques de proceso depende del servicio que vayan a suministrar, sin embargo en general se consideran los siguientes aspectos: fluido que manejará, tipo de recipiente, que normalmente se indica mediante un esquema simplificado, condiciones de temperatura y presión de operación y de diseño, materiales de construcción, accesorios, internos requeridos, dimensiones principales.

les, incluyendo niveles de operación, necesidades de aislamiento y de recubrimiento interno, identificación y diámetro de boquillas (como registros de hombre, alimentaciones, salidas de vapor, salidas de producto, válvula de seguridad venteo, drene, conexión de servicio, boquillas de instrumentos), códigos recomendados y alguna otra anotación que se considere conveniente.

1.9.2. TORRES.

Las torres son equipos ampliamente utilizados en la industria, en procesos de separación tales como destilación, absorción, agotamiento y extracción. Estos equipos -- hacen uso de platos o empaques para poner en contacto íntimo los fluidos que serán procesados, permitiendo de esta manera que mediante mecanismos de transferencia de masa y/o calor se efectúe la separación deseada, aprovechando alguna diferencia en sus propiedades físicas, la cual permite la separación.

El diseño de una torre se realiza generalmente en tres pasos, en el primero de ellos se hace uso de métodos cortos de cálculo, para conocer en forma aproximada el número teórico de etapas requeridas para efectuar una separación dada, estableciendo previamente las composiciones deseadas de los productos.

En el segundo paso y con ayuda de la información generada en el primero, se realiza el cálculo estricto de la torre, mediante procedimientos más complejos. Mediante estos procedimientos, además de definirse el número de etapas teóricas requeridas para efectuar la separación se obtiene información sobre los perfiles internos de flujo, presiones y temperatura en la torre, así como las cargas térmicas requeridas en el condensador y el rehedidor de la torre. Con esta información y conociendo las propiedades físicas de los fluidos manejados, es posible concluir el diseño de la torre.

En el último paso se selecciona el tipo de unidades de contacto que se usarán, se calcula el diámetro de la columna y se efectúa el diseño y selección del resto de los internos necesarios para la operación eficiente de la torre.

Al seleccionar el tipo de elementos de contacto que se usará en una torre deben tomarse en cuenta varios factores: la eficiencia, flexibilidad, capacidad y caída de presión; los cuales varían de acuerdo al tipo de unidad de contacto y a las características de los fluidos que serán procesados.

La principal información que debe suministrarse - al especificar una torre es la siguiente:

Información general de diseño. Se indica el tipo de unidad de contacto, el servicio que dará la torre, su -- diámetro y altura. Se dan las condiciones de operación y de diseño. Estas últimas se fijan mediante el análisis de to-- das las posibles condiciones diferentes a la normal bajo -- las que operará la torre, fijando la presión de diseño como un 10% ó 30 psig (lo que resulte mayor) arriba de la pre--- sión máxima esperada y la temperatura de diseño queda fija-- como 25 °F arriba de la máxima esperada. Se indica el mate-- rial de construcción, los espesores permisibles para corro-- sión y si se desea el uso o no de recubrimiento interno en-- función de las condiciones de diseño y de la corrosividad - de los fluidos que se procesarán. Asimismo deberá indicarse si se desea aislamiento térmico por baja temperatura (abajo de 35 °C), por alta temperatura (arriba de 35 °C) o aisla-- miento para protección al personal (arriba de 65 °C).

El cuadro de boquillas se llena incluyendo las -- entradas y salidas de proceso, boquillas para instrumentos-- de medición y control y boquillas para el mantenimiento y - servicio de la torre. Nótese que en ocasiones no se inclui-- rán boquillas para drene, venteo y válvulas de seguridad, -

ya que éstas podrán colocarse en las líneas adyacentes, en lugar de en la torre.

Resulta conveniente mostrar un esquema sencillo de la torre en el que se indiquen sus dimensiones principales, los internos requeridos y su colocación, así como la localización de los niveles de líquido que deberán tenerse en función de los tiempos de residencia requeridos.

Adicionalmente a la especificación de la torre -- debe suministrarse toda la información necesaria para el -- diseño de internos y de las unidades de contacto. A conti-- nuación se describen las principales características de diversos platos y empaques y se dan criterios básicos para su selección y especificación.

1.9.3. PLATOS

El cálculo del diámetro de platos puede efectuarse utilizando los diferentes métodos que existen de los fabricantes para los diversos tipos de platos. Un buen conocimiento de los tipos de platos, de sus características, de los factores que rigen su diseño y su operación, es de gran importancia.

Al igual que con otros equipos, la especificación

de platos puede tener diferentes alcances. A saber tres formas pueden ser definidas:

a) Cuando únicamente se indica el servicio del plato, los flujos internos de líquido y vapor, y sus densidades.

b) Cuando se hace el dimensionamiento y que aparte de los datos mencionados en el inciso anterior, se incluyen el diámetro del plato, el espaciamiento entre platos, el tipo de plato, el número de pasos para el flujo, etc.

c) Cuando además de lo anterior, se indican número de unidades de contacto, tipo de bajantes, área activa, área de bajantes y dimensiones de éstas, longitud y altura del vertedero, etc.

Ciertamente en los tres casos se muestran las condiciones de operación y los materiales de construcción.

Los diferentes tipos de platos que existen son los siguientes: de cachuchas, perforados, de mamparas y de válvulas. Los platos de cachucha prácticamente ya no se utilizan debido a su mayor costo y menor flexibilidad. Los platos de válvula en sus diferentes modelos, son los más usados actualmente. Las válvulas pueden ser redondas o rectán-

gulares, fijas o movibles, de mayor o menor flexibilidad, etc. Estos platos dan gran flexibilidad a la variación en flujos, prácticamente pueden funcionar perfectamente sin bajar su eficiencia con inundaciones que van de 30 a 85%. Los platos perforados son de los más económicos y son de gran utilidad cuando en el servicio que se tiene no se van a presentar fluctuaciones en los flujos manejados. Los platos --mampara son puestos en terrenos en que se manejan fluidos muy pesados, que pueden obstruir la operación de las válvulas o de los platos perforados. Entre los fabricantes más importantes que manejan algunos de estos tipos de platos --están Glitsh, Nutter y Koch.

1.9.4. EMPAQUES.

Entre los diferentes tipos de empaque que existen se encuentran los que se mencionan en la tabla 1.2.

El cálculo del diámetro de una torre empacada en servicios de contacto vapor-líquido, se hace usando la correlación de Walker o alguna otra de las muchas que se han desarrollado a partir de ésta, como son la de Sherwood, --Lobo, Eckert, entre otros. Este procedimiento presenta un alto grado de incertidumbre por las altas desviaciones que presentan, respecto a los datos experimentales. Los fabricantes de empaques, en base a resultados experimentados con

TABLA 1.2. CARACTERÍSTICAS DE LOS PRINCIPALES TIPOS DE EMPAQUE.

| Empaque: | Anillos Raschig | Monturas Berl | Monturas Intalox |
|-------------------------|--|---|---|
| Generalidades: | Fue el empaque más usado y es el más barato. | Se desarrolló como una mejora del empaque tipo anillo y ha tenido amplio uso desde entonces. Es más caro que el Raschig. | Es una mejora que se hizo a la montura berl y es un poco más cara que éste. |
| Características: | La altura es igual al diámetro externo. El espesor varía con el material y el fabricante, son más eficientes los de pared delgada. Presentan tendencia a congestionar el flujo de líquido hacia las paredes de la torre. | Su forma es más aerodinámica y susceptible de enlazar que los Raschig. No tienen a obstruir el flujo de líquido hacia las paredes. Forman condiciones más o menos compactas que disminuyen su eficiencia. | La modificación elimina la formación de puentes que tiene el anterior. El tamaño nominal es el promedio de la suma de su largo, alto y ancho. Presenta menos problemas de erosión mecánica por su proceso de vitrificación. |
| Eficiencia: | Menor capacidad y eficiencia que los demás. Su eficiencia es susceptible a cambios de carga. | Mejor eficiencia superada únicamente por las monturas Intalox y los anillos Pall. | Es de los más eficientes. |
| Caída de presión: | Provocan la caída de presión más alta. | Un 10% menor que la provocada por las monturas Intalox, a las mismas condiciones. | Provocan caídas de presión muy inferiores respecto a otros empaques. |
| Diámetros y materiales. | Se fabrican desde 1/4 hasta 3 pulgadas, en porcelana, cerámica, metal, carbon, alúmina y de cualquier metal o aleación laminable. | Se fabrican de porcelana química, en 1/4 y menos desde 1/4 hasta 2 pulgadas. | Se fabrican en tamaños desde 1/4 hasta 3 pulgadas, en porcelana química y plástico. |

Anillos Pall

Es el tipo de anillo más eficiente a escala industrial y el más económicamente espacialmente el acético.

Efficiente uso de su área interna. Se presentan elagración de líquido hacia la pared de la torre. Eficiencia sustante en un intervalo de flujos mucho más amplia que la de los demás. Se usan de servicios tang de la caída de presión es crítica.

Es el más eficiente a escala del Ay-pak. Tiene una capacidad entre el 50 y 100% mayor que la de los raschig.

Tienen una caída de presión entre un 50 y 70% menor que la de los raschig.

Se fabrican en tamaño desde 4x8 hasta 4 - pulgadas, en cemento, metalina, plástico, carbón, plástico y en acero al carbono o cualquier otro metal o aleación laminable.

Anillos Hy-Pak

Son una mejora a los anillos pall.

Por la mejor configuración interna son más eficientes y de mayor capacidad para un diámetro de torre y caída de presión fijos. Presentan un 10% más que los anillos pall. Su gran capacidad permite el diseño de corazas de torres más económicas.

Es mayor que la de los anillos pall por el mayor número de puntos de transferencia que presenta.

Presenta una caída de presión un poco menor a la de los anillos pall.

Se fabrica en tamaños de 1, 2 y 3 pulgadas en acero al carbono, acetales y aleaciones laminables.

sus empaques, han obtenido también correlaciones del tipo - mencionado, ajustadas para dar resultados más satisfacto--- rios. Otro procedimiento fué desarrollado por el - - - - - Fractionation Research Inc., caracterizándose por simular - apróximadamente el comportamiento de estos sistemas. La de- terminación del diámetro de la torre por este método, en -- base al por ciento de inundación y al punto de cargo es más- confiable; y para el dimensionamiento de la altura de to--- rres empacadas está basado en la altura equivalente a un -- plato teórico.

1.9.5. OTROS INTERNOS.

Se presentan en esta sección las formas más comu- nes de especificar los Internos para torres empacadas y de - platos, así como de los eliminadores de niebla.

A) INTERNOS DE TORRES EMPACADAS.

Para que una torre empacada quede completamente-- especificada es necesario decir el tipo de distribuidores - y redistribuidores de líquido, soportes de empaque, platos- retenedores (Hold Down Plate), limitadores de cama y platos de extracción. Además se deberán dar datos de materiales de construcción, corrosión permitida y cualquier otra informa- ción útil para su operación específica.

A.1) DISTRIBUIDORES DE LIQUIDO.

Se deben usar en todos aquellos lugares de una -- torre empacada, donde se tenga una alimentación externa. En torres de absorción o agotamiento sólo se requiere uno, las de destilación requieren de menos dos. Este interno se coloca en la parte superior del lecho empacado, a una distancia entre 6 y 12 pulgadas del anterior.

Las características que debe poseer un distribuidor de líquido son:

- Distribución uniforme de líquido
- Resistencia al taponamiento y al ensuciamiento
- Adaptabilidad para fabricarse de muchos materiales de construcción.
- Gran área libre para flujo de vapor.
- Construcción seccional (modular) para su instalación a través de registros de hombre.

La distribución de líquido a través del empaque -- es uno de los factores de más importancia en su eficiencia -- operacional (H.E.T.P. o H.T.U.).

En la industria Química y Petroquímica se usan --

fundamentalmente dos tipos de distribuidor líquido, el de orificio y el de vertedero, en ambas el flujo es por gravedad. Los distribuidores de líquido se soportan sobre aros soldados a la pared interna de la torre. Deben estar perfectamente unidos al aro, para evitar desalineamientos (en el arranque o paro) que disminuyan su eficiencia. En torres -- con bajo flujo de líquido o de gran diámetro, si se usa el distribuidor tipo vertedero, se debe especificar con tornillos para corrección de nivel.

Distribuidores de Tipo Orificio: Se obtienen en dos diseños básicos; el de tipo "cazuela perforada" (figura 1.3.a) y el tipo "escalera" (figura 1.3.b).

Distribuidores de Tipo Vertederos: Son los más -- ampliamente usados en la Industria Química y Petroquímica, -- no tienen tendencia a ensuciarse y presentan altas relaciones de flujo máximo a flujo mínimo. Se obtienen en dos diseños fundamentales: el tipo "cazuela" (figura 1.3.c) y el de "canales" (figura 1.3.d).

A.2) REDISTRIBUIDORES DE LIQUIDO.

La redistribución de líquido en una torre empacada, es otro factor importante en su eficiencia operacional (H.E.T.P. o H.T.U.), Todos los empaques que se usan, orien-

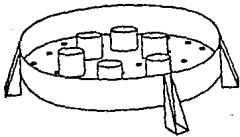


Fig. 1.3.a Distribuidor de Cazuela

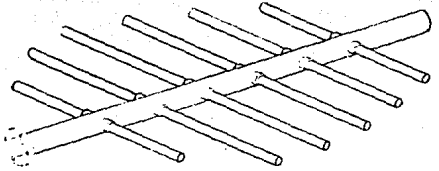


Fig. 1.3.b Distribuidor de Escalera

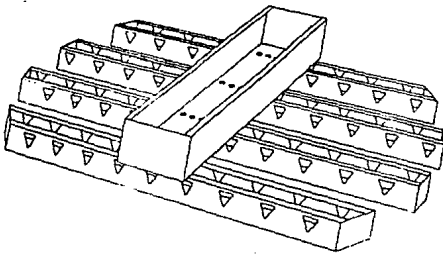


Fig. 1.3.c Distribuidor de Vertedero
Tipo Cazuela.

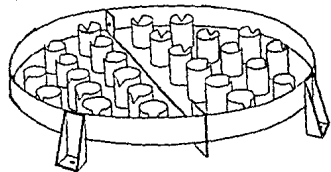


Fig. 1.3.d Distribuidor de Vertedero
Tipo Canales.

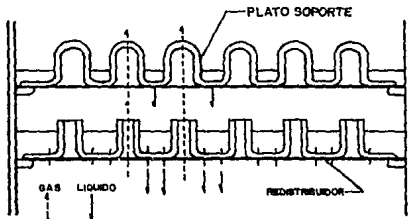


Fig. 1.3.e Redistribuidor

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

tan en menor o mayor grado, el flujo de líquido hacia la pared de la torre, por lo que se hace necesario, en torres de gran altura, colocar redistribuidores.

El redistribuidor colecta el líquido que cae de la cama superior y lo distribuye uniformemente en la inferior, poniendo en condiciones de transferir masa al líquido que fluya por la pared de la torre. También elimina la coalescencia del líquido que provocan los empaques muy eficientes. Los criterios de diseño de un redistribuidor son similares a los de un distribuidor, además debe ser compatible con el plato de soporte bajo el cual se localizará. La figura 1.3.e, ilustra el uso de un plato de soporte con un redistribuidor. Existe un interno para torres empacadas conocido como limpiador de pared (wall wiper) que es considerado como un redistribuidor de líquido (figura 1.3.f). Se usa en torres empacadas de pequeño diámetro y en aquellas donde el producto de fondos deba ser completamente agotado de sustancias volátiles.

A.3) SOPORTES DE EMPAQUE.

El primer requerimiento que debe cumplir el soporte es de sostener a la cama empacada. Debe tener un alto porcentaje de área libre, para que no restrinja el flujo de líquido y vapor. Debe ser diseñado para que se pueda in-

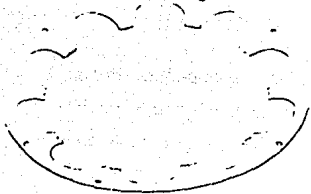


Fig. 1.3.f Limpiador de Pared

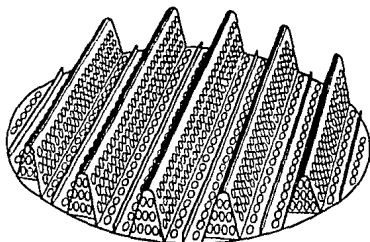


Fig. 1.3.g Soporte Tipo Inyección de Gas

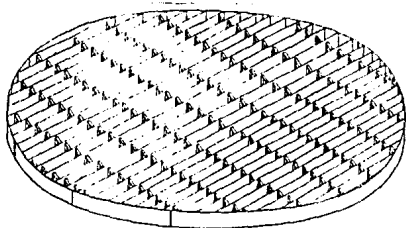


Fig. 1.3.h Plato Retenedor (Hold Down Plate)

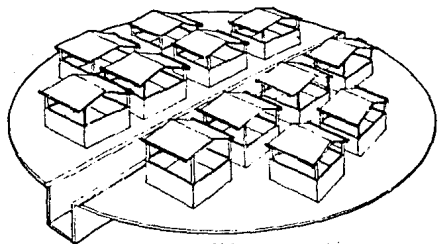


Fig. 1.3.i Plato Tipo Chimenea

roducir fácilmente a la torre y en materiales resistentes al ambiente esperado en el servicio.

Los primeros tipos de soportes de empaque fueron platos planos perforados o con ranuras para el flujo de vapor y el líquido, tenían insuficiente resistencia para soportar columnas altas y presentan la desventaja de que por las mismas ranuras, fluyen el vapor y el líquido, lo que provoca gran caída de presión. El descubrimiento de empaques altamente eficientes, forzó al desarrollo de los platos de soporte, apareciendo el conocido como de "Inyección de Gas". Están diseñados (figura 1.3.g) con vías de flujo separadas para el líquido y el vapor, el líquido fluye por las ranuras colocadas en los valles, y el vapor asciende a través de las ranuras de las crestas. El área libre para el flujo de líquido y vapor, es mucho más grande que la del plano, por lo que, presentará caídas de presión menores, aún a flujos mayores.

A.4) PLATOS RETENEDORES. (HOLD DOWN PLATE)

Los platos retenedores (figura 1.3.h) se usa únicamente en torres con empaque cerámico o de carbón. Su función es evitar que las capas superiores de empaque se fluidicen durante los períodos de operación con altas caídas de presión o con flujo de vapor variable, logrando con-

ésto, que no se rompan y no disminuya la capacidad del -- lecho para conducir los flúidos. Este interno se coloca sobre la cama de empaque, sin sujetarse a la pared de la torre, y restringe el movimiento del empaque únicamente por la acción de su peso.

El plato retenedor debe ser una placa ranurada o una estructura relativamente pesada, cubierta con un enrejado o de horadaciones lo suficientemente pequeños para evitar el paso de partículas individuales de empaque. Cuando no se espera corrosión en el servicio, se puede substituir el enrejado metálico por una malla, la que disminuye ligeramente el área de flujo.

A.5) LIMITADORES DE CAMA.

Este interno se usa exclusivamente en torres con empaque metálico o plástico. Su función es evitar la expansión de la cama por cambios en la carga de vapor. Los empaques metálicos o plásticos no se rompen en las situaciones-operaciones anteriores, lo que sí pasa con los cerámicos. Los limitadores siempre se sujetan a las paredes de la torre, y además se diseñan como una malla para evitar el paso de piezas individuales de empaque. Son más ligeros que los hold-down plates.

A.6) PLATOS TIPO CHIMENEA.

Se usan para coleccionar el líquido que fluye hacia-abajo en una torre, permitiendo el paso de los vapores a la sección de arriba. Este tipo de colector se usa en torres--de platos y en torres empacadas, para extraer líquido y/o -para redistribuir el líquido hacia una sección que se en---cuentre más abajo.

Presenta las siguientes ventajas:

- Aumenta el tiempo de residencia del líquido.
- Mejora la separación líquido/vapor.
- Disminuye la probabilidad de inundamiento de --la torre cuando aumenta el flujo de líquido re--pentinamente.
- Se obtiene con él la presión estática necesaria para extraer el líquido a través de una boqui--lla.

A.7) INFORMACION BASICA.

La información básica para los fabricantes, cuando se piden los internos por modelos estándar o de línea es--la siguiente:

- SOPORTES: Tipo, diámetro interno de la torre, -- material, corrosión permitida, diámetro del acceso a la torre y datos del empaque como tamaño, tipo y altura del lecho.

- DISTRIBUIDORES DE LIQUIDO: Tipo, diámetro interno de la torre, material, corrosión permitida, diámetro del acceso a la torre, flujos de líquido y de vapor así como su densidad.

- COLECTOR - REDISTRIBUIDOR: Los mismos datos que para el distribuidor.

- PLATO RETENEDOR Y LIMITADORES DE CAMA: Tipo, -- diámetro interno de la torre, material, corrosión permitida diámetro del acceso a la torre, tipo de empaque y tamaño.

Existen otros casos en los que el diseñador hace el diseño del interno, para este caso, se hacen los dibujos del interno y se especifican perfectamente sus dimensiones y material de construcción.

B) INTERNOS DE TORRES DE PLATOS.

Además de los platos, las torres de destilación-- absorción, etc., normalmente cuentan con distribuidores de

flujo para reflujo superior, reflujo intermedio, alimentaciones, extracciones, cambios de sección de la torre, mamparas de choque, deflectores, mamparas de separación, etc. -- Los distribuidores pueden manejar líquido, vapor o una mezcla de ambos. Estos accesorios en el interior de la torre son necesarios para un buen funcionamiento de las unidades de contacto.

Para especificar en este caso estos internos, se hacen dibujos de él y se especifican perfectamente sus dimensiones y material de construcción.

C) ELIMINADORES DE NIEBLA

Los eliminadores de niebla son mallas de alambre tejido, con espesores que van de 4 pulgadas a 12 pulgadas - y sirven para evitar el arrastre de líquidos en tanques separadores de diversas formas y en ocasiones en torres de -- destilación.

La selección de un eliminador de niebla (Demister) depende de las características de la mezcla vapor-líquido - arrastrado, de la eficiencia de separación deseada y de la caída de presión permisible. Las características de la mezcla pueden agruparse de la siguiente manera:

- Flujos máxicos de vapor y líquido arrastrado.

- Densidades de vapor y líquido arrastrado.
- Distribución del tamaño de partícula del líquido arrastrado por el vapor.
- Tensión superficial del líquido.
- Viscosidad del líquido.
- Presencia del sólido en el líquido.

El conocimiento de la cantidad y distribución del tamaño de partículas del líquido arrastrado permite una mejor selección del empaque; desgraciadamente no se cuenta -- con información experimental ni con correlaciones empíricas que permitan la predicción de estos valores, debiendo en -- ocasiones recurrir a los fabricantes para la mejor selección del eliminador de niebla. La eficiencia de separación es afectada por el espesor de la malla, a mayor espesor la eficiencia se ve aumentada; un espesor de 6 pulgadas resulta adecuado para la mayoría de los servicios.

La velocidad superficial del vapor tiene una gran influencia sobre la operación de un eliminador de niebla, - de ser pequeña o muy alta, la eficiencia de recolección disminuye sensiblemente. A bajas velocidades las gotas de líquido arrastrado rodean los alambres, pasando a través de - la malla; a altas velocidades la cantidad de líquido arrastrado es tan grande que provoca inundación de la malla y -- rearrastre de las gotas, escapando éstas en ambos casos, --

con la corriente de gas efluyente.

Habiendo visto los principales factores que afectan el diseño de un eliminador de niebla se puede pasar a su especificación, en la cual se tratan los siguientes puntos:

- Se hace referencia al recipiente en que se instalará y las condiciones de operación a que trabaja.

- Se dan los datos de la fase vapor que se separa y del líquido que se arrastra. Aunque para éste último se pide la cantidad, normalmente, no se indica puesto que en la mayoría de los servicios se desconoce.

- Los requerimientos de caída de presión y de eficiencia, generalmente ésta es alta.

- Los datos del recipiente para que el fabricante pueda conocer la localización que tendrá la malla.

- Se dan los requerimientos de diseño de la malla: diámetro de la malla o longitud y ancho dependiendo de la forma, espesor, diámetro del alambre, área específica (o de contacto), densidad y material de construcción.

1.9.6. FILTROS.

Entre los principales filtros podemos mencionar:-
filtros de pasta o torta, en los cuales se acumulan apreciables y visibles cantidades de sólidos que llegan a formar una pasta, la solución a filtrarse puede contener hasta 40% o más de sólidos; filtros por gravedad, en los que el flujo del filtrado se debe a la columna hidrostática del fluido arriba del medio de filtración, entre éstos se tienen el filtro de bolsas sostenidas en armazones y el filtro de arena, éste último consiste principalmente de un tanque el cual se llena con grava y arena de diferentes tamaños arreglados en tal forma que no se tengan caídas de presión demasiado altas por taponamientos; filtros a presión, en general son los que operan a presión mayor que la atmosférica en la superficie del medio filtrante, por esta definición los filtros de cabeza hidrostática son filtros a presión, sin embargo más bien se les clasifica dentro de este grupo a los filtros que reciben el líquido de la descarga de una bomba o el gas de un compresor, filtros de carbón activado en plantas de eliminación de H_2S o CO_2 caen dentro de esta categoría, otro filtro dentro de esta categoría es el filtro prensa, ampliamente utilizado en la industria, consiste de un ensamble de placas sólidas con perforaciones a través de las cuales pasa el fluido, la placa entera es recubierta

con el medio filtrante, normalmente un tipo de tela, las --
placas que pueden ser rectangulares se aprietan unas contra
otras antes de empezar la filtración; filtros a vacío, son--
aquellos que operan a presión absoluta menor a la atmosférica
ca, pueden ser del tipo intermitente ("Batch") o bien con--
tínuos, el de tanque rotatorio ha sido el más ampliamente -
utilizado; filtros de cartucho, los cuales pueden tener de--
uno a varios cientos de cartuchos, retrolavables o bien no--
reusables, en cualquier caso los cartuchos son fácilmente -
reemplazables, pueden ser de tela, papel o alguna fibra sintética
tética.

De ser posible, deberá enviarse al fabricante - -
muestras del material que se va a filtrar, ya que tienen --
laboratorios perfectamente equipados y pueden estudiar los--
problemas de sus clientes. Sin embargo, se indica que la mayo
oría de los problemas de filtración ordinaria o convenciona
nal pueden resolverse suministrando al vendedor los datos -
pertinentes. Los siguientes datos son típicos:

Información requerida por el fabricante.

a) DATOS FISICOS.

- Descripción del material a filtrar (composición
química del líquido y sólido incluyendo el vapor del pH).

- Porcentaje de costra de lodo formada en la pasta.
- Densidad de sólidos.
- Densidad de líquido a diferentes temperaturas
- Temperatura de filtración.
- Viscosidad del filtrado y de la pasta (aproximado) a la temperatura de filtración.
- Descripción de los sólidos: Arenoso, granular, cristalino, viscoso, etc., porcentaje de cada tipo y análisis de cribado de los sólidos secos.

b) CONDICIONES DE OPERACION.

- Cantidad a filtrarse por unidad de tiempo.
- Tiempo de operación por día.
- Proporción de la pasta o mezcla que se va a recuperar (filtrado, costra o ambos).
- Características de la costra si ésta va a aprovecharse.
- Describir los objetivos más importantes de la filtración.

c) MATERIALES DE CONSTRUCCION.

Debe participarse al fabricante de filtros cualquier experiencia que se tenga con metales y algunos materiales usados para el manejo de mezclas pastosas.

d) VARIOS.

- Presión barométrica normal.
- Características de la energía eléctrica, del agua de lavado, del vapor disponible y de la pureza del aire o gas filtrado.

1.9.7. COMPRESORES.

El transporte de gases y vapores es tan importante como el movimiento de líquidos.

Las máquinas de compresión son mucho más complejas que las bombas debido a la compresibilidad de fluidos que manejan. Los tipos más utilizados de compresores son el centrífugo y el reciprocante. Compresores axiales también se usan por ejemplo en las turbinas de gas.

Se puede mencionar las siguientes aplicaciones típicas de compresores.

- a) Transporte de gas en gasoductos.
- b) Compresión de refrigerantes en sistemas de refrigeración mecánica.
- c) Compresión de aire en plantas catalíticas.
- d) Reinyección de gas natural a pozos de producción de crudo para incrementar la producción.

Dada la complejidad de las máquinas y su alto --- costo además del papel tan importante que normalmente tienen en el que intervienen, su especificación debe hacerse - con la mayor perfección posible, de otra manera la máquina- seleccionada podría no dar el servicio para el cual se ad- quirió. Es importante hacer notar que estas máquinas normalmente son los equipos de proceso que mayor tiempo de entrega tienen, a menos que sean de línea y que estén en existencia, los fabricantes las entregan en tiempos que van de 15- a 24 meses. De ésto que su especificación será de las primeras en hacerse.

El llenado de las hojas de datos de proceso de -- compresores no es difícil, cuando ya se tienen todos los datos necesarios, lo difícil, y aquí es donde está la clave, - es la obtención de esos datos y es donde radica la responsabilidad del Ingeniero. Los datos se obtienen del balance de materia el cual se ha realizado previamente, también se han

evaluado las propiedades físicas de las corrientes con las cuales está relacionada la máquina. Del conocimiento del -- proceso el ingeniero especificará el tipo de máquina y hará las anotaciones pertinentes de los requerimientos específicos para ésta mediante una serie de notas.

Los principales datos que deberán ser especificados cuando se adquiere un compresor son los siguientes:

Tipo de compresor: Se selecciona de acuerdo al -- servicio, a las características de los diferentes tipos de máquinas, a la flexibilidad solicitada, facilidad de operación y a las condiciones de mantenimiento. Algunos criterios de selección del tipo de compresor viene dado en la -- tabla 1.3.

Condiciones de succión: Se dan datos de presión, temperatura, densidad, compresibilidad y humedad relativa. Los dos primeros son los importantes y deben de ser dados, las otras propiedades pueden dejarse o que sean evaluadas -- por el fabricante.

Condiciones de descarga: Normalmente se indicará la presión de descarga que requiere el proceso.

Capacidad: Se proporcionan las capacidades mínim--

TABLA 1.3. TABLA COMPARATIVA DE DIFERENTES TIPOS DE COMPRESIONES

| TIPO | TORNILLO | RECIPROCANTE | CENTRIFUGO |
|--|---|--|--|
| Diseño | Tipo de alta velocidad, rotatorio compacto y ligero. | Tipo de baja velocidad, reciprocante y gran tamaño. | Tipo de alta velocidad, rotatorio compacto y ligero. |
| Principio de compresión | Tipo de desplazamiento rotatorio. | Tipo de desplazamiento reciprocante. | Tipo de velocidad rotatoria. |
| Relación de compresión | 3:1 - 4:1 por etapa (si es menor se disminuye su eficiencia). | 4:1 y mayores (por etapa). | 1.5 a 2:1 (por etapa). |
| Eficiencia térmica | Alta 75-85 % | Alta 75 - 85 % | 68 - 76 % |
| Lubricación interna | No requiere, no hay contaminación del fluido de proceso. En el caso de operación automática con válvula deslizando, se requiere un sistema adicional. | Requiere para el cilindro y empuje metálico puede contaminar el fluido de proceso. | No requiere, no hay contaminación del fluido de proceso. |
| Capacidad de control | De una etapa (con válvula deslizando) 100-50 % continua. Bifásicas: 100-70% continua. | 100, 75, 50, 25 % en pasos. | 100 - 75 % continua. |
| Efecto de vibración en el funcionamiento | No hay efecto y es posible la operación continua por un año. | Aumentan los problemas de las válvulas y partes asociadas, aumenta el trabajo del anillo del pistón de la superficie interna del cilindro del eje y su empuje requiere limpieza al raso de las válvulas. Se acortan considerablemente las horas de operación continua. | Las vibraciones externas que remanecen en el impulsor, causan un efecto de resaca en su desplazamiento y funcionamiento. Las vibraciones que se transmiten al impulsor causan una baja en su funcionamiento. Se requiere limpieza para evitar problemas de funcionamiento. |

| <u>TIPO</u> | <u>TORNILLO</u> | <u>RECIPROCANTE</u> | <u>CENTRIFUGO</u> |
|------------------------------|--|--|--|
| Gases licuados. | Permite su manejo sin problemas, aún en condiciones corrosivas. | Con cantidades considerables se presenta el efecto de "golpe de ariete". Se acelera el desgaste de los anillos del pistón y la ruptura de los asientos de las válvulas, aún con pequeñas cantidades presentes. | Se generan fuerzas desbalanceadas si se succiona mucho líquido, con los consiguientes vibraciones a grado peligroso. |
| Vibración. | Mínimas. | Se presentan por causas desbalanceadas. | Mínimas. Se presentan por causas desbalanceadas. |
| Velocidad crítica. | Mayor que la normal, no causa problemas. | Mayor que la normal. No causa problemas. | Velocidad crítica menor que la normal y se debe tener cuidado en arranque y paro. |
| Operación. | Sencilla. | Requiere entrenamiento para localizar problemas en válvulas y conexiones asociadas. | Se debe tener precauciones cerca del punto de "surge". |
| Continuidad en su operación. | Un año mínimo, aunque en algunos casos de 1 a 3 años. | Menos de un año. | Un año mínimo. |
| Control | Sencillo. | Sencillo. | Más complejo por necesitar un sistema anti-surge. |
| Manutención. | Partes mínimas para limpiar y una reparación ocasional en uno o dos años. Se manejan partes pesadas. | Muchas partes para limpiar. Frecuencia en reparación de asientos de válvulas. Se requiere manejar partes pesadas. Requiere control del lubricante interno. Requiere control de aceite del separador de drenes. Costo elevado del lubricante, que debe ser de alta calidad. | Partes mínimas para limpiar, se manejan partes pesadas. |

| <u>TIPO</u> | <u>INDUCCION</u> | <u>RECIPROCANTE</u> | <u>CENTRIFUGO</u> |
|--------------------------|--|---|--|
| Motor eléctrico. | Motor de tipo de caja de inducción de alta velocidad. Da buen factor de potencia y eficiencia. | Motor de inducción de baja velocidad. Da factor de potencia y eficiencia bajos. | Motor de tipo de caja de inducción de alta velocidad. Da buen factor de potencia y eficiencia. |
| Orientaciones. | Sencilla. Por ser máquina rotatoria se aceptan orientaciones simples. | Grandes por ser máquina recíproca. | Sencilla por ser máquina rotatoria se aceptan orientaciones simples. |
| Confiables y durables. | Excelente. | Menos confiable debido a sus partes deslizantes y válvulas de trabajo. | Excelente. |
| Instalaciones sencillas. | Se permite instalación a la intemperie. | Se requiere grúa para el manejo de partes pesadas. Se requiere techo. | Se requiere grúa para el manejo de partes pesadas. Normalmente se requiere techo. |

ma, normal y máxima.

Corrientes: Se proporcionan las entradas y salidas del compresor, corriente de alimentación, corriente de alimentación lateral o corriente de descarga.

Peso Molecular: se proporciona el peso molecular del gas que se esta manejando, lo importante es poder dar con buen margen de confianza este valor.

Accionador: se dá el tipo de accionador.

Servicios Auxiliares: Se dan las características del vapor y del agua de enfriamiento.

Características del gas: Se indicará el tipo de fluido cuando es puro, así como, los componentes que puedan causar corrosión y si se trata de una mezcla se indicará su composición y algunas propiedades del fluido.

1.9.8. TURBINAS DE VAPOR

Las turbinas de vapor se utilizan para generar electricidad y para accionar bombas y compresores, a éstas últimas se les llama turbina para accionamiento mecánico. - Las combinaciones que se pueden tener entre presión del va-

por, velocidad de la turbina y caballaje son prácticamente infinitas.

Para accionadores de compresores y bombas la potencia puede variar de 10 a 24,000 Hp, las turbinas de bajo caballaje normalmente se usan en laboratorios. Las velocidades de las turbinas pueden estar entre 1,000 y 12,000 rpm. Para el accionamiento de generadores eléctricos las velocidades usadas son de 1,800 rpm y de 3,000 rpm. Aunque se puede tener cualquier combinación para las condiciones del vapor motriz, se tienen los siguientes estándares establecidos por ASME - IEEE: 400 psig y 750 °F; 600 psig y 825 °F; 850 psig y 900 °F; 1,250 psig y 950 ó 1,000 °F.

Las turbinas de vapor pueden ser clasificadas como turbinas de impulso o de reacción. Esta clasificación se basa en la forma en que se efectúa la transformación de la energía calorífica a energía mecánica. En las turbinas de impulso prácticamente no hay caída de presión en los álabes en movimiento (por lo tanto no se tiene reacción), la energía del vapor es transferida totalmente al rotor al chocar los chorros de vapor con los álabes giratorios. En las turbinas de reacción, se tiene una caída de presión debido a la expansión del vapor en los álabes giratorios que producen una fuerza de reacción. Esta fuerza, suplementada por

el choque de los chorros de vapor en los álabes, ocasiona - que se mueva el rotor. Aunque la turbina de reacción tendrá una alta eficiencia, lleva consigo ciertas dificultades para su diseño, lo que hace que prácticamente no se use para accionamiento mecánico.

Otra clasificación de las turbinas esta dada por el tipo de éstas. Entre las más importantes tenemos: Turbinas a condensación total, en estas turbinas el vapor entra a una sola presión y todo el vapor sale de la turbina a una presión abajo de la atmosférica; turbinas a contrapresión, - todo el vapor entra a la turbina a una sola presión y todo el vapor sale de la turbina a una presión igual o mayor que la atmosférica; turbinas de extracción automática, a condensación o a contrapresión, parte del vapor se extrae de una o más etapas y se tienen medios para controlar la presión - del vapor de extracción; turbinas de extracción no automática, a condensación o a contrapresión, parte del vapor se extrae de una o varias etapas, pero no se controla la presión; turbinas de inducción, vapor de baja presión entra a la turbina en un paso intermedio para suministrar parte de los requerimientos de potencia.

Las turbinas más utilizadas son las de contrapresión y las de condensación. Las eficiencias son mayores - -

cuando las turbinas son de mayor caballaje, así por ejemplo para unidades de 6,000 a 8,000 Hp se tienen eficiencias de 70 a 75%, para unidades de 1,000 a 4,000 Hp las eficiencias van de 63 a 67%, para unidades pequeñas entre 25 y 1,000 Hp se pueden tener eficiencias del 15 al 20%. Desde luego que estas eficiencias son dependientes del diseño de la turbina, como de su velocidad y de las características del vapor que se utiliza.

La turbina de una sola etapa y una válvula es la más simple y la que se usa más frecuentemente. La turbina de varias etapas y una sola válvula es ampliamente utilizada para bombas y compresores en el intervalo de 1,500 a 6,000 Hp. La turbina de varias etapas y varias válvulas se pueden usar también en la región en la cual se usa la turbina de una sola válvula. Las ventajas de las turbinas con multi-válvulas son las de tener mejores eficiencias a cargas parciales y tener un mejor control de velocidad. Esta turbina se usa principalmente para altos caballajes en que es conveniente evitar el tener una válvula gobernadora demasiado grande que pueda causar problemas.

El tipo de accionador deberá ser especificado por el comprador. Para que éste cumpla con los requisitos deberá ser diseñada para manejar las condiciones máximas

de operación de la bomba o el compresor, incluyendo pérdidas en el acoplamiento y en el reductor de engranes. Se deben especificar los cambios esperados en las condiciones de proceso al compresor, en tal forma que éstas puedan ser consideradas en el dimensionamiento del accionador.

Los datos principales que deberán ser especificados cuando se va a adquirir una turbina, además de los datos correspondientes al compresor son los siguientes:

Tipo de turbina: Turbinas a condensación, a contrapresión
Acoplamiento: El tipo y forma de lubricación.
Condiciones atmosféricas: Presión barométrica, temperaturas

Especificaciones de ruido.

Servicios Auxiliares: Condiciones del vapor motoríz para la turbina y para accionadores de bombas en el sistema de lubricación, datos de la energía eléctrica para motores, datos de agua de enfriamiento, aire de planta e instrumentos.

Conexiones: Preferencia de localización de las conexiones, por arriba, por abajo, por un lado, para la entrada de vapor, descarga, etc.

Panel de instrumentos: Si lo va a dar el vendedor o si será por otros; preferencia sobre el montaje y --- protección por el ambiente.

Alarmas y paros: Se establecerá bajo que condiciones deberán sonar alarmas y cuales condiciones causarán el paro de la máquina.

Materiales: Se indicarán los materiales preferidos para las principales partes de la turbina.

Sistema de lubricación más adecuado.

1.9.9. BOMBAS.

La selección de bombas para cualquier servicio -- se hace teniendo conocimiento de líquido que se va a manejar, la caída de presión total, las presiones de succión y descarga, la temperatura, la presión de vapor, la viscosidad y la densidad relativa. En la industria frecuentemente se dificulta la selección de las bombas, debido a la presencia de sólidos o componentes corrosivos que demandan materiales especiales.

Existe una gran variedad de tipos de bombas por lo que se deberá tener una buena idea del margen de aplica-

bilidad de estas bombas para poder hacer una buena selección para el servicio. Existen gráficas mostrando estos márgenes en la literatura. Las bombas se fabrican en tamaño estándar. Lo fundamental para cada caso es seleccionar el tamaño y el tipo que más se ajuste a las necesidades del servicio requerido.

Las bombas más utilizadas en procesos industriales son las centrífugas, las de pistón y las rotatorias.

La bomba centrífuga es la más ampliamente utilizada en la industria para la transferencia de los líquidos de todos tipos, materias primas, productos intermedios y finales, suministro de agua, alimentación de agua a calderas, circulación de condensado, etc. Las capacidades de las bombas varían desde 2 a 100,000 gal/min y columnas (cabezas) de descarga de unos cuantos pies hasta varios miles de libras/pulg². Las ventajas principales de la bomba centrífuga son su simplicidad, baja inversión, flujo uniforme, poco espacio requerido, bajo costo de mantenimiento, operación sin mucho ruido y facilidad de adaptarse a accionadores de motor o turbina. En su forma más simple consiste en un rodete rotando dentro de una cubierta.

Las bombas de pistón (reciprocantes) se usan más adecuadamente para cargas altas y bajas capacidades. Se ha-

encontrado que es ventajoso emplear bombas de pistón, accionadas con vapor, para instalaciones temporales o para condiciones variables o intermitentes, como las que se tienen en algunos tanques. Otras bombas recíprocantes que se usan son las de émbolo y de diafragma. En las bombas rotatorias, el desplazamiento mecánico del líquido es producido por la rotación de una o más partes de la bomba que están dentro de una carcasa.

Por lo tanto la información mínima que se proporciona para la selección de una bomba, es la capacidad o caudal de flujo, la cabeza diferencial, NPSH disponible, el tipo de bomba y los materiales de construcción.

1.9.10. CAMBIADORES DE CALOR.

La industria de procesos químicos utiliza con frecuencia la transferencia de energía en forma de calor, para lo cual se vale de equipos conocidos como cambiadores de calor. El ingeniero de proceso no dispone únicamente de un solo diseño de estos equipos, sino que cuenta con gran variedad de los mismos.

Los intercambiadores del tipo de coraza y tubo constituyen la parte más importante de los equipos sin com-

bustión de transferencia de calor en las plantas de procesos químicos, aún cuando se está haciendo cada vez mayor hincapié en otros diseños.

Las prácticas recomendadas para la designación de intercambiadores de calor convencionales de coraza y tubo, mediante números y letras las estableció la Tubular - - - Exchangers Manufacturers Association (T.E.M.A.). Se recomienda que el tipo y el tamaño del intercambiador de calor se designen mediante números y letras (ver figura 1.4).

En general cualquier cambiador de calor se puede especificar por el tipo (lámina tubular fija, cabezal empaquetado exterior, o cualquier otro designado por el código T.E.M.A.) o por la función (enfriador, condensador, congelador).

La especificación de estos cambiadores de calor, como ya se ha mencionado, depende del servicio que vayan suministrar, considerando también los siguientes aspectos: flúidos que manejarán, tipo de cambiador de calor, condiciones de temperatura y presión a la entrada y salida del mismo, materiales de construcción, dimensiones principales, incluyendo necesidades de aislamiento, identificación y diámetro de boquillas y alguna otra anotación que se considere conveniente.

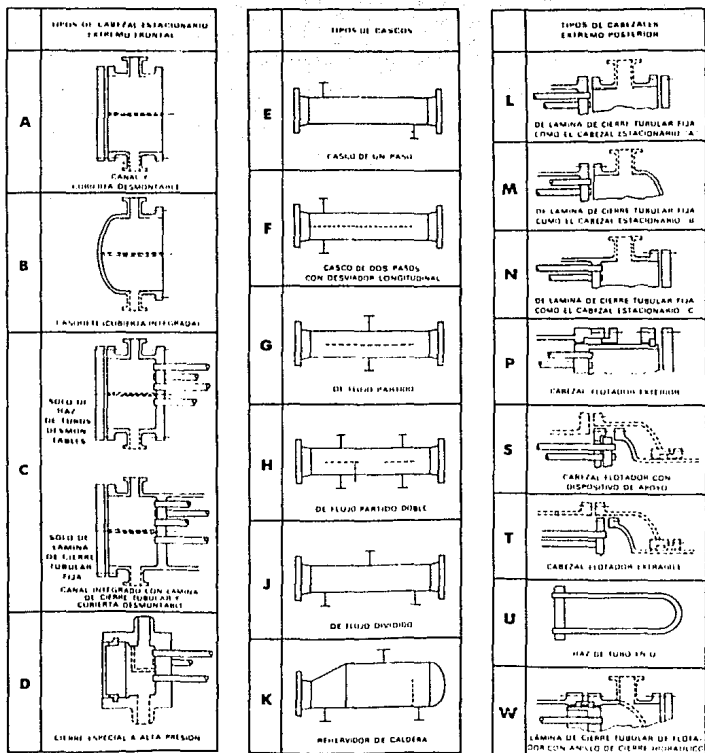


Figura 1.4. Designación de tipo T. E. M. A. para intercambiadores de casco (coraza) y tubo.

1.10. FILOSOFIA OPERACIONAL.

La importancia de la elaboración de este documento, radica en el hecho de que es el Ingeniero de Proceso, - quien ha originado el esquema de proceso y seleccionado sus condiciones de operación, es quien ha diseñado y especificado los equipos de proceso y conoce mejor que nadie sus ca--racterísticas y limitaciones, quien ha analizado la respuesta del proceso a condiciones especiales, y quien conoce los detalles mínimos y factores controlantes de la operación -- del proceso.

Las filosofías básicas de operación de la planta--deberán cubrir los siguientes puntos:

- A) Variables de operación y control del proceso.
- B) Operaciones anormales.
- C) Procedimientos de operación especial.
- D) Requerimientos de control analítico del proce--so.

A) VARIABLES DE OPERACION Y CONTROL DEL PROCESO

Aquí se deberá cubrir los siguientes puntos:

A.1) Descripción del efecto de las variables - (presiones, flujos, temperaturas, relación de reflujo). Dicho efecto podrá ser expresado por lo menos en forma cualitativa, sin embargo en algunos casos será conveniente expresar el orden de magnitud del efecto de las variaciones que pudieran presentarse. Lo anterior es especialmente importante para el caso de plantas que van a ser diseñadas para cubrir varias alternativas de operación diversos motivos.

A.2) Descripción de la forma con la cual se mantendrán las variables antes mencionadas dentro de los intervalos de operación seleccionados, mediante los controles básicos del proceso, de acuerdo a la información de los Diagramas de Flujo correspondientes.

B) OPERACIONES ANORMALES.

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

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

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

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

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

B.2) A continuación es necesario describir las acciones de tipo correctivo que sería necesario adoptar para evitar que la planta operase en las condiciones de inestabilidad derivadas del paro del equipo.

B.3) Por último, describir las condiciones a las cuales operaría la planta al prescindir del equipo en cuestión, señalando la forma en que se verían afectados en su operación los equipos que se encontrasen relacionados. Si las variaciones en las condiciones de operación de la --

planta fuesen bastante apreciables, sería necesario incluir información de tipo cuantitativo sobre dichas condiciones (presión, temperatura y/o flujos) anormales.

C) OPERACIONES ESPECIALES.

Dentro de este inciso se deberán cubrir los siguientes aspectos:

C.1) La descripción de la operación de aquellos sistemas, secciones o equipos que sea necesario llevar a cabo en forma intermitente o cíclica y que, por lo general, no se representan en los diagramas de flujo de proceso. Sería el caso de la operación de regeneración del absorbente de un sistema de deshidratación o de la reactivación periódica del catalizador de un reactor. En estos casos será necesario llevar a cabo una descripción detallada de estas operaciones especiales indicando las condiciones que prevalecerán en los equipos involucrados (presión, temperatura, flujos) e indicando la duración de las diversas etapas, si las hubiese, de estas operaciones especiales.

C.2) La descripción de la operación de sistemas de protección continua a equipos, tales como sistemas de inyección de inhibidores de corrosión, de agentes anties

pumantes y de reactivos o agentes químicos. En estos casos se llevará a cabo una descripción de las condiciones de operación de dichos sistemas especiales, detallando las variables involucradas (flujos, presión, temperatura, pH, etc.)- sobre todo en lo que se refiere a la forma para la cual dichas variables se mantendrán dentro del control requerido.

D) REQUERIMIENTOS DE CONTROL ANALITICO DE PROCESO.

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

CAPITULO 2
APLICACION DEL DESARROLLO DE LA INGENIERIA
DE PROCESO A UNA UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS

2.1 GENERALIDADES

Las corrientes de gas natural, gas de refinería e hidrocarburos líquidos amargos contienen contaminantes no - deseados, siendo el CO_2 , H_2S y vapor de agua los más típicos, los cuales deben ser removidos antes de que sean tratados transportados o vendido el gas. Al proceso de remover - estos compuestos de las corrientes de gas y de hidrocarburos líquidos amargos mediante un agente absorbente se le da el nombre "Endulzamiento".

El H_2S y el CO_2 son los contaminantes que se encuentran más frecuentemente, pero en varios gases, particularmente el gas de refinería, pueden contener mercaptanos, disulfuro de carbono o sulfuro de carbonilo. Si cualquiera de estos compuestos está presente, la efectividad de algunos agentes de endulzamiento disminuye significativamente.

Los compuestos de azufre no solamente pueden causar problemas de corrosión y ser tóxicos, sino convertirse rápidamente en apreciables subproductos. Particularmente el H_2S es el más molesto por su proporción tan amplia, sin embargo, el CO_2 puede ser tolerado frecuentemente, siempre y cuando el gas no contenga vapor de agua.

Los procesos han sido desarrollados para remover-

principalmente compuestos de azufre. Actualmente, nuevos -- procesos y variaciones de los ya establecidos, continúan -- siendo introducidos; cada uno de ellos con sus ventajas, pe- ro ninguno ha probado ser la respuesta a todos los proble- mas de endulzamiento.

En México, el gas natural purificado (Gas Dulce)- puede utilizarse como gas combustible, y también como fuente de obtención de materias primas para el desarrollo de la industria petroquímica, la cual se basa en los compuestos - derivados del etileno, propileno, benceno y xilenos.

Existen varios factores a ser considerados para - la selección de un proceso de endulzamiento, entre los cua- les se encuentran los siguientes:

a) Tipo de impurezas en la corriente gaseosa o -- líquida.- Estos pueden ser principalmente H_2S y CO_2 , o com- puestos de azufre, como mercaptanos, disulfuro de carbono, - o sulfuro de carbonilo.

b) Concentración de las impurezas y el nivel al - cual deben removerse.- La concentración de las impurezas -- (gas ácido), es una consideración importante en la selec- ción del proceso; algunos son económicos solamente para re- mover grandes volúmenes de gas ácido, sin embargo, no se --

obtienen las especificaciones deseadas; algunos otros - - - pueden remover gas ácido hasta un nivel de partes por millón, pero no son económicos para altas concentraciones de gas ácido; otros más no resultan económicos para tratar - - grandes volúmenes de gas ácido y aún otros no podrían operar bien a bajas presiones por el efecto de la presión parcial del gas ácido, mientras algunos operan adecuadamente -- bien a cualquier presión.

c) Selectividad requerida del gas ácido.- La selectividad es una medida del grado en la que un contaminante se elimina en relación a otros. Algunos agentes de enduzamiento presentan selectividades bien marcadas, y en algunos casos, la selectividad puede ser influenciada por las - condiciones de operación.

d) Volumen del gas o líquido que va a procesarse, así como las condiciones de temperatura y presión a las que se encuentra el gas o líquido.

e) Posibilidad de recuperación de azufre.- Si se considera esta opción, la selectividad hacia el H_2S debe -- ser muy importante.

A) TIPOS GENERALES DE PROCESOS DE ENDULZAMIENTO.

Existen dos clases generales de procesos de endulzamiento regenerativos, dependiendo del tipo de agente endulzante empleado:

- 1) Procesos con agentes líquidos
- 2) Procesos con agentes sólidos

Los procesos con agentes líquidos se llevan a cabo mediante la recirculación de una solución de agente endulzante a contracorriente con la corriente gaseosa o líquida. La solución que se enriquece en gas ácido, se regenera por medio de calor y/o reducción de presión. La absorción líquida es con mucho el más usado de los diferentes procesos de endulzamiento.

Los procesos con agentes sólidos se llevan a cabo en un lecho, a través del cual el gas amargo fluye para remover los contribuyentes del gas ácido. La regeneración del lecho sólido es usualmente acompañada por una reducción de la presión y aplicando calor.

La tabla 1.4 muestra los procesos que existen para endulzamiento. De todos los procesos mencionados en la tabla, los de alcanolamidas han sido los más empleados para

el endulzamiento de corrientes de gases e hidrocarburos - -
líquidos amargos, debido a su reactividad y disponibilidad -
a un bajo costo.

TABLA 1.4. PROCESOS DE ENDULZAMIENTO.

| <u>PROCESO</u> | <u>EXTRAE</u> | | <u>MEDIO ABSORBENTE</u> | <u>ESTADO</u> |
|---------------------------------------|-----------------------|-----------------------|---|-------------------------|
| | <u>H₂S</u> | <u>CO₂</u> | | |
| Absorción Química con un Líquido: | | | | |
| Monoetanolamina | + | + | MEA | Activo |
| Dietanolamina | + | + | DEA | Activo |
| Trietanolamina | + | + | TEA | Comerc.no es importante |
| Metildietanolamina | + | | MDEA | Comerc.no es importante |
| Econamina | + | + | DGA | Activo |
| SNPA - DEA | + | + | DEA | Activo |
| Sulfinol | + | + | Sulfolane/Diisopropanolamina | Activo |
| Soluciones de Sales Alcalinas: | | | | |
| Catacarb | + | + | K ₂ CO ₃ caliente | Activo |
| Carbonato de Potasio Caliente | + | + | K ₂ CO ₃ caliente | Activo |
| Giamarco Vetroccke (CO ₂) | | + | K ₂ CO ₃ /A ₂ O ₃ | Activo |
| Carbonato de Potasio al Vacío | + | | K ₂ CO ₃ | Comerc.no es importante |
| Trifosfato de Potasio | | | K ₃ (PO ₄) ₃ | Activo |
| Benfield | + | + | K ₂ CO ₃ /Benfield | Activo |
| Seabord | + | + | Na ₂ CO ₃ | Comerc.no es importante |

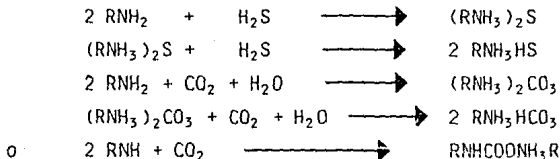
| <u>PROCESO</u> | <u>EXTRAE</u> | | <u>MEDIO ABSORBENTE</u> | <u>ESTADO</u> |
|--|-----------------------|-----------------------|---|---------------|
| | <u>H₂S</u> | <u>CO₂</u> | | |
| Absorción Química y/o Física: | | | | |
| Purisol | + | + | n-metil-2 pirolidona | Activo |
| Estasolvan | + | | tri-n-butil fosfato | Activo |
| Solvente Fluor | + | + | carbonato de propile leno | Activo |
| Selexol | + | + | dimetil polietilen-- glicol | Activo |
| Absorción-Oxidación con Líquido: | | | | |
| Giamarco Vetrocoke (H ₂ S) | + | | K ₂ CO ₃ /Arsenitos | Activo |
| Ferrox | + | | Na ₂ CO ₃ /Fe ₂ O ₃ | Activo |
| Manchester | + | | Na ₂ CO ₃ /Fe ₂ O ₃ | Activo |
| Thylox | + | | Tiocarsenato de amo-- nio o de sodio | Activo |
| Stretford | + | | Solución de quinona | Activo |
| Takahax | + | | Na ₂ CO ₃ /1,4 naftaqui-- nona/2-sulfonato de-- sodio | |
| Townsend | + | | Trietilenglicol | |
| Lacy-Keller | + | | | |
| Sulfonyl | + | | | |
| Lechos Sólidos: | | | | |
| Oxido de fierro | + | | | Activo |
| Mallas Moleculares | + | + | | Activo |

B) PROCESOS DE AMINA.

Los procesos de amina se aplican cuando la presión parcial del gas ácido es bajo y/o se desean concentraciones pequeñas del gas ácido en el gas dulce. También se emplean para el tratamiento de líquidos amargos.

El principio del proceso de amina radica en la reacción reversible de una base débil con un ácido débil para formar una sal soluble en agua. La naturaleza reversible de estas reacciones permite la regeneración de la solución de amina.

Las principales reacciones involucradas en el endulzamiento con una solución de amina son:



Donde por ejemplo: $\text{R} = \text{C}_2\text{H}_4\text{OH}$ para la Monoetanolamina (MEA).

Las reacciones proceden hacia la derecha a bajas-temperaturas y hacia la izquierda a altas temperaturas. Por lo tanto, si la amina es puesta en contacto con el gas o líquido amargo a una temperatura de 25 a 37°C (80 a 100°F), - los gases ácidos podrían ser absorbidos y reaccionar para formar la sal de amina. Si se le adiciona calor a la solución y la temperatura se eleva hasta 115-121°C (240-250°F), la reacción se vuelve reversible y los gases ácidos son -- desplazados y la amina regenerada.

Los diferentes procesos de endulzamiento de amina que han sido usados son:

- El proceso de Monoetanolamina (MEA). Ha sido el más usado para el endulzamiento de gas natural.

- El proceso de Dietanolamina (DEA). Es usado --- principalmente para refinerías o endulzamiento de gas procesado.

- El proceso de Trietanolamina (TEA). Esta siendo desplazado actualmente por los procesos de MEA y DEA.

- El proceso glicol-amina. Usando MEA o DEA con - un glicol, es usado para endulzar y deshidratar la corriente de gas simultáneamente.

- El proceso Metildietanolamina (MDEA). No es - -
comercialmente competitivo con los otros.

B.1) Monoetanolamina (MEA).

La MEA ha encontrado su aplicación más general en el endulzamiento de gas natural. Se remueven ambos compuestos, el H_2S y CO_2 , y es generalmente el primero que se considera cuando se va a elegir un proceso de endulzamiento de amina.

LA MEA es la base más fuerte y por lo tanto puede reaccionar más rápidamente con los gases ácidos. Otras ventajas son su mayor estabilidad, mínima degradación térmica, facilidad de recuperación de soluciones contaminadas, mayor capacidad de absorción de gases por unidad de peso o volumen, y es químicamente estable con lo que se minimiza la degradación de la solución. Sus principales desventajas son - que puede reaccionar irreversiblemente con sulfuro de carbono y con disulfuro de carbono para formar compuestos no regenerativos que ocasionan pérdida de solución y formación de sólidos que aumentan más su presión de vapor. La presión de vapor de la MEA es mayor que la de las otras aminas, por lo que se tienen grandes pérdidas por vaporización, sin --- embargo, pueden ser minimizados con un lavado con agua de - la corriente de gas dulce.

El proceso de MEA no es considerado selectivo y - la velocidad de absorción de CO_2 es menor que la de H_2S ; el CO_2 se absorberá casi totalmente cuando la remoción de H_2S se lleve a cabo.

El proceso de MEA puede fácilmente reducir el contenido de H_2S a menos de 0.57 gramos/100 m^3 (0.25 gramos/100 ft^3), y si se desea puede ser reducido hasta menor de 0.12 gramos/100 m^3 (0.05 gramos/100 ft^3).

La concentración de la solución de MEA varía entre el 15 y 20% en peso, sin embargo en ocasiones llega a ser tan baja como al 10% o tan alta como al 30%, por lo cual se recomienda que la concentración de la solución sea del 15%.

B.2) Dietanolamina (DEA).

El proceso de DEA encontró su más común aplicación en el endulzamiento de gas de refinería y líquidos amargos; estas corrientes contienen algunas veces, además de H_2S y CO_2 , sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono, contaminantes que no reaccionan con la DEA. Actualmente este proceso se está utilizando también para el endulzamiento de gas natural.

La ventaja que tiene sobre la MEA consiste en que su presión de vapor es menor, por lo que se tienen menores pérdidas por vaporización de la solución.

Este proceso es considerado también no selectivo y remueve tanto al H_2S como al CO_2 . El H_2S puede eliminarse tanto en el gas como en el líquido amargo hasta una concentración de 50 ppm, y el CO_2 hasta 1.000 ppm; sin embargo, - para el tratamiento de gas natural y operando a presiones - superiores a 220 psig se obtiene el gas dulce con 4 ppm de H_2S .

Las soluciones de DEA empleadas para el tratamiento de gases de refinería y líquidos amargos tienen concentraciones que varían entre el 10 y el 25% en peso; mientras que para la purificación de gas natural, las concentraciones varían del 25 al 35% en peso.

8.3) Trietanolamina (TEA)

La TEA fue la primer amina que se utilizó en los procesos de endulzamiento, pero hoy en día ha sido desplazada por la MEA o la DEA. Comparando la TEA con respecto a la MEA o DEA, se tiene que reacciona menos con el gas ácido, - su capacidad para absorber gas ácido por unidad de peso o -

volumen es menor, es menos estable y no reduce el contenido de H_2S a las especificaciones requeridas. Su principal ventaja es el hecho de que es selectivo hacia el H_2S .

B.4) Glicol-Amina.

El uso de MEA o DEA con dietilenglicol ha encontrado considerable aplicación en la simultánea deshidratación y endulzamiento de gas natural a alta presión. Tiene las ventajas sobre los procesos de MEA y DEA de deshidratar así como de endulzar el gas y que el vapor requerido para la etapa regenerativa es menor que para una solución acuosa. Sus desventajas incluyen una gran pérdida de amina, así como su vaporización y una mayor dificultad de purificación de la solución contaminada. El uso de un sistema glicol-amina puede dar excelentes resultados en remover gas ácido, pero generalmente no podría deshidratar igual que una planta de Glicol.

Para todas las aminas descritas, la selección de la concentración de la solución que se va a emplear, es completamente arbitraria y generalmente se escoge en base a los problemas de corrosión y a la experiencia operacional.

B.5) Características de las diferentes Aminas.

| CARACTERISTICA | MEA | DEA | TEA |
|----------------------------|---------------------------------------|---|--|
| Peso Molecular | 61.08 | 105.14 | 149.19 |
| Punto de Ebullición Normal | 171°C | 270°C | 278°C |
| Presión de vapor a 43.3°C | 0.03mmHg | 0.0001mmHg | Menor a la de DEA. |
| Densidad Relativa | 1.022 | 1.097 | 1.126 |
| Reactividad | Alta | Media | Baja |
| Estabilidad | Más estable | Estable | Menos estable |
| Selectividad | No es <u>selec</u> tivo. | No es <u>selec</u> tivo. | Selectivo hacia el H ₂ S |
| Usos | Endulza exclusivamente Gas - Natural. | Endulza gases y líquidos amargos actualmente Gas Natural | Ha sido desplazado por los procesos de MEA y DEA |
| Concentración | 15-20% peso | 10-25% peso para gases- y líquidos- amargos - - 25-35% peso para gas natural. | — |

En México, las corrientes de gas e hidrocarburos-
líquidos amargos tienen una presión parcial del gas ácido -
bajo; para los cuales se desean concentraciones pequeñas --
del mismo, debido a que las especificaciones establecidas -
para la mayoría de los productos son de 50 ppm de H_2S y - -
1000 ppm de CO_2 ; también algunas corrientes además contie--
nen sulfuro de carbonilo (COS) y/o disulfuro de carbono - -
(CS_2).

Debido a las características de las corrientes, -
se ha aplicado el proceso de tratamiento con una solución -
de DEA (alkanolamida) para todos los procesos desarrolla---
dos en el país, ya que dicho proceso cumple con las especi-
ficaciones deseadas, además de que no reacciona con el COS -
y CS_2 . Este proceso también esta siendo aplicado para el --
endulzamiento de gas natural.

Por integración de plantas en una refinería, una-
Unidad Tratadora de Hidrocarburos recibe una corriente de -
alimentación, la cual contiene ácido sulfhídrico y cloruros
(en forma de HCl), motivo por el cual se ha desarrollado el
proceso de tratamiento con una solución de sosa caústica, -
con el fin de neutralizarlos.

Por lo mencionado anteriormente, generalmente una
Unidad Tratadora de Hidrocarburos dentro de una refinería,-

consta de dos secciones; la de tratamiento con DEA y la de tratamiento caústico.

Asimismo, por la gran experiencia que se tiene -- en el diseño de este tipo de Plantas, se eligió la Unidad - Tratadora de Hidrocarburos con el fin de ejemplificar el -- desarrollo de una Ingeniería de Proceso, así como de los do cumentos que la integran.

2.2 INTEGRACION DE UNA UNIDAD TRATADORA DE HC DENTRO DE UNA REFINERIA.

Una Unidad Tratadora de Hidrocarburos se encuentra integrada dentro de una refinería, tal como se muestra en la figura 1.5., en la cual se observa en forma más clara la función de la planta.

Como ya se mencionó anteriormente, la Unidad Tratadora de Hidrocarburos consta de dos secciones:

- Sección de Tratamiento con DEA: tiene como función eliminar el gas ácido de la corriente de gas amargo -- hasta las especificaciones requeridas y de la corriente de hidrocarburos líquidos amargos.

- Sección de Tratamiento Caústico: tiene como -- función eliminar el gas ácido residual de la corriente de -- hidrocarburos líquidos provenientes de la sección de tratamiento con DEA y de eliminar también H_2S y cloruros de -- otra corriente de hidrocarburos líquidos.

Dependiendo normalmente de la integración de las plantas dentro de una refinería, esta Unidad puede recibir carga de las siguientes plantas:

a) Para la sección de Tratamiento con DEA

- Plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios. Gases amargos.

- Planta Hidrodesulfuradora de Naftas. Gas e hidrocarburos líquidos amargos.

- Unidad de Destilación Combinada. Hidrocarburos líquidos amargos.

b) Para la sección de Tratamiento Caústico.

- Planta Reformadora de Naftas. Hidrocarburos líquidos.

También esta Unidad alimenta carga a las siguientes plantas:

- Planta Fraccionadora de Hidrocarburos
- Planta de Azufre
- A la Red General de Gas Combustible.

Para propósitos de la ejemplificación del desarrollo de la Ingeniería de Proceso, se tomará el esquema de Integración de la Refinería (de la cual formará parte la --

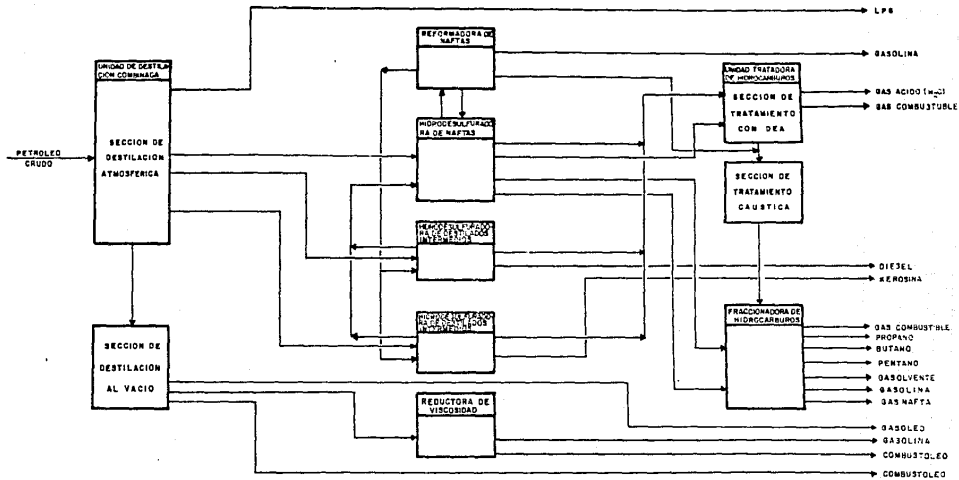


Figura 1.5 DIAGRAMA DE INTEGRACION DE UNA REFINERIA

Unidad Tratadora de Hidrocarburos) que se muestra en la ---
figura 1.5.

2.3 INDICE DE LOS DOCUMENTOS

- A) Bases de diseño
- B) Diagramas de flujo de proceso
- C) Lista de equipo
- D) Criterios generales del proceso
- E) Descripción de Proceso
- F) Información Complementaria
- G) Servicios auxiliares
- H) Hojas de datos de equipos
- I) Filosofías de operación

2.4. BASES DE DISEÑO.

Planta: Unidad Tratadora de Hidrocarburos

Localización: Tula, Hidalgo.

A) Generalidades

A.1) Función de la Planta.

La planta se diseñará para eliminar el H_2S de los gases e hidrocarburos provenientes de las Plantas Hidrodesulfuradoras, para eliminar el H_2S residual de la corriente de hidrocarburos proveniente de la Sección de Tratamiento con DEA de esta misma Planta y para eliminar cloruros y H_2S de la corriente de Hidrocarburos provenientes de la Planta Reformadora de Naftas.

A.2) Tipo de Proceso.

Para la eliminación del H_2S se utilizará el proceso con solución de DEA al 20% en peso como medio absorbente, y en el tratamiento para la eliminación de cloruros y H_2S residual, se utilizará el proceso con solución de sosa cáustica al 20% en peso.

B) Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad.

B.1) Capacidad y Rendimiento.

La capacidad normal de la planta es igual a la capacidad de diseño. La capacidad mínima de la planta será el 60% de la capacidad de diseño.

La capacidad de diseño para la sección de tratamiento con DEA será de 2429 BPD a 15°C (60°F) para líquidos y de 449.17 Mm³ std/d a 20°C y 1 Kg/cm² abs (68°F y 14.2 psia) para gases.

La capacidad de diseño para la sección de Tratamiento Caústico será de 5256 BPD a 15°C (60°F).

La planta operará 330 días al año, con un factor de servicio de 0.9.

B.2) Flexibilidad.

La planta no seguirá operando a falta de energía eléctrica, vapor, agua de enfriamiento o aire de instrumentos. No se prevé aumentos de capacidad en futuras ampliaciones.

C) Especificaciones de las Alimentaciones.

Las siguientes corrientes constituyen la alimentación a la Unidad Tratadora de Hidrocarburos.

C.1) Sección de Tratamiento con DEA.

- Gas amargo proveniente de las Plantas Hidrosulfuradoras de Destilados Intermedios.

513.84 Kgmol/h (1191.81 Lbmol/h).

368.87 Mm³ std/d a 20°C y 1 Kg/cm² abs(88°F y 14.2 Psia).

| Componente | Composición, % mol. |
|--------------------------------------|---------------------|
| H ₂ | 33.000 |
| H ₂ S | 26.818 |
| CH ₄ | 14.916 |
| C ₂ H ₆ | 11.277 |
| C ₃ H ₈ | 6.957 |
| 1-C ₄ H ₁₀ | 1.420 |
| n-C ₄ H ₁₀ | 1.614 |
| 1-C ₅ H ₁₂ | 1.929 |
| n-C ₅ H ₁₂ (+) | 2.069 |

- Damos de la torre desbutanizadora de la Planta-Hidrodesulfuradora de Naftas.

Hidrocarburos líquidos amargos 168.26 Kgmol/h
(370.62 Lbmol/h)
2429 BPD a 15°C
(60°F)

Gas amargo 115.97 Kgmol/h
(255.44 Lbmol/h)

80.30 Mm³ std/d a 20°C y 1 Kg/cm²abs(68°F y 14.2-psia).

| Componente | Corriente gaseosa, % mol. | Corriente líquida % mol. |
|--------------------------------------|------------------------------|-----------------------------|
| H ₂ | 50.051 | — |
| H ₂ S | 3.242 | 2.609 |
| CH ₄ | 15.360 | 1.634 |
| C ₂ H ₆ | 10.824 | 7.048 |
| C ₃ H ₈ | 6.108 | 13.990 |
| 1-C ₄ H ₁₀ | 2.842 | 15.208 |
| n-C ₄ H ₁₀ | 7.381 | 53.114 |
| 1-C ₅ H ₁₂ | 1.087 | 4.439 |
| n-C ₅ H ₁₂ (+) | 3.105 | 1.955 |

C.2) Sección de tratamiento caústico.

- Hidrocarburos líquidos de la Planta Reformadora de Naftas.

205.65 Kgmol/h (452.97 Lbmol/h)

2855 BPD a 15°C (60°F).

| Componente | Composición, % mol |
|----------------------------------|--------------------|
| H ₂ S | 0.426 |
| CH ₄ | 1.180 |
| C ₂ H ₆ | 9.564 |
| C ₃ H ₈ | 44.725 |
| i-C ₄ H ₁₀ | 18.066 |
| n-C ₄ H ₁₀ | 25.209 |
| i-C ₅ H ₁₂ | 0.830 |
| Cloruros | 4 ppm |

D) Especificaciones de los Productos.

D.1) Gas dulce.

Contenido de H₂S 50 ppm máxima

D.2) Hidrocarburos a la Planta Fraccionadora -
de Hidrocarburos.

| | |
|-------------------------------|------|
| Contenido de H ₂ S | nada |
| Contenido de Cloruros | nada |

E) Condiciones de las Alimentaciones en Límite de
Baterías.

La unidad estará diseñada para recibir las car---
gas a las siguientes condiciones:

| Alimentación | Estado Físico | Presión Kg/cm ² man | Temperatura °C | Forma de recibo. |
|--------------------------------------|---------------|--------------------------------|----------------|------------------|
| Gas amargo de HDS DI | Gas | 5.3 | 38.0 | Tuberfa |
| Gas amargo de HDS Naftas | Gas | 5.3 | 38.0 | Tuberfa |
| HC Líquidos de HDS Naftas | Líquido | 23.2 | 43.3 | Tuberfa |
| HC Líquidos de Reformadora de Naftas | Líquido | 17.9 | 38.0 | Tuberfa |

F) Condiciones de los Productos en Límite de Baterías.

| Producto | Estado Físico | Presión Man. Kg/cm ² | Temperatura °C | Forma de entrega |
|----------------------------------|---------------|---------------------------------|----------------|------------------|
| Gas Dulce | Gas | 3.5 | 43.3 | Tubería |
| Gas Acido | Gas | 0.5 | 43.3 | Tubería |
| HC. a Sección de Fraccionamiento | Líquido | 31.1 | 38.0 | Tubería |

G) Eliminación de Desechos.

Se tendrán los siguientes tipos de drenaje.

a) Aceitoso: Un circuito que maneje la mezcla de hidrocarburos y agua que se colecte en el área de proceso y otro circuito que colecte las purgas de las bombas y equipo en general.

b) Químico: Los cuales son la solución de sosa -- gastada de la Sección de Tratamiento Caústico, aguas amar-- gas de acumuladores de planta de proceso y purgas del sistema de amina.

c) Sanitario: Las aguas negras irán a una fosa - - séptima dentro de L.B., para interconectarse después con la red de drenaje pluvial de la Refinería.

Para los gases de combustión se considerará:

El contenido de SO_2 en el aire deberá ser de 0.2-ppm máximo a condiciones normales y el humo tendrá un valor menor de 2 en la escala de Ringelman.

H) Instalaciones requeridas de Almacenamiento.

No se requerirá almacenamiento para alimentaciones y productos.

I) Servicios Auxiliares.

I.1) Vapor

I.1.1) Vapor de Media Presión.

Este vapor será generado fuera del límite de baterías.

Condiciones en límite de baterías:

| | |
|----------------|--------------------------------------|
| Presión | 17.6 Kg/cm ² man(250psig) |
| Temperatura | 271°C (520°F) |
| Calidad | Sobrecalentado |
| Disponibilidad | La requerida |

I.1.2) Vapor de Baja Presión.

Este vapor será generado fuera del límite de baterías.

Condiciones en límite de baterías:

| | |
|----------------|------------------------------------|
| Presión | 3.5 Kg/cm ² man(50psig) |
| Temperatura | 182°C(360°F) |
| Calidad | Sobrecalentado |
| Disponibilidad | La requerida |

I.2) Condensado de Baja Presión Contaminado.

Este condensado saldrá del rehervidor de la torre Reactivadora de DEA.

Condiciones en límite de baterías:

| | |
|-------------|------------------------------------|
| Presión | 3.5 Kg/cm ² man(50psig) |
| Temperatura | 134°C (273°F) |

I.3) Agua de Enfriamiento.

Fuente de suministro: Torre de Enfriamiento fuera de límite de baterías.

Condiciones en límite de baterías:

| | Entrada | Retorno |
|----------------|------------------------------------|--|
| Presión | 3.9 Kg/cm ² man(56psig) | 2.54 Kg/cm ² man mínimo (36 psig mín). |
| Temperatura | 32.2°C (90°F) | 46°C máx.(115°F máx.) |
| Disponibilidad | La requerida | |

I.4) Agua para servicio y usos sanitarios.

Fuente de suministro: Red General de la Refinería.

Condiciones en límite de baterías:

| | |
|----------------|-------------------------------------|
| Presión | 3.5 Kg/cm ² man (50psig) |
| Temperatura | Ambiente |
| Disponibilidad | La requerida |

I.5) Agua Potable

Será suministrada en garrafones.

I.6) Agua contra incendio.

Fuente de suministro: Red General de la Refinería

Condiciones en límite de batería:

| | |
|----------------|--------------------------------------|
| Presión | 10 Kg/cm ² man (142 psig) |
| Disponibilidad | La requerida. |

I.7) Agua de Proceso.

Se requiere para el Tanque de Almacenamiento de Sosa, para la fosa de DEA, para la torre regeneradora de DEA y para la torre absorbedora de Gas Acido.

Fuente de Suministro: Red General de la Refinería
Condiciones en límite de baterías:

| | |
|----------------|---------------------------------------|
| Presión | 8.4 Kg/cm ² man (120 psig) |
| Temperatura | 20°C (68°F) |
| Disponibilidad | La requerida. |

I.8) Aire de Instrumentos.

Fuente de suministro: Paquete de Generación.

Se filtrará y se separará dentro del límite de baterías.

Presión del sistema 4 Kg/cm²man (57psig)

Impurezas Ninguna.

I.9) Aire de Planta

Fuente de Suministro: Compresor de Aire de Planta

NOTA: Se deberá contar con las instalaciones necesarias para que en el caso de que falle el aire de instrumentos, se haga uso del aire de planta.

I.10) Combustible.

1.10.1) Gas Combustible.

Fuente de suministro: Red General de la Refinería

Naturaleza Gas Natural

Peso Molecular 18.00

Densidad Relativa 0.625

Poder calorífico bajo (LHV) 8300 Kcal/m³
(933 BTU/ft³)

Presión de suministro en L.B. 3.5Kg/cm²man(50psig).

Temperatura en L.B. 20°C (68°F)

Disponibilidad La requerida

Composición % mol

H₂ 23.0

CH₄ 30.1

C₂H₆ 9.9

C₂H₄ 4.7

C₃H₈ 10.3

C₃H₆ 13.4

n-C₄H₁₀ 3.1

(O₂, N₂ y CO) 5.4

H₂S 0.1

1.10.2) Combustible líquido.

Fuente de suministro: Tanque de Almacenamiento --
fuera de L.B.

Naturaleza Combustóleo

Azufre, % peso 3.0

Carbón RB, % peso 13.34

Metales:

Níquel, ppm 36.6

Vanadio, ppm 246.0

Sodio, ppm 70.0

Densidad relativa 0.983
Viscosidad, SSF a
50°C 475
Temperatura en L.B. 85°C (185°F)
Presión de suministro.
3.5 Kg/cm²/man(50psig)
Poder calorífico -
bajo 10390 Kcal/Kg (18702BTU/Lb)
Disponibilidad La requerida.

I.11) Energía Eléctrica.

I.11.1) Alimentación de la Energía Eléctrica.

Conexión: Delta - Estrella
Tensiones disponibles:
13,800 Volts, 4160 Volts y --
480 Volts.
Número de fases: 3
Frecuencia: 60 ciclos
Capacidad Interruptiva de corto circuito:
13,800 Volts 750 MVA
4,160 Volts 250 MVA

| | |
|-----------|----------------|
| 480 Volts | 25,000 amperes |
| 220 Volts | 12,000 amperes |

Factor de potencia: 0.85 mín.

Número de conductores: uno por fase por alimentador

Sección del conductor: Por cálculo

Material del conductor: cobre electrolítico

Aislamiento del conductor: XLPE + CU + PVC

Diámetro del ducto: por cálculo

Material del ducto: Asbesto-cemento

Acometida: Subterránea.

Frecuencia de Interrupciones: Una vez por año.

Duración máxima: 15 minutos.

I.11.2) Alimentación de Energía Eléctrica de Emergencia.

Para alimentación de instrumentos, a falla de energía eléctrica se deberá contar con un banco de baterías con capacidad suficiente para alimentar con 24 volts a los instrumentos de tablero, durante 30 minutos.

1.12) Desfogue.

El desfogue de la planta será recolectado en tres cabezales.

Las presiones en límite de baterías son:

Presión de cabezal de alta 2.86 Kg/cm²man.
(41 psig).

Presión de cabezal de baja 0.93 Kg/cm² man.
(13 Psig).

Presión de cabezal de desfogue ácido
0.79 Kg/cm² man. (11 psig).

1.13) Agentes Químicos.

1.13.1) Sosa Caústica.

Se recibirá en L.B. bajo las siguientes condiciones:

| | |
|------------------|---|
| Estado Físico: | Líquido |
| Forma de Recibo: | Auto-tanque |
| Concentración: | 50% peso |
| Disponibilidad: | La requerida |
| Densidad: | 1.53 g/cm ³ (95.47Lb/ft ³) |

1.13.2) Dietanol Amina

Estado físico: Líquido
Forma de recibo: Tambores de 200 litros
Concentración: 98.5% en peso mínimo
Disponibilidad: La requerida
Densidad: 1.090 g/cm³ (68.01 Lb/ft³)

1.13.3) Inhibidor de corrosión.

Estado físico: Líquido
Forma de recibo: Tambores de 200 litros
Disponibilidad: la requerida

1.13.4) Carbón Activado.

Estado físico: Sólido
Forma de recibo: Tambores
Disponibilidad: La requerida

1.13.5) Alumina Tabular.

Estado físico: Sólido
Forma de recibo: Tambores
Disponibilidad: La requerida

1.13.6) Antiespumante

Estado Físico: Líquido
Forma de recibo: Tambores de 200 litros
Disponibilidad: La requerida.

J) Sistemas de Seguridad.

J.1) Sistema contra incendio.

Se elaborará un plano con la localización de hidrantes y monitores. Se indicará el tipo de equipo móvil y portátil.

J.2) Protección al personal.

Deberán considerarse duchas, tomas de aire, sistemas lava ojos y control de ruido dentro de la planta.

K) Condiciones Climatológicas.

K.1) Temperaturas

Temperatura de bulbo seco:

Mínima: 0°C (32°F)
Máxima: 31°C (88°F)

Promedio: 15.5°C(60°F)

Temperatura de bulbo húmedo promedio: 13°C
(55.4°F).

K.2) Precipitación Pluvial.

Máxima en 24 horas: 3.5 cm/hr (.115 ft/hr).

K.3) Vientos

Dirección de los vientos reinantes: de NE a SW

Velocidad media del viento: 13.86 Km/hr
(42500 ft/hr)

Velocidad máxima del viento: 140 Km/hr
(450000 ft/hr)

K.4) Humedad relativa.

Máxima: 64.7%

Mínima: 19.28%

K.5) Atmósfera

Presión atmosférica: 0.8 Kg/cm²man(11.583 psig)

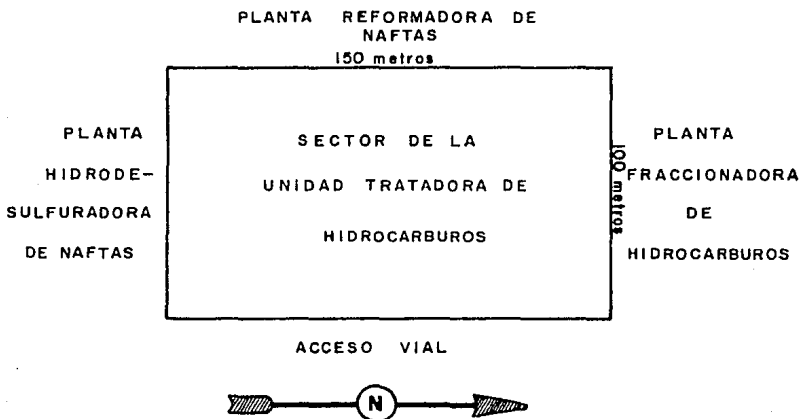
Atmósfera corrosiva: Sí

L) Localización de la Planta.

L.1) Localización y límites.

La Unidad se encontrará localizada en la Refinería de Tula Hidalgo, consistente de las dimensiones mostradas en la siguiente figura, teniendo como límites los siguientes:

Al norte limita con la Planta Fraccionadora de Hidrocarburos; al sur con la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas; al este con la Planta Reformadora de Naftas, y al oeste con un acceso vial de la Refinería.



L.2) Elevación de la planta sobre el nivel ---
del mar:

2130 metros

L.3) Previsiones para futuras ampliaciones:

Ninguna.

M) Bases de Diseño Eléctrico.

La resistividad eléctrica del terreno es de 40 --
OHMS-m promedio.

La tensión para alumbrado será de 220 volts y 3 -
fases.

La tensión para instrumentos de control será de -
120 volts y 1 fase.

La alimentación para alumbrado será subterránea y
aérea para instrumentación electrónica.

La acometida de la alimentación a motores será --
subterránea.

| Potencia (HP) | Volts | Tensión de Cont. | Fases | Frecuencia(Hz) |
|---------------------|-------|------------------|-------|----------------|
| De 0 a 3/4 | 120 | 120 | 1 | 60 |
| De 1 a 150 | 440 | 440 | 3 | 60 |
| De 151 a 2500 | 4160 | 120 | 3 | 60 |
| De 2501 en adelante | 13800 | 120 | 3 | 60 |

N) Bases de Diseño para Tuberías

Los soportes de tubería serán de concreto y se -- permite el uso de trincheras en caso de que sea estrictamente necesario.

Dentro de los límites de batería se tendrán los - siguientes tipos de drenaje.

N,1) Aceitoso (2 circuitos).

N,2) Químico

N,3) Sanitario.

Ver Punto G.

Para este proyecto se harán dibujos de planta y -

elevaciones, así como isométricos de tubería de acero al --
carbón y aceros especiales de todas las líneas.

O) Bases de Diseño Civil.

Para sismo y viento se usará el Manual de la Comi
sión Federal de Electricidad.

El nivel de aguas freáticas se encontró a 1.0 m --
de profundidad con respecto a la superficie del terreno.

Habrán edificios estructurales para servicio a ---
torres y un cuarto de control eléctrico y de instrumentos.

P) Bases de Diseño para Instrumentos.

El centro de control constará de un sistema de --
control digital distribuido.

No se prevé tablero semigráfico de control. Se --
usará señal electrónica.

Se usará tubo de cobre con recubrimiento de po---
lietileno para el sistema neumático.

Q) Bases de Diseño de Equipo.

Las bombas serán accionadas con motor eléctrico - tanto para los cuerpos principales como para sus relevos. - Todas las bombas deberán considerar un 10% de sobrediseño.

Para los cambiadores de calor, los factores de in crustación que se utilizarán para el diseño son los siguientes:

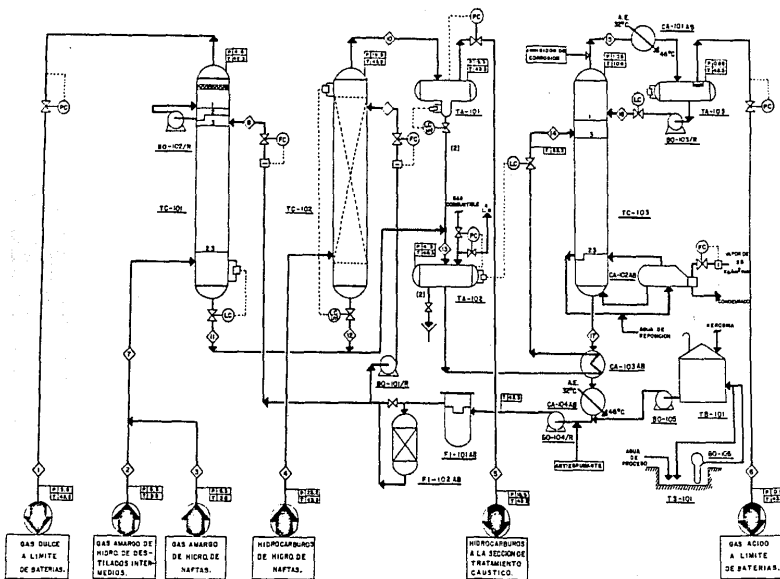
| Servicio | Rd(hm ² °C/Kcal) |
|------------------------------|-----------------------------|
| Agua de enfria-- miento. | 0.0006 |
| Solución de DEA | 0.0006 |
| Hidrocarburos - Líquidos. | 0.0003 |

2.5 DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO

A) UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS
SECCION DE TRATAMIENTO CON DEA.

NOTAS:

- 1.- La presión está en kg/cm² abs y la temperatura en °C.
- 2.- Flujo instantáneo.
- 3.- El flujo de agua de refrigeración es en 2799.3 kg/h.



| Componente | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
|----------------------|---------|---------|--------|--------|---------|--------|
| Aluminio (kg) | 74.51 | 75.12 | 94.74 | 97.39 | 100.00 | 100.00 |
| Acido (kg) | 25.19 | 26.82 | 3.24 | 3.61 | 10.00 | 14.34 |
| B.P.A. | | | | | | 5.82 |
| Fluoruro de Sodio | 516.172 | 515.84 | 115.37 | 168.24 | 143.074 | 151.39 |
| Fluoruro de Calcio | 2237.3 | 12147.1 | 2239.0 | 5017.3 | 6868.0 | 5071.4 |
| Fluoruro de Magnesio | 17.301 | 23.440 | 19.772 | 33.591 | 54.113 | 13.449 |
| Fluoruro de Potasio | 0.012 | 0.005 | 0.304 | 0.411 | 0.495 | 0.014 |
| Fluoruro de Sodio | 3.5 | 3.3 | 3.3 | 23.2 | 18.5 | 3.3 |
| Temperatura | 43.3 | 34 | 18 | 43.3 | 43.3 | 43.3 |

| CLAVE | EQUIPO | CARACTERISTICAS |
|-----------|---------------------------------|---|
| BO-101/F | Bomba de recirculación de DEA | 400 LPM - 3P - 1000 mm |
| BO-102/F | Bomba de agua de lavado | 15.4 LPM - 3P - 200 mm |
| BO-103/F | Bomba de refugio | 36.7 LPM - 3P - 3.58 m ² - 200 mm |
| BO-104/F | Bomba de recirculación de DEA | 2402 LPM - 3P - 8.90 m ² - 200 mm |
| BO-105 | Bomba de recirculación de DEA | 7.7 LPM - 3P - 178 kg - 200 mm |
| BO-106 | Bomba de la Tosa de DEA | 112.6 LPM - 3P - 2.12 m ² - 200 mm |
| CA-101 AB | Condensador de refugio | 3.32 MW Cal/H |
| CA-102 AB | Refrigerador del Reactor | 8.21 MW Cal/H |
| CA-103 AB | Intercambiador de DEA/DEA Piro | 5.43 MW Cal/H |
| CA-104 AB | Enfriador de DEA Piro | 3.29 MW Cal/H |
| FI-101 AB | Primer filtro de DEA Piro | 152 mm O.D. x 2774 mm T.T. |
| FI-102 AB | Segundo filtro de DEA Piro | 1219 mm O.D. x 4877 mm T.T. |
| TA-101 | Temperatura de DEA | 514 mm O.D. x 1638 mm T.T. |
| TA-102 | Temperatura de Hidrocarburos | 1825 mm O.D. x 5486 mm T.T. |
| TA-103 | Acumulador de refugio | 1046 mm D.I. x 3200 mm T.T. |
| TB-101 | Tanque de almacenamiento de DEA | 4877 mm D.I. x 6703 mm T.T. |
| TC-101 | Abstractor de Gas Acido | 1372 mm O.D. x 2407 mm T.T. |
| TC-102 | Contractor de Hidrocarburos | 915 mm D.I. x 12653 mm T.T. |
| TC-103 | Reactivo de DEA | 478 mm D.I. x 2746 mm T.T. |
| TS-101 | Fase de DEA | 4.0 m ³ |



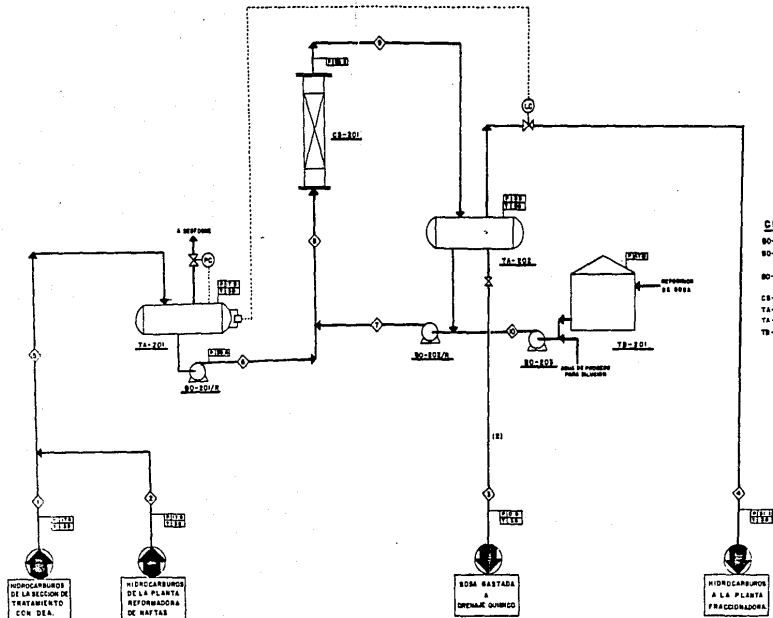
FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS
SECCION DE TRATAMIENTO CON DEA.

**B) UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS
SECCION DE TRATAMIENTO CAUSTICO**

H.C. T.A.S.:

- 1) - La presión está en Kg/cm² man y la temperatura en °C.
2) - Flejo inalterable.



| COMPONENTE | % M ₂ | % P ₂ | % M ₁ | % P ₁ |
|-------------------|------------------|------------------|------------------|------------------|
| HIDROCARBUROS | 100.00 | 99.57 | --- | 100.00 |
| ACIDO SULFURICO | --- | 0.00 | 0.43 | --- |
| ACIDO CLORHIDRICO | --- | 4.99 | --- | --- |
| AGUA | --- | --- | 2.92 | --- |
| A 4 V A | --- | --- | 93.65 | --- |
| SULFURO DE SOSEO | --- | --- | 3.42 | --- |
| CLORURO DE SOSEO | --- | --- | 0.01 | --- |
| PLANTAS | 183.879 | 205.65 | 450.00 | 348.64 |
| PLANTAS TOTAL | 8996.0 | 9922.8 | 5318.8 | 18770.5 |
| SECCIONES | 84.113 | 48.299 | 20.71 | 80.398 |
| SECCIONES TOTAL | 0.430 | 0.451 | 1.07 | 0.485 |
| SECCION | 17.9 | 17.9 | 0.80 | 31.1 |
| TEMPERATURA °C | 38 | 38 | 38 | 38 |

| CLAVE | EQUIPO | CARACTERISTICAS |
|----------|--|---|
| 80-201/R | Bomba de carga. | 845.7 LPM-HP G.R.Orgel ² /P |
| 80-202/R | Bomba de redistribución de caudales caústicos. | 133.0 LPM-HP G.R.Orgel ² /P |
| 80-203 | Bomba de transporte de agua caústica. | 125.5 LPM-HP 30.23 kg/cm ² man |
| CB-201 | Contacto Estático. | 102 mm D.I. x 305 mm H.T. |
| TA-201 | Analizador de carga. | 187 mm D.I. x 670 mm H.T. |
| TA-202 | Detector de hidrosulfuro de carbono. | 129 mm D.I. x 804 mm H.T. |
| TB-201 | Temperatura de alimentación de agua caústica. | 104 mm D.I. x 178 mm H.T. |



FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS
SECCION DE TRATAMIENTO CAUSTICO.

2.6 LISTA DE EQUIPO

A) Sección de Tratamiento con DEA

BOMBAS

| | |
|------------|---|
| BO - 101/R | Bomba de recirculación de DEA al Contactor. |
| BO - 102/R | Bomba de agua de lavado |
| BO - 103/R | Bomba de reflujo |
| BO - 104/R | Bomba de recirculación de DEA |
| BO - 105 | Bomba de reposición de DEA |
| BO - 106 | Bomba de la fosa de DEA |
| BO - 107 | Bomba de inyección de inhibidor |
| BO - 108 | Bomba de inyección de antiespumante |
| BO - 109 | Bomba de reposición de agua |

CAMBIADORES DE CALOR

| | |
|-------------|--------------------------------------|
| CA - 101 AB | Condensador de reflujo |
| CA - 102 AB | Rehervidor del Reactivador |
| CA - 103 AB | Intercambiador de DEA Rica/DEA Pobre |
| CA - 104 AB | Enfriador de DEA Pobre |

FILTROS

| | |
|-------------|-----------------------------|
| FI - 101 AB | Primer filtro de DEA Pobre |
| FI - 102 AB | Segundo filtro de DEA Pobre |

RECIPIENTES

| | |
|----------|--|
| TA - 101 | Separador de DEA |
| TA - 102 | Separador de Hidrocarburos |
| TA - 103 | Acumulador de reflujo |
| TB - 101 | Tanque de Almacenamiento de DEA |
| TB - 102 | Tanque de Almacenamiento de Inhibidor |
| TB - 103 | Tanque de Almacenamiento de antiespumante. |
| TS - 101 | Fosa de DEA |

TORRES

| | |
|----------|------------------------------|
| TC - 101 | Absorbedor de Gas Acido |
| TC - 102 | Contactador de Hidrocarburos |
| TC - 103 | Reactivador de DEA |

B) Sección de Tratamiento Caustico.

BOMBAS

| | |
|------------|--|
| BQ - 201/R | Bomba de carga |
| BO - 202/R | Bomba de recirculación de solución caústica. |
| BO - 203 | Bomba de reposición de sosa caústica |

TORRES

| | |
|----------|-----------------------|
| CS - 201 | Contactador Estático. |
|----------|-----------------------|

RECIPIENTES.

| | |
|----------|--|
| TA - 201 | Acumulador de carga |
| TA - 202 | Separador de Hidrocarburos Dulces |
| TB - 201 | Tanque de Almacenamiento de sosa caústica. |

2.7 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DEL PROCESO.

A) Introducción.

La Unidad Tratadora de Hidrocarburos estará diseñada para: Eliminar ácido sulfhídrico de corrientes de gases y líquidos amargos provenientes de las Plantas Hidrosulfuradora de Naftas e Hidrosulfuradora de Destilados Intermedios y para eliminar ácido sulfhídrico residual del efluente de hidrocarburos líquidos de la Sección de Tratamiento con DEA, de la misma unidad, así como ácido clorhídrico y ácido sulfhídrico de la corriente proveniente de la Planta Reformadora de Naftas.

B) Capacidad.

La capacidad de diseño de la planta es de 5284 BPD a 15°C(60°F) de hidrocarburos líquidos y 449.17 Mm³ - std/d a 20°C(68°F) y 1 Kg/cm² abs(14.2 psia) de gases.

La capacidad normal es igual a la capacidad de diseño y la capacidad mínima es del 60% de la capacidad de diseño.

C) Integración.

La Unidad quedará integrada en el área de Tula, - Hidalgo y recibirá cargas provenientes de:

C.1) Sección de Tratamiento con DEA.

368.87 Mm³ std/d a 20°C(68°F) y 1 Kg/cm² abs - -- (14.2 psia) de gas amargo de la Planta Hidrodesulfuradora - de Destilados Intermedios con una concentración de H₂S de - 26.818% mol.

80.30 Mm³std/d a 20°C (68°F) y 1 Kg/cm² abs - - - (14.2 psia) de gas amargo de la Planta Hidrodesulfuradora - de Naftas, con una concentración de H₂S de 3.242% mol.

2429 BPD a 15°C(60°F) de hidrocarburos líquidos-- amargos de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas, con una concentración de H₂S de 2.609% mol.

C.2) Sección de Tratamiento Caústico.

2401 BPD a 15°C (60°F) de hidrocarburos líquidos- de la Sección de Tratamiento con DEA, con un contenido máxl mo de 50 ppm de H₂S.

2855 BPD a 15°C (60°F) de hidrocarburos líquidos de la Planta Reformadora de Naftas, con un contenido de 4.0 ppm de HCl y 0.43% mol de H₂S.

D) Sección de Tratamiento con DEA.

D.1) Absorbedor de Gas Acido.

La absorción del H₂S se efectuará mediante una solución acuosa de DEA al 20% en peso.

La concentración total de gas ácido en la DEA se limitará a un máximo de 0.4 moles de gas ácido /mol de DEA.

Para el contacto entre el gas amargo y la solución de DEA se empleará una torre de platos. Debido a que las predicciones de la eficiencia de platos y de las velocidades de transferencia de masa no son muy exactas y en base a los resultados de plantas que están en operación, se recomienda utilizar 23 platos del tipo válvula, de los cuales los dos primeros (platos superiores) funcionan como platos de lavado del gas dulce al recircularse por ellos agua. La finalidad del lavado con agua consiste en evitar que el gas dulce salga contaminado con DEA. El flujo del agua de lavado será de 115 - 190 LPM. Los platos restantes proporcionan la superficie de contacto necesaria para obtener el

gas dulce dentro de especificaciones, siempre y cuando la solución de DEA se haya regenerado adecuadamente. El plato No. 2 contará con una tina para extraer el agua de lavado que se recircula continuamente al plato No. 1. Para separar la solución de DEA arrastrada por la corriente de gas dulce se colocará una malla de acero inoxidable en la parte superior de la torre.

La presión de operación de la torre se fijará en 4.6 Kg/cm²man (65psig) en el domo con el fin de entregar el gas dulce a la presión de 3.5 Kg/cm²man (50psig), requerida en límite de baterías. La temperatura de alimentación de la solución de DEA se fijará en 43.3°C (110°F), en base a un acercamiento razonable de 5.3°C (10°F) con la temperatura de alimentación del gas amargo y con el fin de evitar la condensación de hidrocarburos. La temperatura de salida de la corriente de gas dulce se considerará como la misma de la corriente de alimentación de la solución de DEA Pobre, puesto que todo el calor de reacción la absorberá la corriente de salida de la solución de DEA Rica, ya que la cantidad de gas ácido absorbido es muy pequeña con respecto al flujo de carga al Absorbedor, limitando por lo tanto la temperatura de salida del gas dulce a la temperatura de 43.3°C (110°F).

D.2) Contactor de Hidrocarburos.

Para efectuar la absorción del H_2S de la corriente de hidrocarburos líquidos con una solución de DEA al 20% en peso, se empleará una columna de empaque de 10.67 metros (35 ft), dividida en secciones por medio de colectores redistribuidores, cuya finalidad es la de evitar acanalamientos. Alimentando las corrientes líquidas por medio de distribuidores existe un mayor aprovechamiento de la superficie de contacto entre los líquidos. Estos distribuidores se colocan en la primera y en la última sección. En la parte superior de la columna se dispone de un plato de retención para evitar que el empaque sea arrastrado por la corriente ascendente y en la parte inferior de un soporte de empaque. Para evitar que partículas de empaque deteriorado pasen al resto del sistema y ocasionen problemas, se coloca un rompedor -- de remolinos con malla a la salida de la corriente de solución de DEA rica en el fondo de la columna. Se recomienda que la máxima carga permitida para el diseño del Contactor sea de $34.2 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$ ($840 \text{ gal}/\text{h}\cdot\text{ft}^2$) de sección transversal.

Para la determinación del flujo de amina necesaria se considerará que la relación en volumen de DEA/Hidrocarburos no fuese menor de 1:3.7, para poder lograr una distribución adecuada para el contacto líquido-líquido en el empaque. El empaque que se utilizará para éste servicio --

será el anillo tipo Raschig de cerámica. Cuando se emplea - este tipo de empaque debe colocarse un colector redistribi--- buidor cada 2 1/2 veces el diámetro interno o cada 6.1 me-- tros (20ft), aplicando el valor que resulte menor y tener - en cuenta la siguiente condición para seleccionar el tamaño de empaque: Diámetro anillos raschig \leq 1/30 Diámetro de - la torre.

La presión de operación de la torre se fijará en 19.3 Kg/cm²man (275 psig) en el domo, para entregar los hidrocarburos dulces a la presión de 18.5 Kg/cm²man (263psig) a límite de baterías. La temperatura a la cual se alimentará la corriente de solución de DEA Pobre se fijará como la misma a la cual se alimenta al Absorbedor de Gas Acido. Por la misma razón que en el Absorbedor, la temperatura de salida de la corriente de hidrocarburos dulces se considerará como la misma de la corriente de alimentación de solución - de DEA Pobre.

D.3) Reactivador de DEA.

Este equipo llevará a cabo la regeneración de - - DEA al separar de ella el gas ácido mediante el calor proporcionado por el rehervidor tipo Kettle.

Para este servicio se empleará una torre de pla--

tos, con un número de unidades de transferencia de 23 del tipo válvulas; debido a que las predicciones de la eficiencia de platos y de las velocidades de transferencia de masa no son muy exactas y en base a los resultados de plantas -- en operación. Para evitar pérdidas de amina en el gas ácido y pérdidas apreciables de agua, se enfrían los gases que -- salen del domo del reactivador hasta una temperatura de -- 43.3°C (110°F), temperatura a la cual retorna el reflujo. -- Se recomienda una relación de reflujo en el intervalo de 1- a 3. La extracción de solución hacia el rehervidor se lleva rá a cabo del último plato (No. 23).

La presión de operación de la torre se fijará en 1.05 Kg/cm²man (15 psig), con el objeto de enviar el Gas -- Acido (ácido sulfhídrico) con la presión requerida de 0.5 - Kg/cm²man (7.1psig) a límites de baterías. Bajo todas estas condiciones la temperatura en el fondo será de 121.1°C - - (250°F), obteniéndose una concentración máxima de gas ácido en la solución de DEA Pobre de 0.05 moles de gas ácido/mol- de DEA, y evitando problemas de corrosión debido a la degra dación de la amina a una temperatura más alta.

D.4) Separador de DEA

Este recipiente estará diseñado para separar so- lución de DEA que pudiera haber sido arrastrada por los hi-

drocarburos dulces y así poderlos enviar sin contaminación a la Sección de Tratamiento Caústico, al mismo tiempo que se recupera solución de DEA.

D.5) Separador de Hidrocarburos Dulces.

Este recipiente estará diseñado para eliminar los hidrocarburos coabsorbidos y los hidrocarburos arrastrados en la solución de DEA Rica, que de otra manera llegarían al Reactivador de DEA y saldrían en la corriente de gas ácido por el domo, con destino a la Planta de Azufre provocando problemas de operación en ésta. Las limitaciones en la presión de operación de este recipiente están fijados por la operación en el Intercambiador DEA Rica/DEA Pobre. Para evitar un desprendimiento excesivo de gas ácido en el Intercambiador, éste debe operar en un rango de 100 a 200 psia. Esto significa que el recipiente deberá tener una presión ligeramente superior a la del intercambiador con la finalidad de que la solución puede fluir del recipiente al intercambiador.

D.6) Intercambiador de DEA Rica/DEA Pobre.

La temperatura de salida de la DEA Rica en el intercambiador se fijará de tal manera que se encontrará en el intervalo comprendido entre 93 y 104°C (200 y 220°F), - -

puesto si la temperatura de dicha corriente es mayor de 104°C se producirían desprendimientos de gases por desorción de la solución, con la consiguiente corrosión de tubería y equipo. La solución de DEA Rica debe ir por el lado de los tubos para minimizar también los problemas de corrosión.

D.7) Enfriador de DEA Pobre.

Este equipo tiene por objetivo enfriar la solución de DEA Pobre que se alimentará al Absorbedor y al Contactador hasta una temperatura de 43.3°C (110°F) para llevar a cabo la absorción del gas ácido en la solución. Se recomienda que el medio de enfriamiento sea agua y que fluya por el lado de los tubos.

D.8) Condensador de reflujo.

Este equipo proporcionará el reflujo necesario para efectuar la regeneración de la solución de DEA. Se recomienda una relación de reflujo en el intervalo de 1 a 3. La temperatura de condensación se fijará de 43.3°C (110°F), ya que así se requiere en límite de baterías para la entrega del gas ácido.

D.9) Acumulador de reflujo.

Este recipiente estará diseñado para separar el agua del gas ácido que saldrá como producto a la Planta de Azufre. Se instalará en el recipiente una malla para separar el arrastre de agua, lo que provocaría corrosión en la tubería; también para ayudar en la separación se instalará una mampara de choque en la entrada de la alimentación.

D.10) Rehervidor del Reactivador.

Este equipo proporcionará el calor necesario para llevar a cabo la regeneración de la amina. Se recomienda -- utilizar vapor saturado de baja presión para desorber los -- gases ácidos de la solución de amina. Deben evitarse temperaturas del vapor por arriba de 148°C (298°F) para prevenir excesivas temperaturas en la pared de los tubos. La válvula de control de flujo, deberá estar en la línea de entrada -- del vapor y no a la salida del condensado para evitar un -- exceso de condensado dentro de los tubos. La máxima temperatura permisible que se recomienda en el rehervidor para la regeneración de la solución es de 127°C(260°F), para evitar la degradación de la DEA. Los requerimientos de vapor de -- agotamiento variarán dependiendo del grado de endulzamiento especificado por lo cual, el consumo mínimo normalmente es de 200 Kg vapor/m³ solución (1Lb vapor/gal solución). El --

haz de tubos debe soportarse para prevenir las vibraciones y la longitud de los tubos debe limitarse para evitar el golpe de ariete. Se recomienda un pitch cuadrado en el arreglo de los tubos, para facilitar la limpieza de los mismos. Deberá tener un vertedero de 15 a 20 cm (6 a 8 pulg) más alto que el haz de tubos para evitar sobrecalentamiento y corrosión de los mismos. Debido a que la función de este equipo es de gran importancia para la operación de la planta, se recomienda darle un 20% de sobrediseño.

D.11) Primer Filtro de DEA Pobre.

Este equipo estará diseñado para eliminar sólidos y partículas de sulfuro de fierro, el cual será del tipo de canasta. Se contará con una unidad de relevo, para que en el caso de que a uno se le tenga que dar mantenimiento, el otro entre en operación y la solución no deje de filtrarse. Por el filtro se hará pasar el 100% de la solución de DEA Pobre.

D.12) Segundo Filtro de DEA Pobre.

Este equipo estará diseñado para eliminar hidrocarburos condensados, partículas de óxido de fierro, productos de degradación de la DEA y contaminantes que son causa de corrosión y formación de espuma. Este será un filtro de-

carbón activado por el cual se hará pasar del 10 al 20% --- del flujo total de la solución de DEA Pobre. Se tendrán dos unidades operando en paralelo y defasadas, de tal manera -- que puedan pararse independientemente. Cada unidad filtrará normalmente 10% de la solución de DEA Pobre, pero se diseña rán para el 20% de la solución, de manera que cuando se necesite dar mantenimiento a alguno de ellos pueda filtrarse en una unidad el 20%.

D.13) Tanque de Almacenamiento de DEA.

Este equipo operará a presión atmosférica y ten-- drá como función almacenar la solución de DEA que se va a -- alimentar a la Planta y así mismo la de almacenar la solu-- ción total de la Planta cuando ésta se encuentre en mante-- nimiento. Este tanque contará en su superficie con una capa de kerosina, con el fin de evitar la oxidación de la solu-- ción de DEA por contacto con el aire.

E) Sección de Tratamiento Caústico.

E.1) Contactor Estático.

La eliminación de H_2S y HCl de la corriente de -- alimentación se logra con una solución caústica al 20% en -

peso de NaOH. Está diseñado para manejar un flujo de hidrocarburos líquidos/solución caústica, con una relación volumétrica de 5/1; la concentración de la solución de máximo - 20% peso de NaOH, evita la formación de emulsiones estables. El Contactador Estático proporciona alta eficiencia de contacto y dispersión controlada de ambas fases, producto del empaque especial que tiene, originando una eliminación completa de los contaminantes de la corriente de hidrocarburos líquidos.

E.2) Separador de Hidrocarburos Dulces.

Está diseñado para permitir la separación completa de ambas fases por diferencia de densidades y miscibilidad, así como para utilizar la solución caústica aproximadamente diario.

E.3) Acumulador de Carga.

Tendrá como función evitar variaciones de presión en la succión de la Bomba de Carga.

2.8 DESCRIPCIÓN DE PROCESO

A) Introducción.

La Unidad Tratadora de Hidrocarburos está diseñada para procesar 449.17 Mm³ std/d a 20 °C(68°F) y 1 Kg/cm²-abs(14.2 psia) de gases amargos y 5284 BPD a 15°C(60 °F) de hidrocarburos líquidos amargos provenientes de las Plantas Hidrodesulfuradora de Naftas, Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios y Reformadora de Naftas. Esta unidad está integrada por las siguientes secciones de proceso: Tratamiento con DEA y Tratamiento Caústico.

La sección de Tratamiento con DEA tiene una capacidad de diseño de 449.17 Mm³ std/d a 20°C(68°F) y 1 Kg/cm²-abs (14.2 psia) de gases amargos provenientes de las Plantas Hidrodesulfuradora de Naftas e Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios y 2429 BPD a 15°C(60°F) de hidrocarburos líquidos amargos provenientes de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas. Esta sección se utiliza para eliminar H₂S de las corrientes de gases y líquidos amargos con una solución de dietanolamina (DEA) al 20 % en peso; como productos se obtienen 78.49 Mm³ std/d a 20°C (68°F) y 1 Kg/cm² abs (14.2 psia) de gas dulce, 2401 BPD a 15°C (60°F) de hidrocarburos líquidos dulces y 96.25 Mm³ std/d a 20°C (68°F) y 1 Kg/cm² abs (14.2 psia) de gases ácidos.

La sección de Tratamiento Caústico tiene una capacidad de diseño de 5256 BPD a 15°C (60°F) de hidrocarburos líquidos provenientes de la Sección de Tratamiento con DEA y de la Planta Reformadora de Naftas. Esta sección se utiliza para eliminar el H₂S residual y el HCl de los hidrocarburos líquidos mediante una solución de sosa caústica al 20% en peso; como producto se obtiene 5250 BPD a 15°C (60°F) de hidrocarburos líquidos dulces.

B) Sección de Tratamiento con DEA.

Las corrientes de proceso que llegan a límite de baterías son: gas amargo a 38°C (100°F) y 5.3 Kg/cm²man (70 psig) proveniente de las plantas Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios, gas amargo a 38°C (100°F) y 5.3 Kg/cm²man (70 psig) e hidrocarburos líquidos amargos a 43.3°C (110°F) y 23.2 Kg/cm²man (330 psig) provenientes de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas.

Las corrientes de gas amargo descritas se mezclan en línea y se alimentan por la parte inferior del Absorbedor de Gas Acido IC-101, el cual opera a 4.6 Kg/cm²man (66 psig) y está constituida por 23 platos del tipo válvulas, para remover el H₂S con una solución de DEA Pobre que se alimenta al plato No. 3 mediante control de flujo a 43.3°C (110°F) y 4.7 Kg/cm²man (67 Psig). El gas dulce, des

pués de pasar por la sección de lavado del Absorbedor, - - consistente en los dos primeros platos, sale por el domo de la torre y se envía a límite de baterías a 43.3°C (110°F) y 3.5 Kg/cm²man (50 psig) mediante un control de presión, - - para ser inyectado a la red de gas combustible. Por el fondo del Absorbedor sale la solución de DEA Rica mediante un control de nivel conectado al mismo.

La corriente de hidrocarburos líquidos amargos -- se alimenta por la parte inferior del Contactor de Hidrocarburos TC-102, el cual opera a 19.3 Kg/cm²man (275 psig) y - se encuentra empacado con anillos raschig, para remover el-H₂S con una solución de DEA Pobre que se alimenta por la -- parte superior de la torre mediante control de flujo a - - 43.3°C (110°F) y 19.6 Kg/cm²man (279 psig). Los hidrocarburos dulces que salen por el domo de la torre, pasan al Sepa radador de DEA TA-101, en donde se separa la solución de DEA- que eventualmente pudiera haber sido arrastrada mediante un control de nivel de interfase conectado a la pierna del mis^o tanque; posteriormente la corriente de hidrocarburos dul ces se envía a la Sección de Tratamiento Caústico dentro de la misma unidad mediante un control de presión a 43.3°C - - (110°F) y 18.5 Kg/cm²man (263 psig).

Por el fondo del Contactor de Hidrocarburos sale- la solución de DEA Rica mediante un control de nivel de in-

terfase conectado al domo del mismo, la cual se une con -- la solución de DEA Rica proveniente del Absorbedor de Gas - Acido, para luego unirse a la corriente de solución de DEA- de arrastre proveniente del Separador de DEA, y enviarlas - al Separador de Hidrocarburos TA-102 a 46.3°C(115.3°F) y -- 4.3 Kg/cm²man (61 psig), con el fin de eliminar los hidro-- carburos coabsorbidos, los cuales se mandan eventualmente - a límite de baterías mediante un control de presión, y de - separar los hidrocarburos que eventualmente pudieran haber- sido arrastrados, los cuales se mandan a drenaje aceitoso.

La corriente de DEA Rica procedente del Separador de Hidrocarburos se precalienta hasta 93.3°C (200°F) en el Intercambiador de DEA Rica / DEA Pobre CA-103 AB y poste-- riormente es alimentada en el plato No. 3 del Reactivador - de DEA TC - 103, mediante un control de nivel conectado al Separador de Hidrocarburos TA - 102. El Reactivador de DEA- opera 1.05 Kg/cm²man (15 psig) y esta constituida de 23 pla-- tos del tipo válvula, teniendo como función eliminar el H₂S presente en la solución de DEA Rica, con el objeto de vol-- ver a ser utilizada dentro del sistema.

Por el domo del Reactivador de DEA sale la co---- rriente con gas ácido, la cual se condensa parcialmente en- el Condensador de reflujo CA-101 AB a 43.3°C (110°F) y -- 0.95 Kg/cm²man (13.6 psig) y fluye al Acumulador de reflujo

TA - 103, en donde se forma un condensado consistente solamente de agua, el cual se retorna al Reactivador por medio de la Bomba de reflujo BO - 104/R y mediante un control de nivel conectado al Acumulador de reflujo. El gas ácido procedente del Acumulador de reflujo TA - 103 se envía a límite de baterías a 43.3°C (110°F) y 0.5 Kg/cm²man (7.1 psig) mediante un control de presión, con destino a la Planta de Azufre. Se cuenta con un paquete de Inyección de Inhibidor de Corrosión en el domo del Reactivador para evitar problemas de este tipo.

El calor requerido para la regeneración de la solución de DEA es suministrada por el Rehervidor del Reactivador CA-102AB, del tipo Kettle, utilizando vapor saturado de baja presión a 3.5 Kg/cm²man (50 psig) como medio de calentamiento. Se cuenta con una línea para inyectar agua de reposición en la corriente de entrada al Rehervidor.

La solución regenerada (DEA Pobre) sale por el fondo del Reactivador de DEA TC -103, a 121.1°C(250°C) y 1.2 Kg/cm²man (17 psig), para ser enfriado en el Intercambiador de DEA Rica/DEA Pobre CA - 103 AB a 73°C (163.4°F), en seguida fluye al Enfriador de DEA Pobre CA - 104 AB, para salir a 43.3°C (110°F). Posteriormente a ésta corriente se le agrega un antiespumante antes de ser enviada al Primer Filtro de DEA Pobre FI - 101 AB, a 9.5 Kg/cm²man (135 psig)

por medio de la Bomba de recirculación de DEA B0-104/R, donde se eliminan sólidos y partículas de sulfuro de fierro de la solución de DEA Pobre. El 20% del flujo total de esta corriente pasa al Segundo Filtro de DEA Pobre F1 - 102AB, donde se eliminan los productos de degradación de la DEA que - se hayan formado durante la reactivación de la misma. Después de unirse éste flujo con el restante no filtrado, se - divide y se envía una parte al Absorbedor de Gas Acido - -- TC - 101 y la otra parte se alimenta al Contactor de Hidrocarburos TC - 102 mediante la Bomba de recirculación de DEA al Contactor B0 - 101/R, con lo cual se cierra el ciclo de absorción-regeneración de la solución de DEA.

Adicionalmente se cuenta con un sistema de almacenamiento y preparación de la DEA, que consiste de una fosa de DEA TS - 101 en donde se diluye la DEA concentrada con - agua de proceso y de donde se manda mediante la Bomba de la Fosa de DEA B0 - 106 al Tanque de Almacenamiento de DEA - - TB - 101, al cual se le suministra Kerosina con el fin de - evitar la oxidación de la solución. De este tanque se alimenta al circuito de DEA Pobre mediante la Bomba de reposición de DEA B0 - 105.

C) Sección de Tratamiento Caústico.

Las corrientes líquidas que llegan a esta sección

son: hidrocarburos a 38°C (100°F) y 17.9 Kg/cm²man (255psig) provenientes de la Sección de Tratamiento con DEA e hidrocarburos a 38°C (100°F) y 17.9 Kg/cm²man (255 psig) provenientes de la Planta Reformadora de Naftas.

Las corrientes descritas se mezclan en la línea de entrada al acumulador de carga TA - 201, el cual opera a 17.9 Kg/cm²man (255 psig) y 38°C(100°F) y tiene como función evitar variaciones de presión en la succión de la Bomba de carga B0-201/R mediante un control de presión colocado en la línea de desfogue del Acumulador. Los hidrocarburos que salen del Acumulador mediante la bomba de carga se unen en línea con la corriente de recirculación de solución caústica mediante la Bomba de recirculación B0 -202/R y son alimentados por la parte inferior del Contactador Estático -- CS - 201. Debido a su alta eficiencia de contacto, el Contactador Estático proporciona la dispersión controlada de las fases que favorecen la eliminación de H₂S y HCl contenidos en la corriente de hidrocarburos por reacción química con la NaOH; las sales generadas, NaCl y Na₂S, quedan disueltas en la solución caústica.

La corriente efluente del Contactador Estático se envía al Separador de Hidrocarburos Dulces TA - 202, el cual opera a 33 Kg/cm²man (470 psig) y 38°C (100°F), donde se lleva a cabo la separación de las fases líquidas por di-

ferencia de densidades y miscibilidad. Los hidrocarburos salen por la parte superior del separador mediante un control de nivel conectado al Acumulador de carga TA - 201, los cuales se mandan a límite de baterías a 38°C (100°F) y 31.1 -- Kg/cm²man (442 psig), con destino a la Planta Fraccionadora de Hidrocarburos; mientras por la parte inferior sale la solución de sosa cáustica que se recircula nuevamente al Contactador Estático por medio de la Bomba de recirculación - -- BO - 202/R.

La solución de sosa cáustica deberá reponerse periódicamente (aproximadamente diario); primero tendrá que ser drenada hasta que el nivel de interfase en el Tanque -- Separador de Hidrocarburos Dulces TA - 202 alcance el nivel mínimo, ya que ésta corriente no deberá manejar hidrocarburos. La solución de sosa cáustica gastada se envía a drenaje químico. Enseguida podrá reponerse la solución drenada con solución de sosa cáustica fresca, del Tanque de Almacenamiento de sosa cáustica TB - 201, la cual se diluye en -- línea mediante una corriente de agua de proceso, antes de la succión de la Bomba de reposición de sosa cáustica - -- BO - 203, por medio de la cual se alimentará al circuito -- hasta recobrar el nivel normal de interfase del tanque separador de Hidrocarburos Dulces TA - 202.

2.9 INFORMACION COMPLEMENTARIA

2.9.1 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

A) UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS
SECCION DE TRATAMIENTO CON DEA.

| | |
|---|--------------------------------------|
| BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA | PLANTA: UNIDAD TERCERA DE INSPECCION |
| | LOCALIZACION: T-4 - 212-20 |
| | SECCION: T-4 - 212-20 |

| CORRIENTE COMPONENTE | 1 | | 2 | | 3 | | 4 | | 5 | | 6 | |
|----------------------------|------------------------|--------|----------|--------|----------|--------|----------|--------|----------|--------|----------|--------|
| | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol |
| ACIDO SULFURICO | 0.038 | 50 ppm | 127.80 | 26.82 | 3.76 | 3.21 | 4.27 | 2.61 | 0.008 | 50 ppm | 145.91 | 96.36 |
| AMONIAQUE | 499.23 | 100.00 | 378.04 | 73.16 | 112.21 | 96.76 | 107.57 | 97.39 | 143.87 | 100.00 | ----- | ----- |
| LEA | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- |
| AGUA | 119.51 | 26.19 | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | 5.46 | 7.62 |
| TOTAL | Kg mol/h | % mol | 628.172 | 100.00 | 512.94 | 100.00 | 115.97 | 100.00 | 168.26 | 100.00 | 149.25 | 100.00 |
| FLUJO | Kg/h | ----- | 12317.3 | ----- | 12147.1 | ----- | 2243.0 | ----- | 907.3 | ----- | 3566.0 | ----- |
| PESO MOLECULAR PROMEDIO | ----- | ----- | 17.301 | ----- | 22.610 | ----- | 19.772 | ----- | 21.211 | ----- | 21.12 | ----- |
| PRESION | Kg/cm ² man | ----- | 3.0 | ----- | 5.3 | ----- | 5.3 | ----- | 23.5 | ----- | 18.5 | ----- |
| TEMPERATURA | °C | ----- | 43.3 | ----- | 38.0 | ----- | 38.0 | ----- | 43.3 | ----- | 43.3 | ----- |
| DENSIDAD @ P.T. | g/cm ³ | ----- | 0.912 | ----- | 0.905 | ----- | 0.904 | ----- | 0.81 | ----- | 0.475 | ----- |
| LPM @ T | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | 155.31 | ----- | 209.13 | ----- |
| m ³ /seg @ P.T. | ----- | ----- | 0.035 | ----- | 0.675 | ----- | 0.159 | ----- | ----- | ----- | ----- | 0.930 |
| VISCOSIDAD | cp | ----- | 0.0077 | ----- | 0.0108 | ----- | 0.0106 | ----- | 0.2146 | ----- | 0.1310 | ----- |
| CAPACIDAD ESPECIFICA | Cal/g°C | ----- | 0.213 | ----- | 0.444 | ----- | 0.666 | ----- | 0.971 | ----- | 0.572 | ----- |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | Cal/m seg °C | ----- | 0.115 | ----- | 0.0104 | ----- | 0.0105 | ----- | 0.0356 | ----- | 0.0314 | ----- |
| TENSION SUPERFICIAL | dinas/cm | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- |
| NOTAS: | | | | | | | | | | | | |



**BALANCE DE
MATERIA Y ENERGIA**

PLANTA: UNIDAD TRATADORA DE HIERROCALCULO
LOCALIZACION: TULA HICAGO
SECCION: TRATAMIENTO CON LEA

| CORRIENTE COMPONENTE | 7 | | 8 | | 9 | | 10 | | 11 | | 12 | | | |
|----------------------------|------------------------|-------|----------|--------|----------|--------|----------|--------|----------|--------|----------|--------|---------|--------|
| | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | | |
| ACIDO SULFURICO | 141.56 | 22.48 | 60.00 | 1.12 | ----- | ----- | 0.008 | 50 ppm | 201.828 | 3.77 | 4.362 | 3.23 | | |
| HIERROCALCULO | 188.09 | 77.84 | ----- | ----- | ----- | ----- | 183.57 | 100.00 | ----- | ----- | ----- | ----- | | |
| LEA | ----- | ----- | 211.70 | 3.95 | 5.40 | 4.11 | ----- | ----- | 211.70 | 3.95 | 5.40 | 3.97 | | |
| AGUA | ----- | ----- | 5090.75 | 31.43 | 126.00 | 19.29 | ----- | ----- | 4740.66 | 32.25 | 124.05 | 32.80 | | |
| TOTAL | Kg mol/h | % mol | 624.81 | 100.00 | 5362.25 | 100.00 | 121.45 | 100.00 | 163.873 | 100.00 | 5352.388 | 100.00 | 134.833 | 100.00 |
| FLUJO | Kg/h | | 11440.1 | | 115985.2 | | 2838.7 | | 8868.0 | | 118111.0 | | 2988.0 | |
| PESO MOLECULAR PROMEDIO | | | 22.928 | | 21.620 | | 21.595 | | 21.113 | | 22.061 | | 21.998 | |
| PRESION | Kg/cm ² man | | 5.3 | | 4.7 | | 17.6 | | 17.3 | | 4.3 | | 4.3 | |
| TEMPERATURA | °C | | 38.0 | | 43.3 | | 43.3 | | 43.3 | | 46.3 | | 47.1 | |
| DENSIDAD @ P.T. | g/cm ³ | | 0.3218 | | 1.231 | | 1.018 | | 0.475 | | 1.017 | | 1.017 | |
| LPM @ T | | | ----- | | 1873.35 | | 16.18 | | 292.34 | | 1553.98 | | 16.17 | |
| m ³ /seg @ P.T. | | | 0.435 | | ----- | | ----- | | ----- | | ----- | | ----- | |
| VISCOSIDAD | cp | | 0.0108 | | 0.240 | | 0.315 | | 0.121 | | 0.222 | | 0.330 | |
| CAPACIDAD ESPECIFICA | Cal/g°C | | 0.165 | | 0.220 | | 0.928 | | 0.592 | | 0.923 | | 0.925 | |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | Cal/m seg °C | | ----- | | 0.1395 | | 0.1395 | | 0.3346 | | 0.1385 | | 0.135 | |
| TENSION SUPERFICIAL | dynes/cm | | ----- | | ----- | | ----- | | ----- | | ----- | | ----- | |
| NOTAS | | | | | | | | | | | | | | |



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

| | |
|---|---|
| BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA | PLANTA: UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS |
| | LOCALIZACION: TULA, MEXICO |
| | SECCION: TRATAMIENTO CON OSA |

| CORRIENTE COMONENTE | 13 | | 14 | | 15 | | 16 | | 17 | | 18 | |
|----------------------------|------------------------|-------|-----------|--------|-----------|--------|----------|--------|----------|--------|-----------|--------|
| | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol |
| ACIDO SULFURICO | 205.91 | 3.76 | 205.91 | 3.76 | 145.91 | 31.00 | ----- | ----- | 60.00 | 1.10 | ----- | ----- |
| HIDROCARBUROS | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- | ----- |
| DEA | 217.10 | 3.95 | 217.10 | 3.95 | ----- | ----- | ----- | ----- | 217.10 | 3.95 | ----- | ----- |
| AGUA | 5066.71 | 92.25 | 5066.71 | 92.24 | 324.77 | 69.00 | 319.29 | 100.00 | 5216.00 | 94.95 | ----- | ----- |
| TOTAL | Kg mol/h | % mol | 5489.72 | 100.00 | 5489.72 | 100.00 | 470.68 | 100.00 | 319.29 | 100.00 | 5193.70 | 100.00 |
| FLUJO | Kg/h | | 121 099.0 | | 121 099.0 | | 10 824.7 | | 5 752.3 | | 118 826.9 | |
| PESO MOLECULAR PROMEDIO | | | 22.059 | | 22.059 | | 22.996 | | 18.016 | | 21.550 | |
| PRESION | Kg/cm ² man | | 4.3 | | 1.1 | | 1.05 | | 1.1 | | 0.9 | |
| TEMPERATURA | °C | | 46.3 | | 93.3 | | 106.0 | | 43.3 | | 121.1 | |
| DENSIDAD @ P.T. | g/cm ³ | | 1.019 | | 0.989 | | 0.0015 | | 0.991 | | 0.979 | |
| LPM @ T | | | 1331.66 | | 2040.76 | | ----- | | 96.71 | | 2031.69 | |
| m ³ /seg @ P.T. | | | ----- | | ----- | | 2.004 | | ----- | | ----- | |
| VISCOSIDAD | cp | | 0.332 | | 0.423 | | 0.0131 | | 0.250 | | 0.320 | |
| CAPACIDAD ESPECIFICA | Cal/g °C | | 0.923 | | 0.950 | | 0.407 | | 0.945 | | 0.465 | |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | Cal/m seg °C | | 0.1382 | | 0.1295 | | 0.0058 | | 0.1530 | | 0.1402 | |
| TENSION SUPERFICIAL | dinas/cm | | ----- | | ----- | | ----- | | ----- | | ----- | |
| NOTAS: | | | | | | | | | | | | |



**B) UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS
SECCION DE TRATAMIENTO CAUSTICO**

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

PLANTA: UNIDAD TESTERONIA DE HIELOCARBONOS

LOCALIZACION: TOLUCA, HUELA

SECCION: TESTERONIA DE HIELO

| CORRIENTE COMPONENTE | 1 | | 2 | | 3 | | 4 | | 5 | | 6 | |
|----------------------------|------------------------|--------|----------|--------|----------|--------|----------|--------|----------|--------|----------|--------|
| | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol |
| HIELOCARBONOS | 163.87 | 100.00 | 204.17 | 99.57 | --- | --- | 268.61 | 100.00 | 368.61 | 99.76 | 368.61 | 99.76 |
| ACIDO SULFURICO | --- | --- | 0.57 | 0.43 | --- | --- | --- | --- | 0.57 | 0.43 | 0.57 | 0.21 |
| ACIDO CLORHIDRICO | --- | --- | 0.005 | 4.66 | --- | --- | --- | --- | 0.005 | 5.66 | 0.005 | 2.60 |
| RESIDUO DE SOLIDO | --- | --- | --- | --- | 13.17 | 2.92 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| AGUA | --- | --- | --- | --- | 421.14 | 98.45 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| SOLUCION DE SODIO | --- | --- | --- | --- | 15.37 | 3.42 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| CLORURO DE SODIO | --- | --- | --- | --- | 0.02 | 0.01 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| TOTAL | Kg mol/h | % mol | 163.978 | 100.00 | 205.65 | 100.00 | 450.00 | 100.00 | 268.61 | 100.00 | 369.520 | 100.00 |
| FLUJO | Kg/h | | 8869.0 | | 9932.8 | | 9319.6 | | 18770.5 | | 18800.2 | |
| PESO MOLECULAR PROMEDIO | | | 44.13 | | 46.259 | | 20.710 | | 50.918 | | 50.578 | |
| PRESION | Kg/cm ² man | | 17.9 | | 17.0 | | 0.9 | | 21.1 | | 17.9 | |
| TEMPERATURA | °C | | 38.0 | | 38.0 | | 39.0 | | 35.0 | | 38.0 | |
| DENSIDAD @ P.T. | g/cm ³ | | 0.495 | | 0.481 | | 1.07 | | 0.458 | | 0.471 | |
| LPM @ T | | | 792.65 | | 357.06 | | 145.16 | | 641.03 | | 665.28 | |
| m ³ /seg @ P.T. | | | --- | | --- | | --- | | --- | | --- | |
| VISCOSIDAD | cp | | 0.1310 | | 0.1243 | | 0.3320 | | 0.1320 | | 0.1320 | |
| CAPACIDAD ESPECIFICA | Cal/g°C | | 0.592 | | 0.598 | | 0.992 | | 0.595 | | 0.596 | |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | Cal/m seg °C | | 0.0314 | | 0.0365 | | 0.0135 | | 0.0342 | | 0.0343 | |
| TENSION SUPERFICIAL | dinas/cm | | --- | | --- | | --- | | --- | | --- | |

NOTAS



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

PLANTA DE LA TERCERA ETAPA DE LA INDUSTRIA
 LOCALIZACION: Toluca, Mexico
 SECCION: TERCERA ETAPA DE LA INDUSTRIA

| CORRIENTE | 1 | | 2 | | 3 | | 13 | | | |
|----------------------------|------------------------|-------|----------|--------|-----------------|--------|-----------------|--------|----------|--------|
| | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol | Kg mol/h | % mol |
| BIOMERCADES | | | 308.64 | 43.55 | 308.64 | 43.55 | | | | |
| AGUA CONDENSADA | | | 0.285 | 0.04 | | | | | | |
| AGUA CONDENSADA | | | 0.0008 | 0.0001 | | | | | | |
| AGUA DE ALIMENTACION | 43.25 | 10.12 | 18.08 | 2.70 | 16.50 | 2.14 | 45.51 | 10.12 | | |
| AGUA | 129.74 | 36.65 | 129.74 | 36.65 | 130.24 | 36.76 | 129.74 | 36.65 | | |
| AGUA DE ALIMENTACION | | | | | 0.655 | 0.09 | | | | |
| AGUA DE ALIMENTACION | | | | | 0.0008 | 0.0001 | | | | |
| TOTAL | Kg mol/h | % mol | 477.04 | 100.00 | 846.69 | 100.00 | 485.59 | 100.00 | 450.50 | 100.00 |
| FLUJO | Kg/h | | 7659.6 | | 13956.6 | | 8008.6 | | 7508.3 | |
| PESO MOLECULAR PROMEDIO | | | 30.611 | | 33.614 | | 33.614 | | 30.621 | |
| PRESION | Kg/cm ² abs | | 33.1 | | 33.1 | | 33.0 | | 33.0 | |
| TEMPERATURA | °C | | 33.0 | | 33.0 | | 33.0 | | 33.0 | |
| DENSIDAD a P.T. | g/cm ³ | | 1.21 | | 0.471 / 1.21 | | 0.471 / 1.21 | | 1.21 | |
| LPM a T | | | 133.00 | | | | | | 123.46 | |
| m ³ /seg a P.T. | | | | | | | | | | |
| VISCOSIDAD | cp | | 0.3453 | | 0.1330 / 0.3453 | | 0.1330 / 0.3450 | | 0.3450 | |
| CAPACIDAD ESPECIFICA | Cal/g °C | | 0.961 | | 0.996 / 0.961 | | 0.996 / 0.961 | | 0.961 | |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | Cal/m seg °C | | 0.0127 | | 0.0316 / 0.0127 | | 0.0316 / 0.0127 | | 0.0127 | |
| TENSION SUPERFICIAL | dinas/cm | | | | | | | | | |

NOTAS: () CORRIENTE 2 (4) EN HORARIO INVERSIÓN.



FACULTAD DE QUIMICA
 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

2.9.2 DATOS DE PROCESO PARA DISEÑO DE TUBERIAS Y ESPECIFICACION DE INSTRUMENTOS



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

DATOS DE PROCESO PARA DISEÑO
DE TUBERIAS Y ESPECIFICACIONES
DE INSTRUMENTOS.

| CLIENTE | | UNIDAD | | PLANTA DEL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES | | | | | | | | | LOCALIZACION | | TIPO DE TUBERIA |
|---------------------|---|--------|--------|--|--------|------------------------|------|-----|-------------|-------|-----|-------------------|---------------|--|-----------------|
| NUMERO DE CORRIENTE | SERVICIO | FASE | FLUJO | | | PRESION | | | TEMPERATURA | | | DENSIDAD | OBSERVACIONES | | |
| | | | Kg/h | | | Kg/cm ² man | | | °C | | | | | | |
| | | | MAX | NOR | MIN | MAX | NOR | MIN | MAX | NOR | MIN | g/cm ³ | | | |
| 1 | DES DUCO A LIMITE DE FANTASIA | CAF | 122115 | 122115 | 73952 | --- | 2.0 | --- | --- | 49.0 | --- | 1.000 | | | |
| 2 | DES BARRIDO DE HIERRO DE ENCHUFLAS RESIDUALES | CAF | 124111 | 124111 | 72442 | --- | 2.0 | --- | --- | 49.0 | --- | 1.000 | | | |
| 3 | DES BARRIDO DE HIERRO DE MANTAS | CAF | 120120 | 120120 | 127052 | --- | 2.0 | --- | --- | 49.0 | --- | 1.000 | | | |
| 4 | HELOCARBURON DE HIERRO DE MANTAS | LIQ | 121722 | 50722 | 54222 | --- | 2.0 | --- | --- | 45.0 | --- | 0.800 | | | |
| 5 | RESERFINDO A LA ORCION DE TRATAMIENTO CAUDAL | LIQ | 88220 | 88220 | 52220 | --- | 2.0 | --- | --- | 45.0 | --- | 0.490 | | | |
| 6 | DES DUCO A LIMITE DE FANTASIA | CAF | 122115 | 122115 | 73952 | --- | 2.0 | --- | --- | 49.0 | --- | 1.000 | | | |
| 7 | DES AMERICA A TC-101 | CAF | 144200 | 144200 | 86220 | --- | 2.0 | --- | --- | 39.0 | --- | 0.6015 | | | |
| 8 | CONDUCCION DE LEA DRENE A TC-101 | LIQ | 127322 | 127322 | 64522 | --- | 4.0 | --- | --- | 45.0 | --- | 1.021 | | | |
| 9 | CONDUCCION DE LEA DRENE A TC-102 | LIQ | 126222 | 126222 | 47222 | --- | 2.0 | --- | --- | 49.0 | --- | 1.000 | | | |
| 10 | CONDUCCION A TC-101 | LIQ | 55220 | 55220 | 53220 | --- | 19.0 | --- | --- | 43.0 | --- | 0.975 | | | |
| 11 | CONDUCCION DE LEA RICA DE TC-101 | LIQ | 118110 | 118110 | 70266 | --- | 4.0 | --- | --- | 46.0 | --- | 1.019 | | | |
| 12 | CONDUCCION DE LEA RICA DE TC-102 | LIQ | 21222 | 21222 | 17222 | --- | 4.0 | --- | --- | 47.0 | --- | 1.011 | | | |
| 13 | CONDUCCION DE LEA RICA A TC-102 | LIQ | 121040 | 121040 | 72697 | --- | 4.0 | --- | --- | 46.0 | --- | 1.019 | | | |
| 14 | CONDUCCION DE LEA RICA A TC-102 | LIQ | 121040 | 121040 | 72697 | --- | 4.0 | --- | --- | 46.0 | --- | 0.969 | | | |
| 15 | CONDUCCION DE LA TORRE TS-102 | CAF | 10222 | 10222 | 64222 | --- | 1.00 | --- | --- | 106.0 | --- | 0.0015 | | | |
| 16 | CONDUCCION DE LA TORRE TS-103 | LIQ | 17022 | 17022 | 24522 | --- | 1.0 | --- | --- | 42.0 | --- | 0.921 | | | |
| 17 | CONDUCCION DE LA TORRE TS-102 A TC-102 DE | LIQ | 115222 | 115222 | 71222 | --- | 2.0 | --- | --- | 49.0 | --- | 1.000 | | | |

NOTAS: + SERVICIO DE TRATAMIENTO CON LEA.

DIAGRAMA:
UNIDAD TRATADORA DE HECOCARBURON

**2.10 SERVICIOS AUXILIARES Y
AGENTES QUIMICOS.**



SERVICIO AUXILIAR : Agua de Enfriamiento

Condiciones de Suministro : 3.9 Kg/cm² man (56 psig)
32.2 °C (90 °F)

Condiciones de Retorno : 2.54 Kg/cm² man minimo (36 psig min.)
46 °C maxima (115 °F max.)

| <u>CLAVE</u> | <u>EQUIPO</u> | <u>CONSUMO (m³/h)</u> |
|--------------|------------------------|------------------------------------|
| CA-101 AB | Condensador de Reflujo | 253.65 |
| CA-104 AB | Enfriador de DEA Pobre | 237.26 |
| | TOTAL | 490.91 |



SERVICIO AUXILIAR : Agua de Proceso

Condiciones de Suministro : 8.4 Kg/cm² man (120 psig)
20 °C (68 °F)

| <u>CLAVE</u> | <u>EQUIPO</u> | <u>CONSUMO (m³/dia)</u> |
|--------------|--|--------------------------------------|
| CA-102 AB | Rehervidor del Reactivador | 67.2 |
| CA-201 | Tanque de Almacenamiento de sosa caustica | 0.843 |
| | TOTAL | 68.043 |



SERVICIO AUXILIAR : Vapor de Baja Presion

Condiciones de Suministro : 3.5 Kg/cm² man (50 psig)
182 °C (360 °F)

CLAVE

EQUIPO

CONSUMO (Kg/h)

CA-102 AB

Rehervidor del Reactivador

16,601.4



AGENTES QUIMICOS

1) DEA

Arranque: 14,721 litros
Operacion Normal: 4,359.6 litros/año

2) Inhibidor de Corrosion

Arranque: 43.5 litros
Operacion Normal: 1,726.6 litros/año

3) Antiespumante

Arranque: 10.9 litros
Operacion Normal: 431.7 litros/año

4) Carbon Activado

Arranque: 4,141.2 Kg
Operacion Normal: 2,070.6 Kg para un filtro cada vez que sea necesario (aprox. 6 meses).

5) Alumina Tabular

Arranque: 1,555.2 Kg
Operacion Normal: 777.6 Kg para un filtro cada vez que sea necesario (aprox. 6 meses).

6) Sosa Caustica

Arranque: 367 litros
Operacion Normal: 367 litros cada turno para renovar la sosa gastada del circuito.



SERVICIO AUXILIAR: Energía Eléctrica
(60 ciclos)

| CLAVE | EQUIPO | TENSION VOLTS | FASES | POTENCIA | |
|----------|---|------------------|-------|---------------|---------------|
| | | | | KW CONSUMIDOS | KW CONECTADOS |
| BO-101/R | Bomba de Recirculación de DEA al Contactor | 440 | 3 | 2.24 | 4.48 |
| BO-102/R | Bomba de Agua de Lavado. | 120 | 1 | 0.19 | 0.37 |
| BO-103/R | Bomba de Reflujo | 440 | 3 | 0.74 | 1.49 |
| BO-104/R | Bomba de Recirculación de DEA | 440 | 3 | 44.70 | 89.40 |
| BO-105 | Bomba de Reposición de DEA | 120 | 1 | 0.37 | 0.37 |
| BO-106 | Bomba de la fosa de DEA | 440 | 3 | 0.74 | 0.74 |
| BO-107 | Bomba de inyección de inhibidor | 120 | 1 | 0.19 | 0.19 |
| BO-108 | Bomba de inyección de antiespumante | 120 | 1 | 0.19 | 0.19 |
| BO-109 | Bomba de reposición de agua | 120 | 1 | 0.39 | 0.39 |
| BO-201/R | Bomba de carga | 440 | 3 | 29.80 | 59.60 |
| BO-202/R | Bomba de recirculación de solución caústica | 120 | 1 | 0.37 | 0.74 |
| BO-203 | Bomba de reposición de sosa caústica | 440 | 3 | 15.00 | 15.00 |
| Total | | | | 94.92 | 172.96 |

2.11 HOJAS DE DATOS DE EQUIPOS.



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA BOMBAS
CENTRIFUGAS

CLIENTE UNAM
PLANTA UNIDAD TANTALOVA DE MILMOCAVENTE
LOCALIZACION TULA, HIDALGO
CLAVE DEL EQUIPO BD-101/R N° DE UNIDADES DOS
SERVICIO BOMBA DE RECIRCULACION DE DEA AL CONTACTOR
N° REG. EN USO CONTINUO UNO ASIGNADOR MOTOR ELECTRICO
DE RELEVOS UNO ASIGNADOR MOTOR ELECTRICO

CONDICIONES DE OPERACION
LIVIDO EQUACION DE LEONARDO LPM a.T.B. NORMAL 46.48 DISEÑO 51.12
TEMP. BOMBEO (T.B.) °C 43.2 P. DESCARGA kg/cm² mbar 20.16 P. SUGERIDA kg/cm² mbar 9.60
DENS. RELATIVA a.T.B. 1.018 P. DIFERENCIAL kg/cm² mbar 10.56 COLUMNA DIF. =
P. VAPOR a.T.B. kg/cm² mbar VISCOSIDAD a.T.B. cp 0.345 RPM DISP. a.P.T. =
CORROSION/EROSION CAUSADA POR POTENCIA HIDRAULICA
CONSTRUCCION Y MATERIALES
CARCAZA --- MONTAJE (EJE) (BASE X) (MENSULA) (VERTICAL)
--- TAPA (AXIAL) (RADIAL X)
--- TIPO (VOLUTA SIMPLE) (DOBLE VOLUTA) (DIFUSOR X)
--- BARREROS ROSCADOS (VENTEO X) (DRENE X) (MANOMETRO X)

| PARTES EXTERNAS: | | MATERIAL |
|----------------------|--|------------------|
| CARCAZA | | ACERO INOXIDABLE |
| PARTES INTERNAS | | |
| IMPULSOR | | ACERO |
| INTERIORES (CARCAZA) | | ACERO |
| CAMISA (EMPACADA) | | ACERO AL CARBON |
| CAMISA (DE BELLO) | | ACERO INOXIDABLE |
| PARTES DESGASTABLES | | |
| FLECHA | | ACERO INOXIDABLE |
| | | |
| | | |

| MOTOR POR: | | | | TURBINA POR: | | | |
|-------------------|----------|-------------|-----|------------------|-------------|-------------|----------|
| CLAVE | NO-101/R | MONTADA POR | (1) | CLAVE | | MONTADA POR | |
| HP | 3.0 | RPM | | HP | | RPM | |
| MARCA | (2) | CORAZA | (2) | MARCA | | TIPO | |
| TIPO | (2) | AISLAMIENTO | (2) | VAPOR ENT. | kg/cm² mbar | | |
| ENVOLT | (2) | ELEV. TEMP. | °C | ESCAPE | kg/cm² mbar | | |
| VOLT/PARES/CICLOS | 220/3/60 | | | CONSUMO DE VAPOR | | kg/BHP/h | |
| VALEROS | (2) | LUBRICACION | (2) | VALEROS | | LUBRICACION | |
| AMP. PLENA CARGA | | | | BOQUILLAS | DIAM | CLASIF. ASA | CARA |
| | | | | ENTRADA | | | POSICION |
| | | | | VALIDA | | | |

NOTAS: (1) POR EL VENDEDOR
(2) POR INGENIERIA OFICIAL



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA BOMBAS
CENTRIFUGAS

CLIENTE UNAM
PLANTA UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS
LOCALIZACION TULA, HIDALGO
CLAVE DEL EQUIPO 80-102/A N° DE UNIDADES 005
SERVICIO: BOMBA DE AGUA DE LAVADO
N° REQ: EN USO CONTINUO UNO ACCIONADOR MOTOR ELECTRICO
DE RELEVOS UNO ACCIONADOR MOTOR ELECTRICO

CONDICIONES DE OPERACION
LÍQUIDO AGUA LPM a T.B. NORMAL 151.42 DISEÑO 166.56
TEMP. SOMBRO (T.B.) °C 43.3 P. DESCARGA kg/cm² man 4.81 P. SUCCION kg/cm² man 4.4
DENS. RELATIVA a T.B. 0.995 P. DIFERENCIAL kg/cm² man 0.41 COLUMNA DIF. m
P. VAPOR a T.B. kg/cm² man VELOCIDAD a T.B. rpm 0.50 RPMH DISP. a P.T. m
CORROSION/RESISTEN CAMBADA POR POTENCIA HIDRAULICA

CONSTRUCCION Y MATERIALES
CARCAZA --- MONTAJE (EJE) (BASE X) (MENSULA) (VERTICAL)
--- TAPA (AXIAL) (RADIAL X)
--- TIPO (VOLUTA SIMPLE) (DOBLE VOLUTA) (DIFUSOR X)
--- BARRENOS ROSCADOS (VENTEO X) (DRENE X) (MANOMETRO X)

| | | | |
|----------------------|--|------------------|--|
| PARTES EXTERNAS: | | MATERIAL | |
| CARCAZA | | FIERRO FUNDIDO | |
| PARTES INTERNAS: | | | |
| IMPULSOR | | BRONCE | |
| INTERIORES (CARCAZA) | | BRONCE | |
| CAMISA (EMPACADA) | | ACEÑO AL CARBON | |
| CAMISA (DE BELLO) | | ACERO INOXIDABLE | |
| PARTES DESMONTABLES: | | | |
| FLECHA | | ACERO INOXIDABLE | |

| | | | | | | | |
|-------------------|----------|------------------|-----|------------------|------------------------|-------------|----------|
| MOTOR POR: | | | | TURBINA POR: | | | |
| CLAVE | NO-107/B | MONTADA POR | (1) | CLAVE | | MONTADA POR | |
| HP | 1/4 | RPM | | HP | | RPM | |
| MARCA | (2) | CORAZA | (2) | MARCA | | TIPO | |
| TIPO | (2) | AIPLAMIENTO | (2) | VAPOR ENT. | kg/cm ² man | | |
| ENVOLT | (2) | ELEV. TEMP. | °C | ESCAPE | kg/cm ² man | | |
| VOLT/PARES/CICLOS | 220/3/60 | CONSUMO DE VAPOR | | CONSUMO DE VAPOR | kg/cm ² man | | |
| VALEROS | (2) | LUBRICACION | (2) | VALEROS | | LUBRICACION | |
| AMP. PLENA CARBA | | BOQUILLAS | | BOQUILLAS | DIAM | CLASIF. ASA | CARA |
| | | ENTRADA | | ENTRADA | | | POSICION |
| | | SALIDA | | SALIDA | | | |

NOTAS: (1) POR EL VENUELOK
(2) POR INGENIERIA DE LETALLE



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA BOMBAS
CENTRIFUGAS

CLIENTE UNAM
PLANTA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
LOCALIZACION UNAM HILALSA
CLAVE DEL EQUIPO EC-102/H N° DE UNIDADES 100
SERVICIO: BOMBA DE RESERVA
N° REQ: RE USO CONTINUO UNO ACCIONADOR MOTOR ELECTRICO
DE RELEVOS UNO ACCIONADOR MOTOR ELECTRICO

CONDICIONES DE OPERACION

LÍQUIDO AGUA LPM S. T.R. NORMAL 96.74 DIBERNO 106.42
TEMP. BOMBEO (T.R.) °C 43.3 P. DESCARGA kg/cm² man 4.9 P. SUCCION kg/cm² man 1.1
DENS. RELATIVA S. T.R. 0.995 P. DIFERENCIAL kg/cm² man 3.38 COLUMNA DIF. m
P. VAPOR S. T.R. kg/cm² abs VISCOSIDAD S. T.R. cp 0.50 RPM DISP. S. P. T. R.
CORROSION/EROSION CAUSADA POR POTENCIA HIDRAULICA

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARCAZA — MONTAJE (EJE) () (BASE X) (MENSULA) () (VERTICAL) ()
— TAPA (AXIAL) () (RADIAL X) ()
— TÍPO (VOLUTA SIMPLE) () (DOBLE VOLUTA) () (DIFUSOR X) ()
— BARREROS ROSCADOS (VENTEO X) () (DRENE X) () (MANOMETRO X) ()

| PARTES EXTERNAS | | MATERIALES |
|----------------------|--|-------------------|
| CARCAZA | | FIERRO FUNDIDO |
| PARTES INTERNAS | | |
| IMPULSOR | | BRONCE |
| INTERIORES (CARCAZA) | | BRONCE |
| CAMISA (EMPACADA) | | FIERRO AL CARBON |
| CAMISA (DE BELLO) | | FIERRO INOXIDABLE |
| PARTES DESMONTABLES | | |
| PLEGNA | | FIERRO INOXIDABLE |
| | | |
| | | |

| MOTOR POR: | | | | TURBINA POR: | | | |
|-------------------|------------------|-------------|-----|------------------|-------------------|-----------------|--|
| CLAVE | <u>100-103/H</u> | MONTADA POR | (1) | CLAVE | | MONTADA POR | |
| HP | <u>1.0</u> | RPM | | HP | | RPM | |
| MARCA | (2) | CORAZA | (2) | MARCA | | TÍPO | |
| TÍPO | (2) | AISLAMIENTO | (2) | VAPOR ENT | <u>kg/cm² man</u> | | |
| ENVOLT | (2) | ELEV TEMP. | °C | ESCAPE | <u>kg/cm² man</u> | | |
| YDIT/PAROS/CICLOS | <u>220/2/60</u> | | | CONSUMO DE VAPOR | | <u>kg/BHP/h</u> | |
| BALEROS | (2) | LUBRICACION | (2) | BALEROS | | LUBRICACION | |
| AMP. PLENA CARGA | | | | BOQUILLAS | | CLASIF. ASA | |
| | | | | ENTRADA | | CARA | |
| | | | | SALIDA | | POSICION | |

NOTAS: (1) FOR EL VENTILADOR.
(2) FOR INGENIERIA DE DETALLE



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA BOMBAS
CENTRIFUGAS

CLIENTE UNAM
PLANTA UNIDAD TETALOKA DE HEDOCOLENOS
LOCALIZACION TULAHUEHUE
CLAVE DEL EQUIPO BO-104/R N° DE UNIDADES 10
SERVICIO: BOMBA DE RECIRCULACION DE LEA
N° REG: EN USO CONTINUO UNO ASIGNADOR MOTOR ELECTRICO
DE RELEVOS UNO ASIGNADOR MOTOR ELECTRICO

CONDICIONES DE OPERACION

LIVURO SOLUCION LE DE A L 20% LPM S.T.B. NORMAL 1940.2 DISEÑO 213-1-2
TEMP BOMBEO IT.B.1°C 13.5 P. DESCARGA kg/cm² msp 9.5 P. SUCCION kg/cm² msp 0.7
DENS. RELATIVA S.T.B. 1.018 P. DIFERENCIAL kg/cm² msp 8.80 COLUMNA DE M ---
P. VAPOR S.T.B. kg/cm² msp --- VISCOSIDAD S.T.B. --- 0.345 NOSH DISP. S.P.T. e ---

CORROSION/EROSION CAUSADA POR --- POTENCIA HIDRAULICA ---
CONSTRUCCION Y MATERIALES
CARCAZA --- MONTAJE --- (EJE / (BASE X) (MENSULA / (VERTICAL /
--- TAPA (AXIAL / (RADIAL X)
--- TIPO (VOLUTA SIMPLE / (DOBLE VOLUTA / (DIFUSOR X)
--- BARRENOS ROSCADOS (VENTEO X) (DRENE X) (MANDRILLO X)

| PARTES EXTERNAS | MATERIALES |
|----------------------|------------------|
| CARCAZA | FIELDER FUNDIDO |
| PARTES INTERNAS | |
| IMPULSOR | INOXIDE |
| INTERIORES (CARCAZA) | FRONCE |
| CAMISA (EMPACADA) | ACERO AL CARBON |
| CAMISA (DE BELLO) | ACERO INOXIDABLE |
| PARTES DESMONTABLES | |
| FLECHA | ACERO INOXIDABLE |
| | |
| | |
| | |

| MOTOR POR: | | | | TURBINA POR: | | | |
|------------|--------------------------|-----------------|------------------------|--------------|------------------------------|-------------|--------------------|
| CLAVE | <u>NO-104/R</u> | MONTADA POR | (1) | CLAVE | | MONTADA POR | |
| HP | <u>60.0</u> | RPM | <u>---</u> | HP | | RPM | <u>MAT.</u> |
| | <u>MARCA (2)</u> | | <u>CORAZA (2)</u> | | <u>MARCA</u> | | <u>TIPO</u> |
| | <u>TIPO (2)</u> | | <u>AISLAMIENTO (2)</u> | | <u>VAPOR ENT. kg/cm² msp</u> | | <u>---</u> |
| | <u>ENVOLT (2)</u> | | <u>ELEV. TEMP. °C</u> | | <u>ESCAPE kg/cm² msp</u> | | <u>---</u> |
| | <u>VOLT/PASES/CICLOS</u> | <u>220/3/50</u> | | | <u>CONSUMO DE VAPOR</u> | | <u>SR/BHP/H</u> |
| | <u>VALEROS (2)</u> | | <u>LUBRICACION (2)</u> | | <u>VALEROS</u> | | <u>LUBRICACION</u> |
| | <u>AMP. PLENA CARGA</u> | | | | <u>BOQUILLAS</u> | <u>DIAM</u> | <u>CLARIF. ASA</u> |
| | | | | | <u>ENTRADA</u> | | <u>CARA</u> |
| | | | | | <u>SALIDA</u> | | <u>POSICION</u> |

NOTAS: (1) EN EL VENTILADOR
(2) EN LA INGENIERIA DE DETALLE.



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA BOMBAS
CENTRIFUGAS

CLIENTE UNASA
 PLANTA UNIDAD TRATAMIENTOS DE HILICACARREÑO
 LOCALIZACION TUVA HILICAC
 CLAVE DEL EQUIPO ED-102 N° DE UNIDADES UNA
 SERVICIO: BOMBA DE REPOSICION DE LFA
 N° REG: EN USO CONTINUO UNO ACCIONADOR MOTOR ELECTRICO
DE RELEVOS ACCIONADOR

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO SOLUCION DE DEA A 20% LPM s.T.B. NORMAL 75.70 DISEÑO 83.27
 TEMP. BOMBEO (T.B.) °C 30 P. DE CARGA KG/cm² man 2.76 P. SUCCION KG/cm² man 1.0
 DENS. RELATIVA s.T.B. 1.01 P. DIFERENCIAL KG/cm² man 1.76 COLUMNA DIF. m
 P. VAPOR s.T.B. KG/cm² abs VISCOSIDAD s.T.B. 0.34 HPSH DISP. s.P.T.B. ---
 CORROSION/EROSION CAUSADA POR --- POTENCIA HIDRAULICA ---

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARCAZA --- MONTAJE (EJE) --- (BASE) (MENSULA) --- (VERTICAL) ---
--- TAPA (AXIAL) --- (RADIAL) ---
--- TIPO (VOLUTA SIMPLE) --- (VOLUTA DOBLE) --- (DIFUSOR)
--- BARREROS ROSCADOS (VENTED) (DRENE) (MANOMETRO)

| PARTES EXTERNAS | MATERIAL |
|----------------------|------------------|
| CARCAZA | SIENKO FUNDIDO |
| PARTES INTERNAS | |
| IMPULSOR | BRONCE |
| INTERIORES (CARGAZA) | BRONCE |
| CAMISA (ENPAQUETA) | ACERO AL CARBONO |
| CAMISA (DE BILLO) | ACERO INOXIDABLE |
| PARTES DESMONTABLES | |
| PLECHA | ACERO INOXIDABLE |
| | |
| | |

| MOTOR POR: | | | | TURBINA POR: | | | |
|-------------------|---------------|-----------------|-----|------------------|-------------------|-----------------|----------|
| CLAVE | <u>ED-102</u> | MONTADA POR | (1) | CLAVE | | MONTADA POR | |
| HP | <u>1/2</u> | RPM | | HP | | RPM | |
| MARCA | (2) | CORAZA | (2) | MARCA | | TIPO | |
| TIPO | (2) | AISLAMIENTO | (2) | VAPOR ENT. | <u>KG/cm² man</u> | | |
| ENVOLT | (2) | ELEV. TEMP. | | ESCAPE | <u>KG/cm² man</u> | | |
| VOLT/PARES/CICLOS | | <u>220/3/60</u> | | CONSUMO DE VAPOR | | <u>KG/RHP/H</u> | |
| BALEROS | (2) | LUBRICACION | (2) | BALEROS | | LUBRICACION | |
| AMP. PLENA CARGA | | | | BOGULLAS | DIAM | CLASIF. ASA | CARA |
| | | | | ENTRADA | | | POSICION |
| | | | | SALIDA | | | |

NOTAS: (1) SEGUN VENTILACION
(2) POR INGENIERIA DE DETALLE.



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA BOMBAS
CENTRIFUGAS

CLIENTE: U.N.A.M.
PLANTA: LABORATORIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS
LOCALIZACION: TERCERA PLANTA
CLAVE DEL EQUIPO: KQ-102 N° DE UNIDADES: UNA
SERVICIO: PUNTA DE LA LOCALIDAD (C.A.)
N° REG.: EN USO CONTINUO UNO ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO
DE RELEVOS: ACCIONADOR

CONDICIONES DE OPERACION

LIVERO SOLUCION DE DEB. EN 20% RPM N.T.B. NORMAL 113.5 M3/DI (25.0
TEMP. BOMBEO (T.B.) °C 20.0 P. DESCARGA KG/CM² M3 3.1 P. BOMBEO KG/CM² M3 1.0
PRES. RELATIVA N.T.B. 1.01 P. DIFERENCIAL KG/CM² M3 2.10 COLUMNA DIC. M
P. VAPOR N.T.B. M3/CM² M3 0.338 RPM DIF. A P.T.B.
COMPOSICION/ESPECIE CAMBADA POR POTENCIA HIDRAULICA

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARCAZA: MONTAJE (EJE) (BASE) (MENSULA) (VERTICAL X)
 TAPA (AXIAL) (RADIAL X)
 TIPO (VOLUTA SIMPLE) (DOBLE VOLUTA) (DIFUSOR X)
 BARREROS ROSCADOS (VERTICO X) (DRENE X) (MANOMETRO X)

| PARTES EXTERNAS: | | MATERIALES |
|----------------------|--|-------------------|
| CARCAZA | | FERRO FUNDIDO |
| PARTES INTERNAS: | | |
| IMPULSOR | | BRONCE |
| INTERIORES (CARCAZA) | | BRONCE |
| GANISA (EMPACADA) | | ACERO 1/1 SAE 516 |
| GANISA (DE BELLO) | | ACERO INOXIDABLE |
| PARTES DESMONTABLES: | | |
| PLECHA | | ACERO INOXIDABLE |
| | | |
| | | |

MOTOR POR:

CLAVE: N10-106 MONTADA POR: (1)
HP: 1.0 RPM: CORAZA: (2)
MARGA: (2)
TIPO: (2) AISLAMIENTO: (2)
ENVOLT: (2) ELEV. TEMP.: °C
VOLT/FAS/CILOS: 200/3/60
BALEROS: (2) LUBRICACION: (2)
AMP. PLENA CARGA

TURBINA POR:

CLAVE: MONTADA POR:
HP: RPM: MARGA:
MARGA: TIPO:
VAPOR ENT. KG/CM² M3
ESCAPE KG/CM² M3
CONSUMO DE VAPOR: KG/HP/H
BALEROS: LUBRICACION:
BOQUILLAS: DIAM. CLAVIF. ARA. PARA. POSICION:
ENTRADA:
SALIDA:

NOTAS: (1) P. DE MENSULA.
(2) EN ACCIONAMIENTO CONTINUO.



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA BOMBAS
CENTRIFUGAS

CLIENTE: UNAM
PLANTA: UNIDAD TETATELOLA DE MILCOATEPEC
LOCALIZACION: TULA HUASTLA
CLAVE DEL EQUIPO: 60-107 N° DE UNIDADES: UNA
SERVICIO: POWER LE INYECCION DE INHIBICION
N° REG.: EN USO CONTINUO UNA ASIGNADOR: MOTOR ELECTRICO
DE RELEVOS: ASIGNADOR

CONDICIONES DE OPERACION

LÍQUIDO INHIBICION (DE COMERCIO) LPM s.T.B. NORMAL 0.0036 DISEÑO
TEMP. BOMBO (T.B.) °C 20.0 P. DEBARRA kg/cm² max 1.50 P. INYECCION kg/cm² max 1.0
DENS. RELATIVA s.T.B. 1.25 P. DIFERENCIAL kg/cm² max 0.5 COLUMNA DIF. m
P. VAPOR s.T.B. kg/cm² max 2.56 VISCOSIDAD s.T.B. sp 2.56 MESH DISP. s.P.T.B.
DOPEDICION/EROSION CAUSADA POR: POTENCIA HIDRAULICA

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARCAZA — MONTAJE (EJE) (BASE X) (MENSULA) (VERTICAL)
— TAPA (AXIAL) (RADIAL X)
— TIPO (VOLUTA SIMPLE X) (DOBLE VOLUTA) (DIFUSOR)
— BARRENOS ROSCADOS (VENTO X) (DRENE X) (MANOMETRO X)

| PARTES EXTERNAS: | | MATERIALES |
|----------------------|--|---------------|
| CARCAZA | | VIETRO FOUNTE |
| PARTES INTERNAS | | |
| IMPULSOR | | VIETRO |
| INTERIORES (CARCAZA) | | VIETRO |
| CAMISA (EMPACADA) | | VIETRO |
| CAMISA (DE BILLO) | | VIETRO |
| PARTES DESMONTABLES | | |
| PLEGMA | | VIETRO |
| | | |
| | | |

| MOTOR POR: | | | | TURBINA POR: | | | |
|-------------------|--------|-------------|-----|------------------|--------------------|-------------|----------|
| CLAVE | 60-107 | MONTADA POR | (1) | CLAVE | | MONTADA POR | |
| HP | 1/2 | RPM | | HP | | RPM | |
| MARCA | | CORAZA | (2) | MARCA | | TIPO | |
| TIPO | (2) | AIPLAMIENTO | (2) | VAPOR ENT. | kg/cm ² | max | |
| ENVOLT | (2) | ELEV TEMP | °C | ESCAPE | kg/cm ² | max | |
| VOLT/PARES/CICLOS | | | | CONSUMO DE VAPOR | | | kg/HP/H |
| BALENO | (2) | LUBRICACION | (2) | BALENO DE | | LUBRICACION | |
| AMP. PLENA CARBA | | | | BOQUILLAS | DIAM | CLARIF. ABA | CARA |
| | | | | ENTRADA | | | POSICION |
| | | | | VALIDA | | | |

NOTAS: (1) C... (2) ...



FACULTAD DE QUIMICA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS PARA BOMBAS CENTRIFUGAS

CLIENTE: _____
PLANTA: _____
LOCALIZACION: TOLCA, MEXICO
CLAVE DEL EQUIPO: MEX-107- _____ **Nº DE UNIDADES:** 1000
SERVICIO: MANTENIMIENTO DE INVESTIGACION EN MATERIALES
Nº REG. EN USO CONTINUO: 1000 **ASIGNADOR:** QUIMICA ELECTRO
DE RELIEVO: _____ **ASIGNADOR:** _____

CONDICIONES DE OPERACION

LIVIDO: ANTI-CORROSIVO **LPM P.T.B. NORMAL:** 0.0009 **PISTON:** _____
TEMP. BOMBEO (T.B.) °C: 20 **P. DESCARGA kg/cm² max:** 1.50 **P. SUCCION kg/cm² max:** 1.0
DENS. RELATIVA a T.B.: 1.20 **P. DIFERENCIAL kg/cm² max:** 0.5 **COLUMNA DIF. m:** _____
P. VAPOR a T.B. kg/cm² max: _____ **VISCOSIDAD a T.B. cP:** 1.00 **NPSH DISP. P.T.B. m:** _____
CONDICION/EROSION CAUSADA POR: _____ **POTENCIA HIDRAULICA:** _____

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARGAZA: _____ **MONTAJE (EJE):** (BASE X) (BOMBOLA) (VERTICAL) _____
TAPA: (AXIAL) (RADIAL) _____
TIPO: (VOLUTA SIMPLE X) (DOBLE VOLUTA) (DIFUSOR) _____
BARRENOS ROSCADOS (VENTE X) (ORENE X) (MANOMETRO X) _____

| PARTES EXTERNAS: | | MATERIALES | |
|----------------------|--|--------------------|--------------------|
| CARGAZA | | PISTON | PISTON |
| PARTES INTERNAS | | | |
| IMPULSOR | | VALVULA | VALVULA |
| INTERIORES (CARGAZA) | | RODILLO | RODILLO |
| CANISA (EMPACADA) | | RODILLO DE CARGAZA | RODILLO DE CARGAZA |
| CANISA (DE BELLO) | | RODILLO DE BELLO | RODILLO DE BELLO |
| PARTES DESMONTABLES: | | | |
| FLECHA | | RODILLO IMPULSOR | RODILLO IMPULSOR |

| MOTOR POR: | | | | TURBINA POR: | | | |
|-------------------|---------|-------------|-----|------------------|------------|-------------|----------|
| CLAVE | MEX-107 | MONTADA POR | (1) | CLAVE | | MONTADA POR | |
| HP | 1/1 | RPM | | HP | | RPM | |
| MARCA | (7) | CORAZA | (7) | MARCA | | TIPO | |
| TIPO | (1) | AIPLAMIENTO | (2) | VAPOR ENT. | kg/cm² max | | |
| ENVOLT | (1) | ELEV. TEMP. | °C | ESCAPE | kg/cm² max | | |
| VOLT/FASES/CICLOS | | | | CONSUMO DE VAPOR | | kg/HP/H | |
| VALEROS | (1) | LUBRICACION | (1) | VALEROS | | LUBRICACION | |
| AMP. PLENA CARGA | | | | RODILLAS | DIAM | CLAVES ASA | CARA |
| | | | | ENTRADA | | | POSICION |
| | | | | SALIDA | | | |

NOTAS: (1) ... (2) ...



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA
CAMBIADORES
DE CALOR

| | | | |
|---|---|---------------------------------------|---------------------------------|
| CLIENTE | UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO | | |
| PLANTA | CENTRAL TERMOELECTRICA DE MILICAPULCO | | |
| LOCALIZACION | 7111 MILICAPULCO | | |
| CLAVE DEL EQUIPO | CA-101 A/B | Nº DE UNIDADES | 105 |
| SERVICIO DE LA UNIDAD | CONDENSADOR DE REFUGIO | | |
| TAMANO | 7111-2660 mm | TIPO | AJS |
| POSICION | HORIZONTAL | | |
| PERFICIE POR UNIDAD | 114.8 | m ² ENVOLVENTES POR UNIDAD | CUATRO |
| SUPERFICIE POR ENVOLVENTE | 57.4 | m ² ARREGLO DE ENVOLVENTES | 15-2P- |
| CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD | | | |
| FLUIDO CIRCULADO | LADO DE LA ENVOLVENTE | | LADO DE LOS TUBOS |
| PLUJO TOTAL | kg/h | 425.7 y VAPOR | AGUA DE EFICIENTAMIENTO |
| | | ENTRADA | 252650.0 |
| | | ENTRADA | 253650 |
| | | ENTRADA | 253650 |
| LIQUIDO | kg/h | 5752.3 | 253650 |
| DENSIDAD RELATIVA | | 0.991 | 0.995 |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | Kcal/bm°C | 0.516 | 0.522 |
| CALOR ESPECIFICO | Kcal/kg°C | 0.945 | 1.000 |
| VISCOSIDAD | cp | 0.250 | 0.250 |
| PERO MOLECULAR | kg/kg mol | 21.620 | 18.00 |
| VAPOR | kg/h | 10823.7 | 3071.4 |
| CALOR LATENTE | Kcal/kg | — | — |
| DENSIDAD | g/cm ³ | 0.0015 | 0.0016 |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | Kcal/bm°C | 0.0210 | 0.0134 |
| CALOR ESPECIFICO | Kcal/kg°C | 0.467 | 0.248 |
| VISCOSIDAD | cp | 0.0151 | 0.0123 |
| PERO MOLECULAR | kg/kg mol | 22.996 | 22.499 |
| TEMPERATURA | °C | 106.0 | 43.2 |
| | | | 32.2 |
| | | | 46.0 |
| PRESION (est. 0.8 YU/cm ² abs) | kg/cm ² abs | 0.95 | 4.2 |
| Nº DE PASOS | | 2 | 2 |
| VELOCIDAD | m/s | 0.35 | 1.91 |
| CAIDA DE PRESION | kg/cm ² | PERM. 0.14 CALD. 0.12 | PERM. 0.50 CALD. 0.09 |
| RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO | b ² °C/Kcal | -0.0006 | 0.0006 |
| CALOR INTERCAMBIADO (Kcal/h) | 5517866.8 | LMT CORREGIDA (°C) | 27.5 |
| QREQ. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (Kcal/bm ² °C) | LIMPIO 1288 | SERVICIO 450 | |
| CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE | | | |
| PRESION DE DISEÑO | kg/cm ² abs | 3.5 | 7.0 |
| PRESION DE PRUEBA | kg/cm ² abs | 5.2 | 10.5 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | °C | 124.0 | 66.0 |
| TUBOS | CA-174 | Nº 296 | D. EXT. 19 mm BWS 14 |
| LONGITUD | 2400 mm | ARREGLO | 90° |
| ENVOLVENTE | SA-315 | D. INT. 711 mm | TAPA DE LA ENVOLVENTE SA-315 |
| TAPA DE CAJAZEL FLOTANTE | SA-315 | CANAL SA-315 | TAPA DEL CANAL SA-315 |
| MAMPARAS | SA-36 | ESPACIAMIENTO 10322 mm | % CORTE MAMPARA 40% |
| ESPESOR: FIJO SA-315 | FLOTANTE SA-315 | PLACA DE CHOQUE SA-36 | |
| MAMPARAS LONG. SA-315 | PAJAS DE BELLO SA-36 | PLUJO LADO A LADO | |
| TIPO DE UNION ENVOLVENTE | TUBOS | TUBOS-ESPESOR | EQADDF |
| EQQUILLAS ENVOLV. ENT. 216 mm | INTERCONEXION | SALIDA 203 mm | |
| CANAL: ENT. 203 mm | INTERCONEXION | SALIDA 203 mm | |
| CORR PERM: LADO ENVOLV. 6 mm | LADO TUBOS 6 mm | CODIGOS | ASME VIII DIV. 1 TEMA CLASE "E" |



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA
CAMBIADORES
DE CALOR

| | | | |
|--|---|---------------------------------------|---|
| CLIENTE | UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO | | |
| PLANTA | LABORATORIO DE REACTORES | | |
| LOCALIZACION | CARRILLO | | |
| CLAVE DEL EQUIPO | CA-102 AH | Nº DE UNIDADES | 005 |
| SERVICIO DE LA UNIDAD | REACTIVO DEL REACTIVO | | |
| TAMAÑO 1118-4877 mm | TIPO AKU | POSICION | HORIZONTAL |
| SUPERFICIE POR UNIDAD | 505.2 | m ² ENVOLVENTES POR UNIDAD | 005 |
| SUPERFICIE POR ENVOLVENTE | 252.6 | m ² ARREGLO DE ENVOLVENTES | 15-20 |
| CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD | | | |
| FLUIDO CIRCULADO | | LADO DE LA ENVOLVENTE | LADO DE LOS TUBOS |
| FLUIDO TOTAL | Kg/h | BOQUILLAS DE (FA) PASE | VAPOR |
| | | 159 060 | 16 601.4 |
| | | ENTRADA | VALIDA |
| LIQUIDO | Kg/h | 159 060 | 142720 |
| DENSIDAD RELATIVA | | 0.970 | 0.965 |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | Kcal/h m ² C | 0.506 | 0.506 |
| CALOR ESPECIFICO | Kcal/Kg C | 0.965 | 0.965 |
| VISCOSIDAD | cp | 0.350 | 0.320 |
| PESO MOLECULAR | Kg/Kg mol | 21.624 | 21.620 |
| VAPOR | Kg/h | | 16601.4 |
| CALOR LATENTE | Kcal/Kg | | 527.3 |
| DENSIDAD | K/CM ³ | | 0.001 |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | Kcal/h m ² C | | 0.029 |
| CALOR ESPECIFICO | Kcal/Kg C | | 0.460 |
| VISCOSIDAD | cp | | 0.012 |
| PESO MOLECULAR | Kg/Kg mol | | 18.00 |
| TEMPERATURA | C | 117.8 | 121.1 |
| PRESION (cm. Q.B. Val/cm ² abs.) | Kg/cm ² abs. | 1.1 | 3.5 |
| Nº DE PASOS | | KETTLE | |
| VELOCIDAD | m/s | 6.6 | |
| CAIDA DE PRESION | Kg/cm ² | PERM. Q.10 CALS. Q.08 | PERM. Q.5 CALS. Q.11 |
| RESISTENCIA ENBUCIAMIENTO | Km ² C/Kcal | 0.0006 | 0.0002 |
| CALOR INTERCAMBIADO (Kcal/h) | 8 519 602.5 | LMT CORREIDA (C) | 20.32 |
| CORF. TOTAL DE TRANSF DE CALOR (Kcal/h m ² C) | LIMPIO 1416 | SERVICIO | 664 |
| CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE | | | |
| PRESION DE DISEÑO | Kg/cm ² man | 3.5 | 5.6 |
| PRESION DE PRUEBA | Kg/cm ² man | 5.2 | 8.4 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | C | 149 | 171 |
| TUBOS SA-213 | Nº 5120 | EXT. 19.0 mm | 16 LONGITUD 1111 ARREGLO <input type="checkbox"/> 90° |
| ENVOLVENTE SA-515 | D. INT. 1118 mm | TAPA DE LA ENVOLVENTE SA-515 | |
| TAPA DE CAJAZA FLOTANTE | CANAL | SA-515 | TAPA DEL CANAL SA-515 |
| PORTA-BOQUILLAS TUBOS SA-213 | ESPACIAMIENTO 6/686 mm | % CONTE MAMPARA | 77.8 % |
| BRUJAS: FIJO SA-213 | FLOTANTE | PLACA DE CHOQUE SA-213 | |
| MAMPARAS LONS | PAJAS DE BELLO | FLUIDO | LADO A LADO |
| TIPO DE UNION ENVOLVENTE | TUBOS | TUBOS-EMPUDO | SOBRES |
| BOQUILLAS: ENVOLV. ENT. 305 mm | INTERCONEXION | SALIDA 356/254 mm | |
| CANAL ENT. 254 mm | INTERCONEXION | SALIDA 102 mm | |
| CORR. PERM LADO ENVOLV. 3.2 | LADO TUBOS 3.2 | CODIGOS | TEMA CLASE "H" |



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA
CAMBIADORES
DE CALOR

| | | | | | |
|--|--|---------------------------------------|---------------------------------------|--------------------------|-----------------------------|
| CLIENTE | | | | | |
| PLANTA | | INDUSTRIAL DE LA MILANALVA | | | |
| LOCALIZACION | | TOLUCA | | | |
| CLAVE DEL EQUIPO | | SA-103 A4 | Nº DE UNIDADES | | UNA |
| SERVICIO DE LA UNIDAD | | INTERCONEXION DE LEA PARA LEA POR LEA | | | |
| TAMAÑO (L x A x T) mm | | TIPO | POSICION | | |
| | | A35 | HORIZONTAL | | |
| SUPERFICIE POR UNIDAD | | 95.40 | m ² ENVOLVENTES POR UNIDAD | | CUATRO |
| SUPERFICIE POR ENVOLVENTE | | 47.95 | m ² ARREGLO DE ENVOLVENTES | | 15-2P |
| CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD | | | | | |
| | | LADO DE LA ENVOLVENTE | | LADO DE LOS TUBOS | |
| FLUIDO CIRCULADO | | SOLUCION DE LEA POR LEA | | SOLUCION DE LEA PARA LEA | |
| FLUIDO TOTAL | | Kg/h | | 121099.0 | |
| | | ENTRADA | | SALIDA | |
| LÍQUIDO | | Kg/h | | 121099.0 | |
| DENSIDAD RELATIVA | | 0.970 | | 0.989 | |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | | Kcal/h.m°C | | 0.498 | |
| CALOR ESPECIFICO | | Kcal/Kg°C | | 0.950 | |
| VISCOSIDAD | | cp | | 0.120 | |
| PRES. MOLECULAR | | Kg/Kg mol | | 22.054 | |
| VAPOR | | Kg/h | | | |
| CALOR LATENTE | | Kcal/Kg | | | |
| DENSIDAD | | g/cm ³ | | | |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | | Kcal/h.m°C | | | |
| CALOR ESPECIFICO | | Kcal/Kg°C | | | |
| VISCOSIDAD | | cp | | | |
| PRES. MOLECULAR | | Kg/Kg mol | | | |
| TEMPERATURA | | °C | | 121.1 | |
| PRESION (oim = 0.28 Kg/cm ² abs) | | Kg/cm ² abs | | 1.1 | |
| Nº DE PASES | | 2 | | 4 | |
| VELOCIDAD | | m/s | | 0.15 | |
| CAIDA DE PRESION | | Kg/cm ² | | PERM. 0.25 CALC. 0.05 | |
| RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO | | h ² °C/Kcal | | 0.0006 | |
| CALOR INTERCAMBIADO (Kcal/h) | | 5432.059 | | LMTD CORREGIDA (°C) | |
| COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (Kcal/h.m ² °C) | | LIMPIO | | SERVICIO | |
| | | 642 | | 363 | |
| CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE | | | | | |
| PRESION DE DISEÑO | | Kg/cm ² abs | | 3.5 | |
| PRESION DE PRUEBA | | Kg/cm ² abs | | 10.5 | |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | | °C | | 150 | |
| TUBOS | | SA-179 | Nº | 316 | D. EXT. 19 mm |
| ENVOLVENTE | | SA-215 | D. INT. | 625 mm | TAPA DELA ENVOLVENTE SA-515 |
| TAPA DE CABEZAL FLOTANTE | | SA-515 | CANAL | SA-515 | TAPA DEL CANAL SA-515 |
| MAMPARAS | | SA-216 | ESPACIAMIENTO | 10/255 mm | % CORTE MAMPARA 25.0 % |
| ESPEJOS FIJO | | SA-515 | FLOTANTE | SA-515 | PLACA DE CHOQUE SA-36 |
| MAMPARAS LONG | | FAJAS DE BELLO SA-26 | | FLUIDO LADO A LADO | |
| TIPO DE UNION ENVOLVENTE | | TUBOS | | TUBOS-ESPEJO BOLAPOS | |
| ROQUILLAS ENVOLV. INT. | | 205 mm | | INTERCONEXION | |
| CANAL ENT. | | 254 mm | | BALIDA 254 mm | |
| CORR. PERM. LADO ENVOLV. | | 3.2 mm | | LADO TUBOS 3.2 mm | |
| | | CODIGOS | | TEMA CLASE "R" | |



| | | | | | |
|---|-----------------------------------|------------------------|------------------------------|----------------------------------|-----------------|
| CLIENTE | UNAFI | | | | |
| PLANTA | UNIDAD THERMOGRA DE HILOCANALIMOL | | | | |
| LOCALIZACION | TULA, HUALISCO | | | | |
| CLAVE DEL EQUIPO | CA-104 AB | Nº DE UNIDADES | | UNA | |
| SERVICIO DE LA UNIDAD | ENCHUADOR DE DEA POKRE | | | | |
| TAMAÑO | 590-4270 mm | TIPO | ATS | POSICION HORIZONTAL | |
| SUPERFICIE POR UNIDAD | 560.3 | m ² | | ENVOLVENTES POR UNIDAD CUATRO | |
| SUPERFICIE POR ENVOLVENTE | 280.2 | m ² | | ARRELO DE ENVOLVENTES 1S-2P | |
| CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD | | | | | |
| | | LADO DE LA ENVOLVENTE | | LADO DE LOS TUBOS | |
| FLUIDO CIRCULADO | | SOLUCION LE MEA POKRE | | AGUA DE ENFRIAMIENTO | |
| FLUJO TOTAL | kg/h | 118826.9 | | 237263.2 | |
| | | ENTRADA | SALIDA | ENTRADA | SALIDA |
| LIRUIDO | kg/h | 118826.9 | 118826.9 | 237263.2 | 237263.2 |
| DENSIDAD RELATIVA | | 0.972 | 0.992 | 0.995 | 0.992 |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | kcal/cm ² °C | 0.500 | 0.198 | 0.532 | 0.549 |
| CALOR ESPECIFICO | kcal/kg°C | 0.960 | 0.915 | 1.000 | 1.000 |
| VISCOSIDAD | cp | 0.700 | 1.500 | 0.761 | 0.598 |
| PESO MOLECULAR | kg/kg mol | 21.630 | 21.630 | 18.00 | 18.00 |
| VAPOR | kg/h | | | | |
| CALOR LATENTE | kcal/kg | | | | |
| DENSIDAD | g/cm ³ | | | | |
| CONDUCTIVIDAD TERMICA | kcal/cm ² °C | | | | |
| CALOR ESPECIFICO | kcal/kg°C | | | | |
| VISCOSIDAD | cp | | | | |
| PESO MOLECULAR | kg/kg mol | | | | |
| TEMPERATURA | °C | 73.0 | 43.2 | 32.2 | 46.1 |
| PRESION (atm. O.A. 10/cm ² abs.) | kg/cm ² abs | | 0.80 | | 1.2 |
| Nº DE PASOS | | | 2 | | 2 |
| VELOCIDAD | m/s | | 0.40 | | 0.95 |
| CAIDA DE PRESION | kg/cm ² | PRIM. 0.35 CALC. 0.082 | | PRIM. 0.50 CALC. 0.09 | |
| RESISTENCIA ENVUAMIENTO | kg ² °C/kcal | | 0.0005 | | 0.0005 |
| CALOR INTERCAMBIADO (kcal/h) | | 2290603.7 | | LIMP. CORRIENDA (°C) | 16.78 |
| COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/cm ² °C) | | LIMP. 603.5 | | SERVICIO 350 | |
| CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE | | | | | |
| PRESION DE DISEÑO | kg/cm ² abs | | 2.5 | | 7.0 |
| PRESION DE PRUEBA | kg/cm ² abs | | 5.3 | | 10.5 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | °C | | 105 | | 65 |
| TUBOS | SA-174 | Nº 328 | D. EXT. 19 mm | BWS 14 | LONGITUD 427 mm |
| ENVOLVENTE | SA-516 | D. INT. 590 mm | TAPA DE LA ENVOLVENTE SA-516 | | |
| TAPA DE CAREZAL FLOTANTE | SA-516 | CANAL | SA-516 | TAPA DEL CANAL SA-516 | |
| MAMPARAS | SA-516 | ESPACIAMIENTO 15/27 mm | | % CORTE MAMPARA 18.5% | |
| ESPEJOS: FIJO | SA-516 | FLOTANTE | SA-516 | PLACA DE CHOQUE SA-26 | |
| MAMPARAS LONS | PAJAS DE SELLO | | FLUJO LADO A LADO | | |
| TIPO DE UNION ENVOLVENTE | TUBOS | | TUBOS-ESPEJO SOLDADOS | | |
| BOQUILLAS ENVOLV. ENT. | 203 mm | INTERCONEXION | | SALIDA 203 mm | |
| CANAL: ENT. | 305 mm | INTERCONEXION | | SALIDA 205 mm | |
| CORB. PERM. LADO ENVOLV. | 3.2 mm | LADO TUBOS | 3.2 mm | CODIGOS ACIE. III TEMA CLASE "D" | |



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA MALLAS
SEPARADORAS
DE ARRASTRE

| | | | |
|--|-----------------------------------|--|------------------------------------|
| CLIENTE | UNAM | | |
| PLANTA | UNIDAD TETALORA DE HIDROCARBUROS | | |
| LOCALIZACION | TULA HUALGO | | |
| CLAVE DEL EQUIPO | TO-103 | Nº DE UNIDADES | UNA |
| SERVICIO Y CLAVE DEL RECIPIENTE | TA-103 | | |
| CONDICIONES DE OPERACION | | | |
| TEMPERATURA | 12.3 | °C PRESION | 1.05 kg/cm ² abs |
| PRESION ATMOSFERICA | 0.8 | kg/cm ² abs | |
| FASE VAPOR | | | |
| FLUIDO | AGUA Y H ₂ S | FLUJO | 5071.4 kg/h |
| VELOCIDAD SUPERFICIAL | 0.51 | m/s PESO MOLECULAR | 33.499 |
| DENSIDAD a P y T | 0.0016 | g/cm ³ | |
| SOLIDOS PRESENTES | NO | | |
| LIQUIDO A LA ENTRADA DEL RECIPIENTE | | | |
| FLUIDO | AGUA | | |
| DENSIDAD a P y T | 0.991 | g/cm ³ VISCOSIDAD | 0.248 sp |
| TENSION SUPERFICIAL | 72.5 | dinas/cm | |
| TENDENCIA A ENSUCIAMIENTO | MODERADO | | |
| REQUERIMIENTOS DE PROCESO | | | |
| CAIDA DE PRESION A TRAVES DE LA MALLA | (1) | kg/cm ² abs | |
| EFICIENCIA DE SEPARACION | NORMAL | | |
| DATOS DEL RECIPIENTE | | | |
| POSICION | HORIZONTAL | MATERIAL DE CONSTRUCCION | ACERO AL CARBON |
| DIMENSIONES | DIAMETRO INTERNO | 1067 | mm |
| | LONGITUD (T-T) | 3200 | mm |
| | ESPACIO VAPOR (ABAJO DE LA MALLA) | 610 | mm |
| DATOS DE LA MALLA SEPARADORA | | | |
| DIMENSIONES | | | |
| CIRCULAR | DIAMETRO | 914 | mm |
| RECTANGULAR | LONGITUD | | mm |
| ESPESOR | 1.52 | mm DIAMETRO DEL ALAMBRE | (1) mm |
| POSICION | HORIZONTAL | MATERIAL DE CONSTRUCCION | A.S. INOX. 316 |
| DENSIDAD | (1) | g/cm ³ SUPERFICIE DE CONTACTO | (1) m ² /m ³ |
| INSTALACION DE LA MALLA (DIMENSIONES). | | | |
| ENTRADA-HOMBRE | 457 mm | | |
| NOTAS | | | |
| (1) SUMINISTRADA POR EL VENDEDOR. | | | |



CLIENTE: SIAM
PLANTA: CENTRO DE TRATAMIENTO DE HIDROCARBUROS

LOCALIZACION: TALA, VERACRUZ
CLAVE DEL EQUIPO: TC-101 NO UNIDADES: N/A

TIPO: TORRE DE ENRIQUECIMIENTO
SERVICIO: RECUPERACION DE S.O. ACETICO
DIAMETRO INT.: 1520 mm
ALTURA TOTAL: 22000 mm, FALCON: _____ mm
TEMPERATURA OPERACION SUP: 42.3 °C, INF: 46.5 °C
PRESION OPERACION: _____ mm Hg, _____ mm Hg
DISEÑO: TEMP: 60 °C, PRESION: 7.0 mm Hg
MATERIALES CARBON: A.S., REC INT: _____, ESPESOR: _____ mm
CORROSION PERMISIBLE CARBON: 6.0 mm
RELIEVO DE ESPUMAS: NO

ACRIANAMIENTO: NO
MATERIAL PLATOS: ALUMINIO EMPAQUE: _____

| P L A T O S | | | |
|-------------|----------|--------------|---------------|
| NUMEROS | TIPO | No. DE PASOS | ESPACIAMIENTO |
| 1-25 | VALVULAS | 100 PASOS | 762 mm |
| | | | |
| | | | |

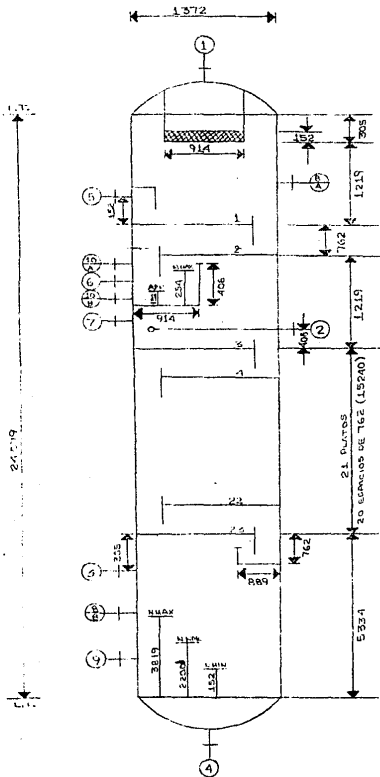
EMPAQUES

TIPO: _____
NO. DE CANAS: _____
ALTURA DE CADA CANA: _____ mm
PERO POR CANA: _____ kg

| BO QUI L L A S | | | | |
|----------------|---------|-----------|--------------------------------|--|
| No. | No. REQ | DIAM. NOM | SERVICIO | |
| 1 | 1 | 152 | SERVIDOR DE RECUPERACION A 100 | |
| 2 | 1 | 254 | DISTRIBUCION DE F1-102 AB | |
| 3 | 1 | 305 | DISTRIBUCION DE F1-102 AB | |
| 4 | 1 | 254 | SERVIDOR DE RECUPERACION A 100 | |
| 5 | 1 | 51 | SERVIDOR DE RECUPERACION A 100 | |
| 6 | 1 | 51 | SERVIDOR DE RECUPERACION A 100 | |
| 7 | 1 | 51 | SERVIDOR DE RECUPERACION A 100 | |
| 8 | 2 | 152 | SERVIDOR DE RECUPERACION A 100 | |
| 9 | 1 | 51 | SERVIDOR DE RECUPERACION A 100 | |
| 10 | 2 | 152 | SERVIDOR DE RECUPERACION A 100 | |

NOTAS

(1) ACOMODACION EN mm.





FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA PLATOS

| | | | |
|---|------------------------|-----------------------------------|--------------------------|
| CLIENTE | | UNICA | |
| PLANTA | | UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS | |
| LOCALIZACION | | TULA HILAGO | |
| CLAVE DEL EQUIPO | | TD-101 | Nº DE UNIDADES 23 |
| CLAVE DE LA TORRE | | TC-101 | |
| SERVICIO | | ABSORBEDOR DE GAS ACIDO | |
| SECCION | | UNICA | |
| Nº DE PLATOS DE LA SECCION | | 1-23 | |
| CONDICIONES DE OPERACION | | | |
| VAPOR | DENSIDAD | g/cm ³ a PT | 0.0048 |
| | FLUJO | Kg/h | 14440.1 |
| | | m ³ /h a PT | 3006.0 |
| LIQUIDO | DENSIDAD | g/cm ³ a PT | 1.021 |
| | FLUJO | Kg/h | 115988.2 |
| | | LPM a PT | 1892.4 |
| | VISCOSIDAD | cp | 0.350 |
| TENSION SUPERF. dinas/cm | | | |
| TEMPERATURA | LIQUIDO, °C | 42.3 | |
| | VAPOR, °C | 58.0 | |
| PRESION | Kg/cm ² man | 1.6 | |
| CRITERIOS DE DISEÑO | | | |
| INUNDACION MAXIMA POR ARRASTRE % | | 82.00 | |
| INUNDACION MAXIMA EN BAJANTES % | | 82.00 | |
| CAIDA DE PRESION MAXIMA POR PLATO mm Hg | | 10.54 | |
| FLEXIBILIDAD DE OPERACION % | | 30.0 | |
| CARACTERISTICAS DE LOS PLATOS | | | |
| TIPO DE PLATO | | VALVULADO | |
| DIAMETRO | | mm | 1372 |
| ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS | | mm | 760 |
| NUMERO DE PASOS | | UNO | |
| AREA ACTIVA | | m ² | 1.15 |
| AREA DE BAJANTES | | m ² | 0.32 |
| TIPO DE BAJANTES | | RECTAS | |
| ALTURA DEL VERTICERO | | mm | 51 |
| TIPO DE UNIDADES DE CONTACTO | | V-1 CALIBRE 16 | |
| NUMERO DE UNIDADES POR PLATO | | 132 | |
| DATOS HIDRAULICOS DEL SISTEMA | | | |
| FACTOR DE ESPUMA | | 0.73 | |
| % INUNDACION | | 75.0 | |
| CAIDA DE PRESION POR PLATO mm Hg | | 7.91 | |
| CAIDA DE PRESION POR SECCION mm Hg | | 181.92 | |
| METALURGIA | | MATERIAL DE CONSTRUCCION | MATERIAL DE CONSTRUCCION |
| PLATO | | AC. 100X | 3.0 |
| BAJANTE | | AC. 100X | 3.0 |
| UNIDADES DE CONTACTO | | AC. 100X | 3.0 |
| NOTAS: | | | |



CLIENTE UNAM

PLANTA UNIDAD TRATAMIENTO DE LINDRIOLAS

LOCALIZACION TULA HUACALCO

CLAVE DEL EQUIPO TD-101 N° DE UNIDADES UNA

SERVICIO Y CLAVE DEL RECIPIENTE TC-101

CONDICIONES DE OPERACION

TEMPERATURA 43.3 °C PRESION 4.6 kg/cm² abs

PRESION ATMOSFERICA 0.8 kg/cm² abs

F A S E V A P O R

FLUIDO AGUA E HIDROCARBUROS FLUJO 12317.3 kg/h

VELOCIDAD SUPERFICIAL 0.61 m/s PESO MOLECULAR 19.301

DENSIDAD a P y T 0.012 g/cm³

SOLIDOS PRESENTES NO 1

L I Q U I D O A L A E N T R A D A D E L R E C I P I E N T E

FLUIDO AGUA

DENSIDAD a P y T 0.995 g/cm³ VISCOSIDAD 0.250 cp

TENDENCIA SUPERFICIAL 72.5 dinas/cm

TENDENCIA A ENSUCIAMIENTO MODERADO

REQUERIMIENTOS DE PROCESO

CAIDA DE PRESION A TRAVES DE LA MALLA (1) kg/cm² abs

EFICIENCIA DE SEPARACION NORMAL

D A T O S D E L R E C I P I E N T E

POSICION VERTICAL MATERIAL DE CONSTRUCCION ACERO AL CARBON

DIMENSIONES DIAMETRO INTERNO 1372 mm

LONGITUD (T-T) 24079 mm

ESPACIO VAPOR (ABAJO DE LA MALLA) 1219 mm

D A T O S D E L A M A L L A S E P A R A D O R A

DIMENSIONES

CIRCULAR DIAMETRO 1372 mm

RECTANGULAR LONGITUD mm

ESPESOR 1.52 mm DIAMETRO DEL ALAMBRE (1) mm

POSICION HORIZONTAL MATERIAL DE CONSTRUCCION AL INOX 316

DENSIDAD (1) g/cm³ SUPERFICIE DE CONTACTO (1) m²/m³

INSTALACION DE LA MALLA (DIMENSIONES):

ENTRADA-HOMBRE SOB 457 y 457.

NOTAS

(1) SUMINISTRADO POR EL VENDEDOR.



CLIENTE: UNAM
PLANTA: UNIDAD DE TRATAMIENTO DE HIDROCARBUROS

LOCALIZACION: TULSA, MICH. PUE.
CLAVE DEL EQUIPO: T.C.-102 NO UNIDADES: UNID.

TIPO: TORRE DE EMPAQUE
SERVICIO: SEPARACION DE LOS COMPONENTES
DIAMETRO INT.: 915 mm
ALTURA TOTAL: 15.850 m + CALDON: 0 m
TEMPERATURA OPERACION: SUP 46.2 °C INF 47.1 °C
PRESION OPERACION: 19.2 kg/cm² abs
DISEÑO: TEMP 60.0 °C PRESION 1.2 kg/cm² abs
MATERIALES CARCASON: A.S., REC INT: , ESPESOR: mm
CORROSION PERMISIBLE CARCASON: 0.0 mm
RELEVADO DE ESFUERZOS: NO
AISLAMIENTO: NO
MATERIAL: PLATON EMPAQUE: 1.5 m

| P L A T O S | | | |
|-------------|------|--------------|---------------|
| NUMEROS | TIPO | No. DE PASOS | ESPACIAMIENTO |
| | | | |
| | | | |

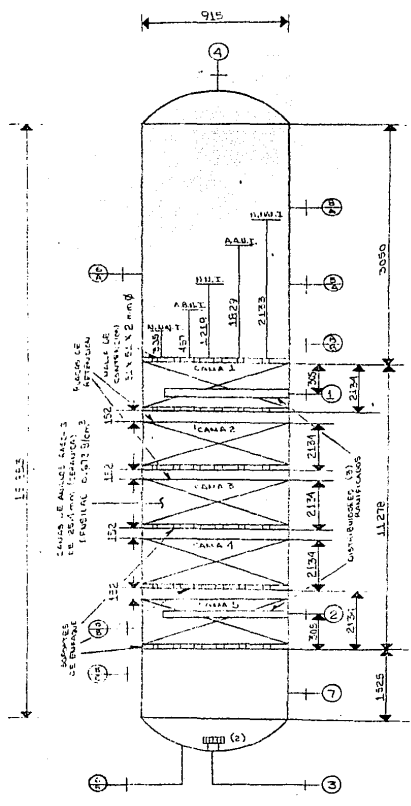
E M P A Q U E S

TIPO: ANILLOS RASGADOS 25.4 mm
NO DE CAMAS: 5
ALTURA DE CADA CAMA: 3.174 m
PESO POR CAMA: 745 kg

| B O Q U I L L A S | | | |
|-------------------|------|------------|------------------------------------|
| No. | REG. | DIAM. NOM. | SERVICIO |
| 1 | 1 | 38 | ALIMENTACION DE CO-101/R |
| 2 | 1 | 51 | ALIMENTACION DE LOS REFRIGERANTES |
| 3 | 1 | 51 | SALIDA PRODUCTO A TA-104 |
| 4 | 1 | 76 | SALIDA PRODUCTO A TA-101 |
| 5 | 3 | 108 | REFRIGERACION DE PRODUCTO |
| 6 | 2 | 91 | RENTAS |
| 7 | 1 | 13 | SEÑALADO DE OPERACION |
| 8 | 2 | 91 | INDICACION Y CONTROLACION DE FLUJO |

N O T A S

- (1) REACCIONES EN TORRE
- (2) ROTULA DE SEGURIDAD
- (3) DISPOSITIVO DEL NIVELADOR DE OPERACION
FLUJO BOQUILLA 1 - 46.48 LPM
FLUJO BOQUILLA 2 - 185.31 LPM





| | | | | |
|---------------------------|---|-------------------|-------------------|------|
| PLANTA | UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO | | | |
| LOCALIZACION | TALLER DE MANTENIMIENTO | | | |
| CLAVE DEL EQUIPO | TC-102 | Nº DE UNIDADES | UNA | |
| SERVICIO | MANTENIMIENTO DE MANTENIMIENTO | | Nº DE LECHOS | TRES |
| LOCALIZACION DEL LECHO | UNO | DOS | TRES | |
| EMPAQUE | | | | |
| TIPO Y TAMAÑO | ANILLOS BACHEO 1" | ANILLOS BACHEO 1" | ANILLOS BACHEO 1" | |
| MATERIAL | CERAMICO | CERAMICA | CERAMICA | |
| DENSIDAD DE BULTO | 0.673 | 0.673 | 0.673 | |
| ALTURA DE LA CAMA | 2124 | 2124 | 2124 | |
| SOPORTE DE EMPAQUE | | | | |
| TIPO | PLATO (1) | PLATO (1) | PLATO (1) | |
| D. I. DE TORRE | 915 | 915 | 915 | |
| MATERIAL | (1) | (1) | (1) | |
| CORROSION PERMISIBLE | 3 mm | 3 mm | 3 mm | |
| DISTRIBUIDOR DE LIQUIDO | | | | |
| TIPO | VERTICAL (1) | | VERTICAL (1) | |
| MATERIAL | AC. INOX. | | AC. INOX. | |
| CORROSION PERMISIBLE | 3 mm | | 3 mm | |
| FLUJO DE LIQUIDO | | | | |
| NORMAL | 1pm | 185.21 | 185.21 | |
| MAXIMO | 1pm | 185.21 | 185.21 | |
| MINIMO | 1pm | 111.18 | 111.18 | |
| DENSIDAD | g/cm ³ | 0.811 | 0.811 | |
| FLUJO DE GAS | m ³ /s | | | |
| DENSIDAD | g/cm ³ | | | |
| REDISTRIBUIDOR DE LIQUIDO | | | | |
| TIPO | | | | |
| MATERIAL | | | | |
| CORROSION PERMISIBLE | | | | |
| FLUJO DE LIQUIDO | | | | |
| NORMAL | 1pm | | | |
| MAXIMO | 1pm | | | |
| MINIMO | 1pm | | | |
| DENSIDAD | g/cm ³ | | | |
| FLUJO DE GAS | m ³ /s | | | |
| DENSIDAD | g/cm ³ | | | |
| PLACA DE RETENCION / | | | | |
| TIPO | RAMPA (1) | RAMPA (1) | RAMPA (1) | |
| MATERIAL | AC. INOX. | AC. INOX. | AC. INOX. | |
| CORROSION PERMISIBLE | 3 mm | 3 mm | 3 mm | |
| OTROS | | | | |
| TIPO | | | | |
| MATERIAL | | | | |
| CORROSION PERMISIBLE | | | | |

NOTAS

(1) = UNIDAD EN EL NUMERO.



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
DE PROCESO PARA
TORRES EMPACADAS

CLIENTE: INDIA
PLANTA: UNIDAD TRATAMIENTO DE HILOCARBONOS
LOCALIZACION: TULA, HUALISCO
CLAVE DEL EQUIPO: TC-102 N° DE UNIDADES: UNA
SERVICIO: SEPARACION DE HILOCARBONOS N° DE SECCIONES: UNA
DI. DE TORRE: SECCION UNO 915 mm; SECCION mm

| PROPIEDADES EN EL DOMO | SECCION 1 | | SECCION | |
|--------------------------------|--------------------------------------|--------------------|-----------------------|--------------------|
| | SALIDA LIQUIDO LIQUIDO | ENTRADA LIQUIDO | SALIDA GAS-LIQUIDO | ENTRADA LIQUIDO |
| FLUJO MASICO | | | | |
| NORMAL Kg/h | 8858.0 | 2838.7 | | |
| MAXIMO Kg/h | 8858.0 | 2838.7 | | |
| MINIMO Kg/h | 2321.0 | 1702.0 | | |
| PRESION Kg/cm ² man | 19.2 | 19.6 | | |
| TEMPERATURA °C | 42.2 | 42.2 | | |
| DENSIDAD g/cm ³ | 0.495 | 1.018 | | |
| VISCOSIDAD cp | 0.131 | 0.245 | | |
| TENSION SUPERFICIAL dinas/cm | 7.0 | 62 | | |
| TENDENCIA A ENSUCIAMIENTO | | | | |

| EN EL FONDO | SECCION UNO | | SECCION | |
|--------------------------------|--------------------------------------|--------------------|-----------------------|--------------------|
| | SALIDA LIQUIDO LIQUIDO | ENTRADA LIQUIDO | SALIDA GAS-LIQUIDO | ENTRADA LIQUIDO |
| FLUJO MASICO | | | | |
| NORMAL Kg/h | 2988.0 | 9017.3 | | |
| MAXIMO Kg/h | 2988.0 | 9017.3 | | |
| MINIMO Kg/h | 1792.0 | 5410.4 | | |
| PRESION Kg/cm ² man | 22.0 | 22.2 | | |
| TEMPERATURA °C | 47.1 | 42.2 | | |
| DENSIDAD g/cm ³ | 1.017 | 0.811 | | |
| VISCOSIDAD cp | 0.330 | 0.2146 | | |
| TENSION SUPERFICIAL dinas/cm | 62 | 7.0 | | |
| TENDENCIA A ENSUCIAMIENTO | | | | |

NOTAS



CLIENTE: UNIV. J.
PLANTA: UNIDAD MATAGORA DE MICROCAPMOROS

LOCALIZACION: TOLSA, MEXICO
CLAVE DEL EQUIPO: TC-100, No. UNIDADES: UNA

TIPO: TORRE DE COLUMNA
SERVICIO: REACTACION DE UN. UNEN
DIAMETRO INT.: 1676 mm
ALTURA TOTAL: 24,241 mm, FALDON: mm
TEMPERATURA OPERACION: SUP. 116.0 °C, INF. 121.1 °C
PRESION OPERACION: 1.02 kg/cm² abs
DISEÑO: TEMP. 150 °C, PRESION 3.5 kg/cm² abs
MATERIALES: CARBON A.C.I., REC. INT. ESPESOR mm
CORROSION PERMISIBLE CARBON: 6.0 mm

RELEVADO DE REPERFOROS: 105
AJUSTAMIENTO: 21, 105 CONSERVACION
MATERIAL: PLATOS A. INOX. 410, EMPAQUE

PLATOS

| NUMEROS | TIPO | No. DE PASOS | ESPACIAMIENTO |
|---------|--------|--------------|---------------|
| 1-23 | DISCOS | 21 PASOS | 16.2 mm |

EMPAQUES

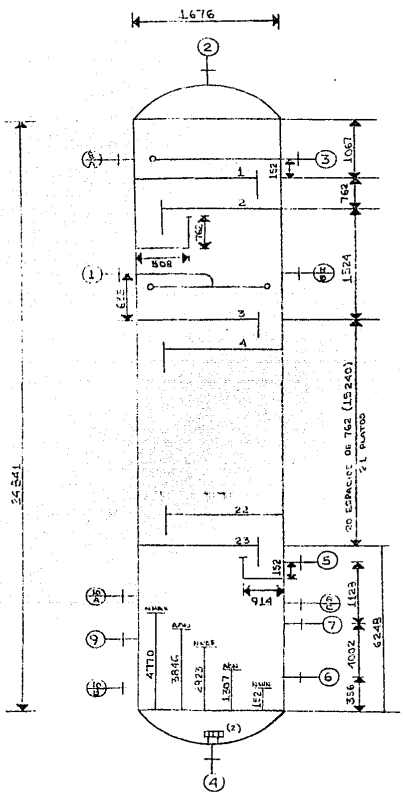
TIPO:
NO. DE CANAS:
ALTURA DE CADA CANA: mm
PEDO POR CANA: kg

BOQUILLAS

| No. | No. REQ. | DIAM. NOM. | SERVICIO |
|-----|----------|------------|------------------------------|
| 1 | 1 | 500 | ALIMENTACION DE UN. A-102 AB |
| 2 | 1 | 500 | SAUGA DE UN. A-102 AB |
| 3 | 1 | 76 | SAUGA DE UN. A-102 AB |
| 4 | 1 | 200 | SAUGA DE UN. A-102 AB |
| 5 | 1 | 200 | SAUGA DE UN. A-102 AB |
| 6 | 1 | 200 | SAUGA DE UN. A-102 AB |
| 7 | 1 | 200 | SAUGA DE UN. A-102 AB |
| 8 | 2 | 100 | SAUGA DE UN. A-102 AB |
| 9 | 1 | 50 | SAUGA DE UN. A-102 AB |
| 10 | 1 | 71 | SAUGA DE UN. A-102 AB |

NOTAS

- (1) AGREGACIONES EN UN.
- (2) PANTALLA EN RELEVADO





| | | | |
|--|------------------------|--|--|
| CLIENTE | | UNAM | |
| PLANTA | | UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS | |
| LOCALIZACION | | TUNJA HILALGO | |
| CLAVE DEL EQUIPO | | TU-103 | Nº DE UNIDADES 23 |
| CLAVE DE LA TORRE | | TC-103 | |
| SERVICIO | | REACTIVACION DE DEA | |
| SECCION | | UNICA | |
| Nº DE PLATOS DE LA SECCION | | 1-23 | |
| CONDICIONES DE OPERACION | | | |
| VAPOR | DENSIDAD | g/cm ³ a P.T | 0.0012 |
| | FLUJO | Kg/h | 15618.1 |
| | | m ³ /h a P.T | 13.032 |
| LIQUIDO | DENSIDAD | g/cm ³ a P.T | 0.97 |
| | FLUJO | Kg/h | 118826.9 |
| | | LPM a P.T | 2041.7 |
| | VISCOSIDAD | cp | 0.29 |
| | TENSION SUPERF. | dinas/cm | |
| TEMPERATURA | LIQUIDO | °C | 106.0 |
| | VAPOR | °C | 121.1 |
| PRESION | Kg/cm ² man | 1.05 | |
| CRITERIOS DE DISEÑO | | | |
| INUNDACION MAXIMA POR ARRASTRE % | | 82.0 | |
| INUNDACION MAXIMA EN BAJANTES % | | 82.0 | |
| CAIDA DE PRESION MAXIMA POR PLATO mmHg | | 10.54 | |
| FLEXIBILIDAD DE OPERACION % | | 20.0 | |
| CARACTERISTICAS DE LOS PLATOS | | | |
| TIPO DE PLATO | | VALVULADO | |
| DIAMETRO | == | 1676 | |
| ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS | == | 760 | |
| NUMERO DE PASOS | | UNA | |
| AREA ACTIVA | m ² | 1.91 | |
| AREA DE BAJANTES | m ² | 0.29 | |
| TIPO DE BAJANTES | | RECTAS | |
| ALTURA DEL VERTEDERO | == | 51 | |
| TIPO DE UNIDADES DE CONTACTO | | V-1, CALIBRE 16 | |
| NUMERO DE UNIDADES POR PLATO | | 252 | |
| DATOS HIDRAULICOS DEL SISTEMA | | | |
| FACTOR DE ESPUMA | | 0.73 | |
| % INUNDACION | | 74.26 | |
| CAIDA DE PRESION POR PLATO == Hg | | 7.81 | |
| CAIDA DE PRESION POR SECCION == Hg | | 179.67 | |
| M E T A L U R G I A | | MATERIAL DE CONSTRUCCION PERMISIBLE == | MATERIAL DE CONSTRUCCION PERMISIBLE == |
| PLATO | | AC. INOX. | 3.0 |
| BAJANTE | | AC. INOX. | 3.0 |
| UNIDADES DE CONTACTO | | AC. INOX. | 3.0 |
| NOTAS | | | |



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA BOMBAS
CENTRIFUGAS

CLIENTE _____
 PLANTA _____
 LOCALIZACION _____
 CLAVE DEL EQUIPO _____ N° DE UNIDADES _____
 SERVICIO: _____
 N° REQ. EN USO CONTINUO _____ ACCIONADOR _____
 DE RELEVOS _____ VNO _____ ACCIONADOR _____

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO: _____ RPM a T.B. NORMAL 665.7 DISEÑO 722-3
 TEMP. BOMBEO (T.B.) °C 38 P. DESCARGA kg/cm² abs 35.4 P. SUCCION kg/cm² abs 17.8
 DENS. RELATIVA a T.B. 0.77 P. DIFERENCIAL kg/cm² abs 18.6 COLUMNA DIF. m _____
 P. VAPOR a T.B. kg/cm² abs _____ VISCOSIDAD a T.B. cp _____ NESH DISP. a P.T. g _____

COMPOSICION/KROBION CAUSADA POR _____

POTENCIA HIDRAULICA _____

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARGAZA _____ MONTAJE (EJE) _____ (BASE X) (BENSULA) _____ (VERTICAL) _____
 _____ TAPA (AXIAL) _____ (RADIAL X)
 _____ TIPO (VOLUTA SIMPLE) (VOLUTAYOLUTA) _____ (DIFUSOR X)
 _____ BARREROS ROSCADOR (VENTEO X) (DRENE X) (MANOMETRO X)

| PARTES EXTERNAS | M A T E R I A L |
|--------------------|------------------|
| CARGAZA | ACERO INOXIDABLE |
| PARTES INTERNAS | |
| IMPULSOR | ACERO |
| INTERIOR (CARGAZA) | ACERO |
| CAMISA (ENPAQUADA) | ACERO INOXIDABLE |
| CAMISA (DE SELLO) | ACERO INOXIDABLE |
| PARTES DEBASTABLES | |
| FLECHA | ACERO INOXIDABLE |
| | |
| | |

| MOTOR POR: | | | | TURBINA POR: | | | |
|-------------------|-------------|--------|-----|-----------------------------------|-------------|-------------|----------|
| CLAVE | MONTADA POR | (1) | | CLAVE | MONTADA POR | | |
| HP | RPM | CORAZA | (2) | HP | RPM | MAT. | |
| MARCA | | | | MARCA | | TIPO | |
| TIPO | AIJLAMIENTO | (3) | | VAPOR ENT. kg/cm ² abs | | | |
| ENVOLT | ELEV. TEMP. | °C | | ESCAPE kg/cm ² abs | | | |
| VOLT/PARES/CICLOS | | | | CONSUMO DE VAPOR | | kg/RHP/H | |
| BAJEROS | LUBRICACION | (4) | | BAJEROS | LUBRICACION | | |
| AMP. PLENA CARGA | | | | BOQUILLAS | DIAM | CLASIF. ARA | CARA |
| | | | | ENTRADA | | | POSICION |
| | | | | SALIDA | | | |

NOTAS: _____



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS
PARA BOMBAS
CENTRIFUGAS

CLIENTE: UNAM
PLANTA: UNIDAD TECNOLÓGICA DE MATERIALES
LOCALIZACION: 7ma. planta
CLAVE DEL EQUIPO: 10-202/E Nº DE UNIDADES: DOS
SERVICIO: BOMBA DE RECIRCULACION DE CIRCULACION SANITARIA
Nº REQ.: EN USO CONTINUO UNO ACONDICIONADO MOTOR ELECTRIC
DE RELEVOS UNO ACONDICIONADO MOTOR ELECTRIC

CONDICIONES DE OPERACION

LÍQUIDO SOL. DE SODA CAUSTICA 20% LPM S.T.R. NORMAL 133.0 MMSO 146.7
TEMP. BOMBEO (T.R.)º 38.0 P. DEBARRA Kg/cm² MMS 33.4 P. BUCSION Kg/cm² MMS 32.6
DENS. RELATIVA S.T.R. 1.21 P. DIFERENCIAL Kg/cm² MMS 0.8 COLUMNA DIF. m
P. VAPOR S.T.R. Kg/cm² MMS 0.59 NPHM DIF. S.P.T.T. m
COMPOSICION/EROSION CAUSADA POR POTENCIA HIDRAULICA

CONSTRUCCION Y MATERIALES

CARGAZA — MONTAJE (EJE) (BASE X) (MENSULA) (VERTICAL)
— TAPA (AXIAL) (RADIAL X)
— TIPO (VOLUTA SIMPLE) (DOBLE VOLUTA) (BIPERFOR X)
— BARREROS ROSCADOS (VENTEO X) (ORNE X) (MANOMETRO X)

| PARTES EXTERNAS: | MATERIALES |
|----------------------|------------------|
| CARGAZA | FIENPO FUNDIC |
| PARTES INTERNAS | |
| IMPULSOR | FIENPO |
| INTERIORES (CARGAZA) | FIENPO |
| CAMISA (EMPACADA) | ACERO AL CARBONO |
| CAMISA (DE BELLO) | ACERO INOXIDABLE |
| PARTES DESMONTABLES: | |
| FLECHA | ACERO AL CARBONO |
| | |
| | |

MOTOR POR:

TURBINA POR:

| MOTOR POR: | | TURBINA POR: | |
|----------------------------|------------------|-----------------------------------|---------------------------------|
| CLAVE | MONTADA POR (1) | CLAVE | MONTADA POR |
| HP 1/2 | RPM — | HP | RPM MAT. |
| MARCA (2) | | MARCA | TIPD |
| TIPO (2) | AISLAMIENTO (2) | VAPOR ENT. Kg/cm ² MMS | |
| ENVOLT (2) | ELEV. TEMP. — °C | ESCAPE Kg/cm ² MMS | |
| VOLT/PASES/CICLOS 220/2/60 | | CONSUMO DE VAPOR | KG/MHP/H |
| BALLEROS (2) | LUBRICACION (2) | BALLEROS | LUBRICACION |
| AMP. PLENA CARGA | | BQUILLAS | DIAM CLASIF. ARA CARGA POSICION |
| | | ENTRADA | |
| | | SALIDA | |

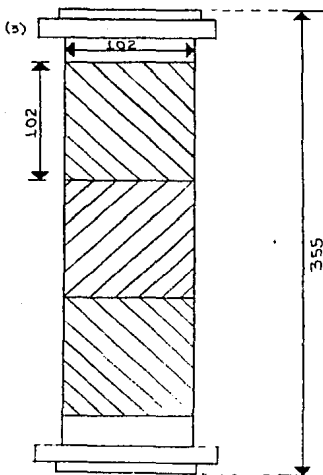
NOTAS: (1) EN USO CONTINUO
(2) EN USO CONTINUO DE CARGA.



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA UN
MEZCLADOR ESTATICO

| | | | |
|----------------------------|-------------------------------------|-------------------------|--|
| CLIENTE: | UNAM | | |
| PLANTA: | UNIDAD TRATAMIENTA DE HIDROCARBUROS | | |
| LOCALIZACION: | TULA, HIDALGO | | |
| CLAVE DEL EQUIPO: | CS-201 | Nº UNIDADES: | UNA |
| SERVICIO: | CONTACTOR ESTATICO | POSICION: | VERTICAL |
| TIPO DE FLUIDOS A MEZCLAR: | | | |
| FLUIDO: | HIDROCARBUROS | FLUIDO: | 665.0 LPM, DENSIDAD: 0.771 g/cm ³ |
| FLUIDO: | SOLUCION DE SODA | FLUIDO: | 133.0 LPM, DENSIDAD: 1.210 g/cm ³ |
| VAPOR O GAS: | | FLUIDO: | |
| VAPOR O GAS: | | FLUIDO: | |
| TEMPERATURA: | OPERACION | 38.0 °C | MAXIMA °C |
| PRESION: | OPERACION | 33.5 kg/cm ² | MAXIMA kg/cm ² abs |
| DIMENSIONES: | DIAMETRO DEL TUBO | 102 | MIL, CIRCULA 40 MATERIAL A.C. |
| NUMERO DE ELEMENTOS: | 3 (2) | MATERIAL | A. TUBO, 316 |
| TIPO DE ELEMENTOS: | SMV | LONGITUD EFECTIVA: | 355 mm |



NOTAS:

- (1) ACOPLACIONES EN INCH.
- (2) LONGITUD EFECTIVA CIRCULO 90° DEL SIGUIENTE.
- (3) LAS PLACAS DE ALERAN DEL TIPO AUGI 816, 5-150 PBI. MATERIAL: ACEÑO AL CALOR.

2.12 FILOSOFIAS BASICAS DE OPERACION.

En este documento se cubren los siguientes puntos:

- A) Variables de Operación y Control del Proceso
- B) Requerimientos de Control Analítico
- C) Procedimientos de Operación Especial.

- A) Variables de Operación y Control del Proceso.

- A.1) Sección de tratamiento con DEA.

La concentración de la solución acuosa de DEA es una variable muy importante debido a los diferentes efectos que produce. El intervalo de concentraciones recomendables varía entre 20 y 25% en peso. A concentraciones altas, la absorción se facilita pero la regeneración se dificulta. -- Se recomienda que la concentración de ácido sulfhídrico en la DEA Pobre no pase de 0.05 mol de H_2S / mol DEA, puesto que a concentraciones mayores se obtendría un gas dulce fuera de especificaciones, y que la concentración de ácido sulfhídrico en la DEA Rica no pase de 0.4 mol de H_2S / mol DEA, ya que a concentraciones mayores el mecanismo de la corrosión se incrementa considerablemente.

La temperatura de entrada de la solución de DEA - Pobre al Absorbedor de Gas Acido TC - 101 y al Contactor de Hidrocarburos TC - 102 se recomienda que sea del orden de - 43°C (110°F) o sea 5°C arriba de la temperatura de alimentación del gas amargo para evitar condensación de hidrocarburos y el espumado subsecuente, puesto que una temperatura - mayor influye desfavorablemente en la absorción y la temperatura de salida del gas y líquido dulces se incrementa. -- La alimentación de la solución de DEA Pobre a las columnas de absorción está controlada mediante válvulas reguladoras de flujo, mientras que la salida de la solución de DEA Rica del Absorbedor se regula mediante una válvula accionada por el control de nivel conectado al fondo del mismo y para el Contactor se regula mediante una válvula accionada por el control de nivel de interfase conectado al domo de éste. -- La presión en el Absorbedor se regula por medio de una válvula controladora de presión a la salida del gas dulce.

El tanque separador de DEA TA - 101, se instala a la salida del domo del Contactor de Hidrocarburos - - - TC - 102, con el fin de separar solución de DEA que pudiera haber sido arrastrada por los hidrocarburos dulces mediante una válvula accionada por el control de nivel de interfase conectada a la pierna del mismo tanque. La presión en el tanque se regula por una válvula controladora de presión a la salida de los hidrocarburos dulces.

El tanque separador de Hidrocarburos TA - 102, se instala antes del intercambiador de DEA Rica/DEA Pobre - -- CA - 103 con el fin de eliminar los hidrocarburos coabsorbidos y los hidrocarburos arrastrados en la solución de DEA - Rica, cuya desorción en el tanque se ve favorecida por el cambio de presión al pasar por las válvulas de control de nivel. El objetivo de la separación es reducir la concentración de hidrocarburos presentes en la corriente de gas ácido obtenido en el domo del Reactivador de DEA TC - 103, para evitar problemas de operación en la Planta de Azufre. La presión en el tanque se regula por medio de un controlador de presión de rango dividido, que opera de la siguiente manera: Cuando la presión rebasa el punto de ajuste, el gas se envía al límite de baterías al accionarse su válvula de control respectiva; si por el contrario la presión disminuye por abajo del punto de ajuste, el controlador envía señal a la otra válvula de control para que se admita gas combustible procedente del cabezal de gas combustible hasta alcanzar la presión requerida. Por su parte, los hidrocarburos líquidos se enviarán a drenaje aceitoso por conducto de una línea con válvula manual, cuando se note su presencia en el indicador de nivel. El nivel del tanque se mantiene estable mediante un controlador de nivel cuya válvula está localizada en la línea de alimentación de solución de DEA - Rica al Reactivador de DEA TC - 103, la cual regula este flujo.

La temperatura límite de salida de la solución -- de DEA Rica del Intercambiador DEÁ Rica/DEA Pobre CA - 103- conviene que este entre un intervalo de 93 a 104°C - - - - (200 a 220°F), ya que a temperaturas mayores existe el peligro de liberación de gas ácido en el intercambiador y en la línea, ocasionando un incremento en la corrosión; mientras- que a temperaturas menores se incrementan los costos de operación del Reactivador.

Es conveniente que la temperatura en el fondo del reactivador de DEA TC - 103 sea lo más bajo posible para -- llevar a cabo la regeneración, ya que a medida que la tem- peratura se incrementa la velocidad de degradación de la -- DEA aumenta rápidamente, sin que haya incremento apreciable en el proceso de desorción del gas ácido. Una temperatura - de 121°C (250°F) en el Fondo del Reactivador se considera - lo más adecuada, siendo la presión de operación del sistema la correspondiente a esa temperatura de reactivación - - - - (aproximadamente 1.05 Kg/cm²man (15 psig)). Una mayor tempe- ratura incrementa la corrosión en el Rehervidor del Reacti- vador CA - 102 y en el Intercambiador DEA Rica / DEA Pobre- CA - 103, con el consecuente aumento en la degradación de - la DEA.

En el Acumulador de reflujo TA - 103, el flujo --

del agua de reflujo se regula mediante una válvula accionada por un controlador de nivel conectado al mismo, y la presión se regula por una válvula controladora de presión a la salida del gas ácido. La cantidad de agua de reflujo queda determinada por la cantidad de agua que va en la corriente de gas ácido, la cual fijará la temperatura de entrada al Condensador de reflujo CA - 101.

La cantidad de calor necesaria para llevar a cabo la regeneración de la DEA, es controlada por una válvula de control de flujo, localizada en la línea de entrada de vapor en el Rehervidor del Reactivador CA - 102 y no a la salida del condensado para evitar un exceso de condensado dentro de los tubos.

A.2) Sección de Tratamiento Caústico.

La presión del Tanque acumulador de carga TA-201 se mantendrá a 17.9 Kg/cm²man (255 psig) mediante el control de presión localizado en la línea a cabezal de desfogue, tendrá también implementado un sistema de control de nivel con acción en la válvula localizada en la línea de salida de hidrocarburos con destino a la Planta Fraccionadora.

La Bomba de carga B0 -201/R elevará la presión -- hasta 33.5 Kg/cm²man (476 psig), que es suficiente para entregar los hidrocarburos a la otra Planta.

El tanque separador de Hidrocarburos Dulces - - - TA - 202, trabaja inundado; la solución caústica se estará recirculando constantemente, por lo que el nivel de interfa se en este tanque permanece practicamente constante y solo necesita controlarse al efectuarse la reposición de sosa -- fresca.

Para garantizar la eliminación total de cloruros- y ácido sulfhídrico de la corriente de carga, se recomienda mantener la relación de hidrocarburos/sosa en un valor de - 5/1.

B) Requerimientos de Control Analítico.

B.1) Sección de Tratamiento Caústico.

La revisión periódica de la concentración de hi--droxido de sodio en la solución caústica que se recircula - a través del Contactor Estático CS - 201, indicará el momento en el cual se requiera efectuar el cambio de la solución de sosa gastada por fresca. Esta cambio debe efectuarse - - cuando la concentración de sosa disminuya de 20% a 6% en --

peso.

El método ASTM D501 - 67 sección 8 a 10 es adecuado para realizar esta determinación.

C) Procedimientos de Operación Especial.

C.1) Sección de Tratamiento con DEA.

La cantidad de inhibidor de corrosión que hay que alimentar al sistema, será la necesaria para mantener una concentración de 200 ppm con respecto al 1% del flujo de DEA en el mismo. El flujo de inhibidor de corrosión por día será de 5.23 litros (0.218 l/h) y tendrá que alimentarse al sistema en la forma más continua que se pueda, mediante la Bomba de inyección de inhibidor B0 - 107 en la corriente del domo del Reactivador de DEA TC - 103.

En cambio, para el antiespumante, la cantidad que hay que alimentar será la necesaria para mantener una concentración de 50 ppm, por lo que el flujo de antiespumante por día será de 1.30 litros (0.055 l/h) y tendrá que alimentarse también en la forma más continua que se pueda, mediante la Bomba de inyección de antiespumante B0 - 108 en la corriente de salida del Enfriador de DEA Pobre CA - 104 AB.

C.2) Sección de Tratamiento Caústico.

La solución caústica tendrá que reponerse, una -- vez que la concentración disminuya al 6% en peso; ésta será drenada hasta que el nivel de interfase en el Tanque Separador de Hidrocarburos Dulces TA - 202, alcance el nivel mínimo de interfase, ya que es deseable que la línea no arrastre hidrocarburos. Enseguida podrá reponerse la solución -- drenada con solución fresca al 50% en peso, la cual se mezcla en línea antes de la succión de la Bomba de reposición de sosa caústica B0 - 203, para obtener una concentración -- de 20% en peso, que se alimentará al tanque TA - 202, mediante la misma Bomba B0 - 203, hasta recobrar el nivel normal de interfase de éste.

Se estima que la solución caústica tendrá que -- cambiarse diariamente.

APENDICE I
MEMORIA DE CALCULO DEL BALANCE DE
MATERIA Y ENERGIA

I.1. UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS
SECCION DE TRATAMIENTO CON DEA.

A) Especificación de las Alimentaciones en L.B.

A.1) Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios. Gas Amargo.

| Composición | % Mol | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|--------|---------|--------|
| H ₂ S | 26.818 | 137.80 | 4696.2 |
| HC | 73.182 | 376.04 | 7450.9 |

Kgmol/h 513.84

Kg/h 12147.1

Temperatura 38°C (100°F)

Presión 5.3 Kg/cm² man (75.4 psig).

A.2) Hidrodesulfuradora de Naftas. Gas Amargo.

| Composición | % Mol | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|--------|---------|--------|
| H ₂ S | 3.242 | 3.76 | 128.1 |
| HC | 96.758 | 112.21 | 2164.9 |

Kgmol/h 115.97

Kg/h 2293.0

Temperatura 38°C (100°F)

Presión 5.3 Kg/cm² man (75.4 psig)

A.3) Hidrodesulfuradora de Naftas. Líquido - -
Amargo.

| Composición | % Mol | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|--------|-------------|--|
| H ₂ S | 2.609 | 4.39 | 149.6 |
| HC | 97.391 | 163.87 | 8867.7 |
| | | Kgmol/h | 168.26 |
| | | Kg/h | 9017.3 |
| | | Temperatura | 43.3°C (110°F) |
| | | Presión | 23.2 Kg/cm ² man (330 psig) |

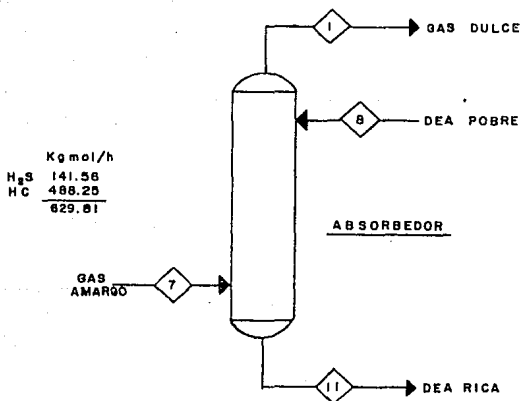
NOTA: El hidrógeno será considerado dentro de los hidrocarburos para poder simplificar el balance, puesto que el compuesto que nos interesa separar es el ácido sulfhídrico.

B) Especificación de los Productos en L.B.

| | Presión Kg/cm ² man (Psig) | Temperatura °C (°F) |
|---------------|--|------------------------|
| Gas Dulce | 3.5 (49.8) | 43.3 (110) |
| Líquido Dulce | 18.5 (263.3) | 43.3 (110) |
| Gas Acido | 0.9 (12.8) | 43.3 (110) |

C) Balance de Materia y Energía en el Absorbedor

C.1) La corriente que se alimenta al absorbedor va a ser la suma de las corrientes de Gas Amargo provenientes de las Plantas Hidrosulfuradora de Destilados Intermedios y de Naftas. De los criterios de diseño la presión de operación se fijó de 4.6 Kg/cm²man (65 psig).



C.2) Calculando la absorción de gas ácido, se tiene que con la composición de la corriente de entrada al Absorbedor, la presión parcial del gas ácido (H_2S) es de:

$$P_T = P_{man} + P_{atm} = 4.6 \text{ Kg/cm}^2 + 0.8 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P_T = 5.4 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\bar{P}_{H_2S} = 5.4 \text{ Kg/cm}^2 * 0.2248 = 1.21 \text{ Kg/cm}^2 = 892.0 \text{ mmHg}$$

De la figura 1.6, a 892.8mmHg y 38 °C (100 °F) se tiene que existe una absorción de H_2S en el equilibrio de - 0.31 Lb H_2S /Lb DEA = 0.31 Kg H_2S /Kg DEA.

La concentración de gas ácido en la solución de - DEA Rica a la salida del Absorbedor (Alfa) se toma como el - 70% de la concentración en el equilibrio, entonces la concentración de gas ácido será de:

$$\text{Alfa} = 0.7 * 0.31 \text{ Kg } H_2S/\text{Kg DEA} = 0.217 \text{ Kg } H_2S/\text{Kg DEA}$$

C.3) La cantidad de DEA requerida para absorber-- la cantidad de gas ácido hasta la especificación requerida- (50 ppm máxima) es de:

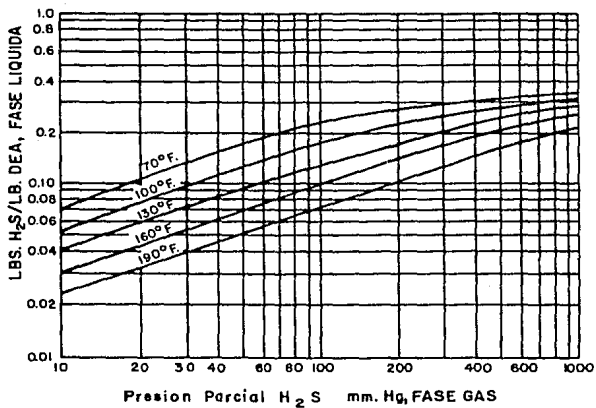


Fig. 1.6 Equilibrio de H₂S en sol. acuosas de DEA al 20% en peso.

$$\text{Kg DEA/h} = 141.56 \text{ Kg mol H}_2\text{S/h} * 34.08 \text{ Kg H}_2\text{S/Kg mol H}_2\text{S} *$$

$$\text{Kg DEA/h} = 22.232.1$$

$$\text{Kg DEA/h} = 22.232.1$$

$$\text{Kg mol DEA/h} = 22.232.1 \text{ Kg DEA/h} * \text{Kg mol DEA/105.14 Kg DEA}$$

$$\text{Kg mol DEA/h} = 211.7$$

Como la concentración de la solución de DEA que se va a utilizar es del 20% en peso, la cantidad de agua requerida es de:

$$\text{Kg mol H}_2\text{O/h} = \frac{(211.7 \text{ Kg mol/h} / 0.2 - 211.7 \text{ Kg mol/h})}{18.016 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg mol H}_2\text{O}}$$

$$\text{Kg mol H}_2\text{O/h} = 4940.66$$

$$\text{Kg mol H}_2\text{O/h} = 4940.66$$

C.4) Composición de la corriente de DEA Pobre:

La concentración residual de H₂S va a ser igual a la concentración al equilibrio menos alfa.

$$CR_{\text{H}_2\text{S}} = (0.31 - 0.217) = 0.092 \text{ Kg H}_2\text{S/Kg DEA}$$

$$\text{Kg mol H}_2\text{S/h} = 0.092 \text{ Kg H}_2\text{S/Kg DEA} * 22.232.1 \text{ Kg DEA/h} *$$

$$\text{Kg mol H}_2\text{S/h} = 60.00$$

$$\text{Kg mol H}_2\text{S/h} = 60.00$$

A este valor hay que agregarle la cantidad de agua que es arrastrada en el gas dulce y que corresponde a la saturación. El agua de saturación se calculará a las condiciones de la corriente de gas dulce que serán de

$P = 3.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man (49.8 psig) y } T = 43.3 \text{ }^\circ\text{C (110}^\circ\text{F)}$.

$$\frac{\text{Lbmol H}_2\text{O}}{\text{Lbmol HC}} = \frac{P^{\circ} \text{ H}_2\text{O}}{P_T - P^{\circ} \text{ H}_2\text{O}} = \frac{\text{Kgmol H}_2\text{O}}{\text{Kgmol HC}}$$

donde: P° = presión de vapor a $T = 43.3 \text{ }^\circ\text{C (110}^\circ\text{F)}$, psia.

P_T = presión en el domo, psia.

De las tablas de vapor se tiene, $P^{\circ} = 1.27 \text{ psia}$.

$$\frac{\text{Kgmol H}_2\text{O}}{\text{Kgmol HC}} = \frac{1.27}{5.4 - 1.27} = 0.307$$

$$\text{Kgmol HC/h} = 488.25$$

$$\text{Kgmol H}_2\text{O Sat/h} = 0.307 * 488.25 = 149.89$$

$\text{Kgmol H}_2\text{O/h en la solución de DEA Pobre} = 4940.66 + 149.89$

$$\text{Kgmol H}_2\text{O/h} = 5090.55$$

Composición de la DEA POBRE.

| | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|----------------|----------------|
| H ₂ S | 60.00 | 2044.8 |
| DEA | 211.70 | 22232.1 |
| H ₂ O | <u>5090.55</u> | <u>91711.3</u> |
| Total | 5362.25 | 115988.2 |

C.5) Composición de la corriente de Gas Dulce:

Como se requiere que el gas dulce tenga 50 ppm --
máxima de H₂S, se tiene:

$$\frac{\text{Kgmol H}_2\text{S/h}}{\text{Kgmol H}_2\text{S/h} + \text{Kgmol HC/h} + \text{Kgmol H}_2\text{O Sat/h}} = 0.00005$$

Resolviendo: Kgmol H₂S/h = 0.032

Composición del Gas Dulce.

| | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|---------------|---------------|
| H ₂ S | 0.032 | 1.1 |
| HC | 488.25 | 9615.8 |
| H ₂ O | <u>149.89</u> | <u>2700.4</u> |
| Total | 638.17 | 12317.3 |

C.6) Composición de la solución de DEA Rica:

Se obtiene por un balance de materia en el absor-
bedor.

Balance para H₂S:

$$(\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_7 + (\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_8 = (\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_1 + (\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_{11}$$

$$(\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_{11} = 141.56 + 60.00 - 0.032 = 201.528$$

Balance para Agua:

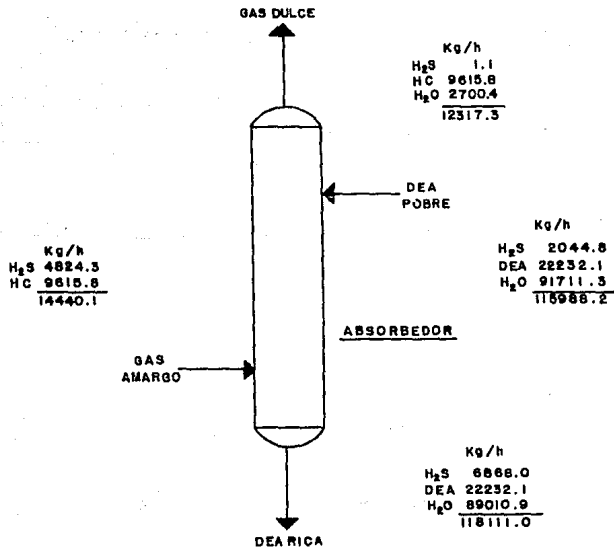
$$(\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_7 + (\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_8 = (\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_1 + (\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_{11}$$

$$(\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_{11} = 0 + 5090.55 - 149.89 = 4940.66$$

Composición de la DEA Rica:

| | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|----------------|----------------|
| H ₂ S | 201.528 | 6868.0 |
| DEA | 211.70 | 22232.1 |
| H ₂ O | <u>4940.66</u> | <u>89010.9</u> |
| Total. | 5353.888 | 118111.0 |

C.7) A continuación se muestra el resumen ----
del balance de materia en el Absorbedor:



C.8) Temperatura de la solución de DEA Rica.

De un balance de energía total se tiene:

$$Q_7 + Q_8 + Q_{\text{reacción}} = Q_1 + Q_{11}$$

$$M_7 C_{p7} (T_7 - T_B) + M_8 C_{p8} (T_8 - T_B) + Q_r = M_1 C_{p1} (T_1 - T_B) + M_{11} C_{p11} (T_{11} - T_B)$$

donde: T_B = temperatura base

$$T_7 = 38 \text{ }^\circ\text{C} (100.4 \text{ }^\circ\text{F})$$

De los criterios de diseño se tiene que $T_B = T_7 + 5.3^\circ\text{C}$ y $T_1 = T_8$, entonces:

$$T_8 = 43.3 \text{ }^\circ\text{C} (110^\circ\text{F})$$

$$\text{y } T_1 = 43.3 \text{ }^\circ\text{C} (110^\circ\text{F})$$

Si $T_1 = T_B = T_8 = 43.3^\circ\text{C}$, se tiene:

$$M_7 C_{p7} (T_7 - T_B) + Q_r = M_{11} C_{p11} (T_{11} - T_B)$$

$$Q_{\text{reacción}} = Q_{r1} = Q_{r_{\text{H}_2\text{S}}}$$

$$Q_{r_{H_2S}} = (Kg \ H_2S/h * \Delta H_{H_2S})_{11} - (Kg \ H_2S/h * \Delta H_{H_2S})_8$$

donde: ΔH_{H_2S} = Entalpía de solución en solución de
DEA, la siguiente ecuación es para soluciones acuosas de DEA al 20%.

$$\Delta H_{H_2S} = 663.71429 - 518.79873 (\text{Alfa}) + 1428.12508 (\text{Alfa})^2 - 2286.93189 (\text{Alfa})^3 + 958.80684 (\text{Alfa})^4$$

donde: Alfa = Kg H_2S /Kg DEA

$$\Delta H_{H_2S} = \text{BTU/Lb } H_2S$$

$$\text{entonces para: } (\text{Alfa})_{11} = \frac{6868.0}{22232.1} = 0.309$$

$$\Delta H_{H_2S} = 589.04 \text{ BTU/Lb } H_2S$$

$$\Delta H_{H_2S} = 326956.1 \text{ Cal/Kg } H_2S$$

$$\text{y para: } (\text{Alfa})_8 = \frac{2044.8}{22232.1} = 0.092$$

$$\Delta H_{H_2S} = 642.65 \text{ BTU/Lb } H_2S$$

$$\Delta H_{H_2S} = 356713.2 \text{ Cal/Kg } H_2S$$

$$Q_{r_1} = Q_{r_{H_2S}} = (5857.2 * 326956.1) - (1034.0 * 356713.2)$$

$$Q_{r_1} = 1,546,205,820 \text{ Cal/h}$$

$$C_{p7} \text{ (a } T_{prom} = 40,5 \text{ } ^\circ\text{C)} = 10776,2 \text{ Cal/Kg mol } ^\circ\text{C}$$

Sustituyendo en la ecuación del balance de energía para despejar la temperatura de la solución de DEA Rica, se tiene:

$$629,81 \text{ Kg mol/h} * 10776,2 \text{ Cal/Kg mol } ^\circ\text{C} * (38 - 43,3) ^\circ\text{C} + \\ 1,546,205,820 \text{ Cal/h} = 5324,23 \text{ Kg mol/h} * C_{p11} * (T_{11} - 43,3)$$

$$1,510,234,940 = 5324,23 * C_{p11} * (T_{11} - 43,3)$$

Se suponen valores para T_{11} hasta que se cumpla la igualdad.

$$\text{Si } T_{11} = 46,33 ^\circ\text{C} (115,3 ^\circ\text{F}) \text{ y}$$

$$C_{p11} \text{ (a } T_{prom} = 44,8 \text{ } ^\circ\text{C)} = 93603,2 \text{ Cal/Kg mol } ^\circ\text{C}$$

$$283653,2 = 93603,2 * (46,33 - 43,3)$$

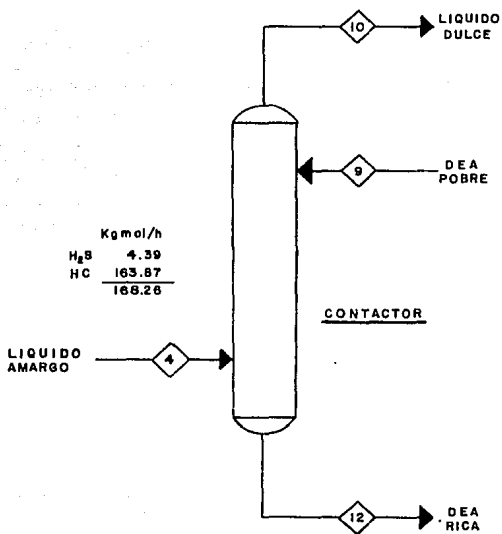
$$283653,2 = 283617,6$$

$$\therefore T_{11} = 46,33 ^\circ\text{C} (115,3 ^\circ\text{F})$$

D) Balance de Materia y Energía en el Contactor.

La corriente que se alimenta al Contactor es la -

de líquido amargo proveniente de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas. De los criterios de diseño la presión de operación se fijó de 19.3 Kg/cm² man (275 psig).



D.1) Para la determinación del flujo de amina necesaria para la eliminación del gas ácido, se fija de los criterios de diseño, que la relación en volumen de DEA/Hidrocarburos sea de 1:4, por lo tanto se tiene que:

A las condiciones de la corriente 4, $T = 43.3^{\circ}\text{C}$ (110°F) y $P = 23.2 \text{ Kg/cm}^2\text{man}$ (330 psig), la densidad es de 0.81 g/cm^3 (50.59 Lb/ft^3), entonces el flujo volumétrico de hidrocarburos será de:

$$168.26 \text{ Kgmol/h} * 53.591 \text{ Kg/Kgmol} * 1/0.81 \text{ Kg/l} = 11132.37 \text{ l/h}$$

El flujo de amina necesario será el siguiente:

$$11132.37 \text{ l/h}/4 = 2783.00 \text{ l/h}$$

Ahora a las condiciones de la corriente 9, $T=43.3^{\circ}\text{C}$ (110°F) y $P=19.6 \text{ Kg/cm}^2\text{man}$ (279 psig), la densidad de la solución de amina al 20% en peso es de 1.02 g/cm^3 (63.71 Lb/ft^3), por lo tanto el flujo másico de solución de amina es:

$$2783.09 \text{ l/h} * 1.02 \text{ Kg/l} = 2838.7 \text{ Kg/h}$$

De el cual 20% es de DEA y el resto de agua.

D.2) Composición de la Corriente de Líquido --
Dulce:

Como se requiere que el líquido dulce tenga - - -
50 ppm máxima de H₂S, se tiene:

$$\frac{\text{Kgmol H}_2\text{S/h}}{\text{Kgmol H}_2\text{S/h} + \text{Kgmol HC/h}} = 0.00005$$

Resolviendo: Kgmol H₂S/h = 0.008

Composición del Líquido Dulce.

| | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|---------------|---------------|
| H ₂ S | 0.008 | 0.3 |
| HC | <u>163.87</u> | <u>8867.7</u> |
| Total | 163.878 | 8868.0 |

D.3) Composición de la Corriente de DEA Pobre:

La cantidad de DEA requerida es la siguiente:

$$0.2 * 2838.7 \text{ Kg/h} = 567.7 \text{ Kg DEA/h}$$

567.7 Kg DEA/h / 105.14 Kg DEA/Kgmol DEA = 5.40 Kgmol DEA/h
y la de Agua es

$$0.8 * 2838.7 \text{ Kg/h} = 2271.0 \text{ Kg H}_2\text{O/h}$$

$$2271.0 \text{ Kg H}_2\text{O/h} / 18.016 \text{ Kg H}_2\text{O/Kgmol H}_2\text{O} = 126.05 \text{ Kgmol H}_2\text{O/h}$$

D.4) Composición de la Corriente de DEA Rica:

Se obtiene por un balance de materia en el Contactor.

Balance para H₂S:

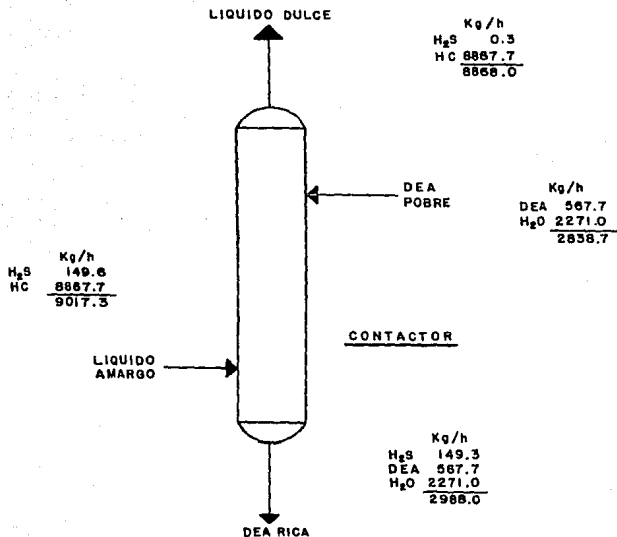
$$(\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_4 = (\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_{10} + (\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_{12}$$

$$(\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_{12} = 4.39 - 0.008 = 4.382$$

Composición de la DEA Rica:

| | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|---------------|---------------|
| H ₂ S | 4.382 | 149.3 |
| DEA | 5.40 | 567.7 |
| H ₂ O | <u>126.05</u> | <u>2271.0</u> |
| Total | 135.832 | 2988.0 |

D.5) A continuación se muestra el resumen del balance de materia al Contactor:



D.6) Temperatura de la solución de DEA Rica:

De un balance de energía total se tiene:

$$Q_4 + Q_9 + Q_{\text{reacción}} = Q_{10} + Q_{12}$$

$$M_4 C_{p4} (T_4 - T_B) + M_9 C_{p9} (T_9 - T_B) + Q_r = M_{10} C_{p10} (T_{10} - T_B) + M_{12} C_{p12} (T_{12} - T_B)$$

donde: T_B = temperatura base

$$T_4 = 43.3^\circ\text{C} (110^\circ\text{F})$$

De los criterios de diseño se tiene que $T_9 = T_{10} = T_4 = 43.3^\circ\text{C} (110^\circ\text{F})$, por lo que si tomamos como $T_B = T_4 = T_9 = T_{10}$, se tiene:

$$Q_{r2} = M_{12} C_{p12} (T_{12} - T_B)$$

$$Q_{r2} = (\text{Kg } H_2S/h * \Delta H_{H_2S})_{12}$$

Para Alfa: $149.3 \text{ Kg } H_2S/h / 567.7 \text{ Kg DEA/h} = 0.263$

$$\Delta H_{H_2S} = 589.04 \text{ BTU/Lb } H_2S$$

$$\Delta H_{H_2S} = 326956.1 \text{ Cal/Kg } H_2S$$

$$Q_{r2} = 326956.1 \text{ Cal/Kg H}_2\text{S} * 149.3 \text{ Kg H}_2\text{S/h}$$

$$Q_{r2} = 48,814,545.7 \text{ Cal/h}$$

$$48,814,545.7 \text{ Cal/h} = 135,832 \text{ Kg/mol/h} * C_{p12} * (T_{12} - 43.3^{\circ}\text{C})$$

Se subonen valores para T_{12} hasta que se cumpla la igualdad.

$$\text{Si } T_{12} = 47.14^{\circ}\text{C} (116.8^{\circ}\text{F})$$

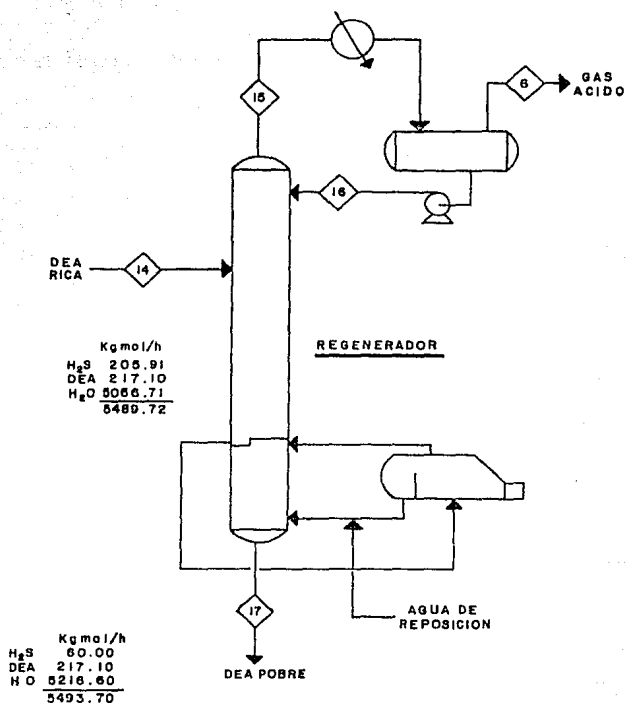
$$C_{p12} (\text{a } T_{\text{prom}} = 45.22^{\circ}\text{C}) = 93627.1 \text{ Cal/Kg/mol } ^{\circ}\text{C}$$

$$48,814,545.7 = 12,717,556 * (47.14 - 43.3)$$

$$48,814,545.7 = 48,835,416.0$$

$$\therefore T_{12} = 47.14^{\circ}\text{C} (116.8^{\circ}\text{F})$$

E) Balance de Materia y Energía en el Regenerador

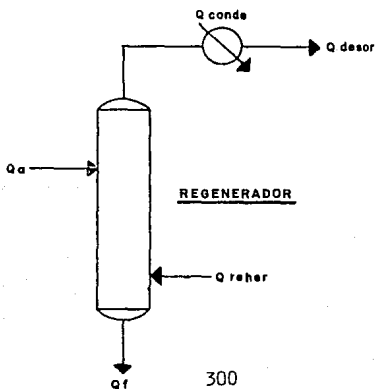


El gas ácido desorbido se obtiene del siguiente balance:

$$(\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_{14} = (\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_{15} + (\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_{17}$$

$$(\text{Kgmol H}_2\text{S/h})_{15} = 205.91 - 60.00 = 145.91$$

El cálculo de la cantidad de vapor de agua que se tiene en el domo requiere que se conozcan las condiciones de temperatura y presión. El cálculo de esta temperatura involucra la suposición de una temperatura en el domo para encontrar la composición de esta corriente y así calcular la carga térmica del condensador. Luego este valor se compara con el valor obtenido para la carga térmica del mismo condensador a partir de un balance de calor.



E.1) Carga térmica del Condensador a partir de un balance global de calor.

$$Q_a + Q_{reher} = Q_{conde} + Q_f + Q_{desor}$$

$$Q_{conde} = Q_a + Q_{reher} - Q_f - Q_{desor}$$

donde:

Q_a = calor que entra con la DEA rica

Q_{reher} = Carga del rehervidor

Q_f = Calor que sale con la DEA pobre

Q_{desor} = Calor de desorción del gas ácido

Q_{conde} = carga del condensador

E.2) Calor que entra al regenerador con la DEA --
rica. Q_a

$$Q_a = 5489.722 \text{ Kg mol/h} \cdot \bar{C}_p \cdot (93.3^\circ\text{C} - T_B)$$

T_B = Temperatura base

La temperatura base puede escogerse igual a la --
de entrega del gas ácido en límite de batería (43.3°C = --
110°F).

$$\bar{C}_p \text{ (a } T_{\text{prom}} = 68.3 \text{ } ^\circ\text{C)} = 19762.3 \text{ Cal/Kg mol } ^\circ\text{C}$$

$$Q_a = 5,424,476,654 \text{ Cal/h}$$

E.3) Carga térmica del rehervidor, Q_{reher}

$$Q_{\text{reher}} = (\text{Lb vapor/gal sol}) (\text{Kgsol/h}) (1/\text{Kg sol.}) \\ (1 \text{ gal}/3.7854 \text{ l}) (\lambda \text{ BTU/Lb}) (252 \text{ Cal/BTU})$$

De las bases de diseño se tiene que:

$$\text{Lb vapor/gal sol.} = 1.1$$

$$\lambda \text{ vap (a } 50 \text{ psig)} = 911.7 \text{ BTU/Lb}$$

$$Q_{\text{reher}} = (1.1 \text{ Lb vapor/gal sol.}) (121099.1 \text{ Kg sol/h}) \\ (1/0.985 \text{ Kg sol.}) (1 \text{ gal}/3.7854 \text{ l}) (911.7 \text{ BTU/Lb}) (252 \text{ Cal/BTU})$$

$$Q_{\text{reher}} = 8,208,013,989 \text{ Cal/h}$$

E.4) Calor que sale del regenerador con la - -
DEA pobre.

$$Q_f = 5493.70 \text{ Kg mol/h} * \bar{C}_p * (121.1 \text{ } ^\circ\text{C} - T_B)$$

$$T_B = 43.3 \text{ } ^\circ\text{C} (110^\circ\text{F})$$

$$\bar{C}_p \text{ (a } T_{\text{prom}} = 82.2^\circ\text{C)} = 19933.1 \text{ Cal/Kg mol } ^\circ\text{C}$$

$$Q_f = 8,519,603,480 \text{ Cal/h}$$

E.5) Calor de desorción, Q_{desor}

El calor requerido para la desorción del gas ácido (H_2S) es el mismo que la suma de los calores de reacción calculados anteriormente, por lo que:

$$Q_{desor} = Q_{r1} + Q_{r2} = 1,595,020,366 \text{ Cal/h.}$$

E.6) Carga térmica del condensador:

$$Q_{conde} = Q_a + Q_{reher} - Q_f - Q_{desor}$$

$$Q_{conde} = 3,517,866,797 \text{ Cal/h}$$

E.7) Temperatura y composición en el domo del regenerador.

A las condiciones de la corriente 4, $T = 43.3 \text{ }^\circ\text{C}$ (110°F), la presión de vapor del agua es: $P^o H_2O = 0.067 \text{ -- Kg/cm}^2 \text{ abs}$ (0.95 psia).

$$P_T = P_{man} + P_{atm} = 1.05 \text{ Kg/cm}^2 + 0.8 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P_T = 1.85 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$\text{cond (a } 43.3^{\circ}\text{C)} = 1037 \text{ BTU/Lb} = 575603.5 \text{ Cal/Kg.}$$

$$X_{\text{H}_2\text{S}} = P^{\circ}_{\text{H}_2\text{S}}/P_T = 0.067 \text{ Kg/cm}^2/1.85 \text{ Kg/cm}^2 = 0.0362$$

$$\frac{\text{Kgmol H}_2\text{O/h}}{\text{Kgmol H}_2\text{O/h} + \text{Kgmol H}_2\text{S/h}} = X_{\text{H}_2\text{S}} = 0.0362$$

$$\text{Kgmol H}_2\text{O/h} = \frac{0.0362 * 145.912 \text{ Kgmol H}_2\text{S/h}}{(1 - 0.0362)} = 5.48$$

Composición a la salida del condensador.

| | Kgmol/h | Kg/h | fracción peso | C _p (Cal/kg°C) |
|------------------|--------------|-------------|---------------|---------------------------|
| H ₂ S | 145.91 | 4972.7 | 0.980 | 0.980(244)=239.12 |
| H ₂ O | <u>5.480</u> | <u>98.7</u> | <u>0.020</u> | 0.020(444)= <u>8.88</u> |
| Total | 151.39 | 5071.4 | 1.000 | 248.0 |

Ahora suponiendo temperaturas en el domo de la Re generadora y obteniéndose su composición, se calcula la carga térmica del condensador y se compara con el calculado en el punto E.6 hasta que sean equivalentes.

La composición y temperatura encontradas será de la corriente que entrará al condensador.

Si $T_e = 106.1^\circ\text{C}$ (223°F), la $P^0_{\text{H}_2\text{O}} = 1.28 \text{ Kg/cm}^2$ abs
(18.20 psia),

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 1.28 \text{ Kg/cm}^2 / 1.85 \text{ Kg/cm}^2 = 0.692$$

$$\text{Kgmol H}_2\text{O/h} = \frac{0.692 * 145.912 \text{ Kgmol H}_2\text{S/h}}{(1-0.692)} = 327.83$$

| | Kgmol/h | Kg/h | Fracción peso | C_p (Cal/Kg $^\circ\text{C}$) |
|------------------|---------------|---------------|---------------|----------------------------------|
| H ₂ S | 145.91 | 4972.7 | 0.457 | 0.457(251)=114.70 |
| H ₂ O | <u>327.83</u> | <u>5906.2</u> | <u>0.543</u> | 0.543(453)=245.98 |
| Total | 473.74 | 10878.9 | 1.000 | 360.68 |

$$Q_{\text{conde}} = M_e * (C_{p_e} + C_{p_s})/2 * (T_e - T_s) + \text{vap} * (M_e \text{ H}_2\text{O} - M_s \text{ H}_2\text{O})$$

$$Q_{\text{conde}} = 10878.9 \text{ Kg/h} * (360.68 + 248.0)/2 \text{ Cal/Kg}^\circ\text{C} * (106.1 - 43.3)^\circ\text{C} + 575603.5 \text{ Cal/Kg} * (5906.2 - 98.7) \text{ Kg/h}$$

$$Q_{\text{conde}} = 3,550,740,868 \text{ Cal/h}$$

comparado con el calculado en el punto E.6:

$$Q_{\text{conde}} = 3,517,866.797 \text{ Cal/h}$$

Se observa que no son equivalentes, por lo cual - se supone otra temperatura.

Ahora si $T_e = 106.0^\circ\text{C}$ (222.9°F), la $P_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 1,276 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$ (18.14 psia).

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 1,276 \text{ Kg/cm}^2 / 1,85 \text{ Kg/cm}^2 = 0,690$$

$$\text{Kgmol H}_2\text{O/h} = \frac{0,690 * 145,912 \text{ Kgmol H}_2\text{S/h}}{(1 - 0,690)} = 324,77$$

| | Kgmol/h | Kg/h | fracción peso | C_{p_e} (Cal/Kg $^\circ\text{C}$) |
|------------------|---------------|---------------|---------------|--------------------------------------|
| H ₂ S | 145.91 | 4972.7 | 0.460 | 0.460(251)=115.46 |
| H ₂ O | <u>324.77</u> | <u>5851.0</u> | <u>0.540</u> | 0.540(453)=244.62 |
| Total | 470.68 | 10823.7 | 1,000 | 360.08 |

$$Q_{\text{conde}} = 10823.7 \text{ Kg/h} * (360.08 + 248.0) / 2 \text{ Cal/Kg}^\circ\text{C} * (106.0 - 43.3)^\circ\text{C} + 575603.5 \text{ Cal/Kg} * (5851.0 - 98.7) \text{ Kg/h}$$

$$Q_{\text{conde}} = 3,517,379,540 \text{ Cal/h}$$

Comparando con el calculado en el punto E.6:

$$Q_{\text{conde}} = 3,517,866,797 \text{ Cal/h}$$

Se observa que son equivalentes, por lo cual la temperatura en el domo del Regenerador será de 106.0°C - - (222.9°F), con la composición anterior.

E.8) Composición de la corriente de recirculación en el domo.

De un balance para el Agua se tiene:

$$(\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_{15} = (\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_6 + (\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_{16}$$

$$(\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_6 = 324.77 - 5.48 = 319.29$$

$$\text{Kg H}_2\text{O/h} = 5752.3$$

E.9) Agua de Reposición.

De un balance global en la torre para el Agua se tiene:

$$(\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_{14} + \text{Agua Rep.} = (\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_6 + (\text{Kgmol H}_2\text{O/h})_{17}$$

$$\text{Agua Rep.} = 5.48 + 5216.60 - 5066.71 = 155.37 \text{ Kgmol/h}$$

$$\text{Kg/h} = 2799.3$$

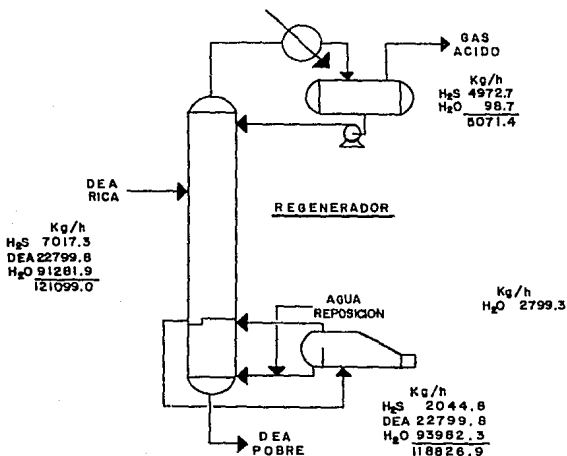
E.10) Relación de Reflujo.

En este caso la relación de reflujo es:

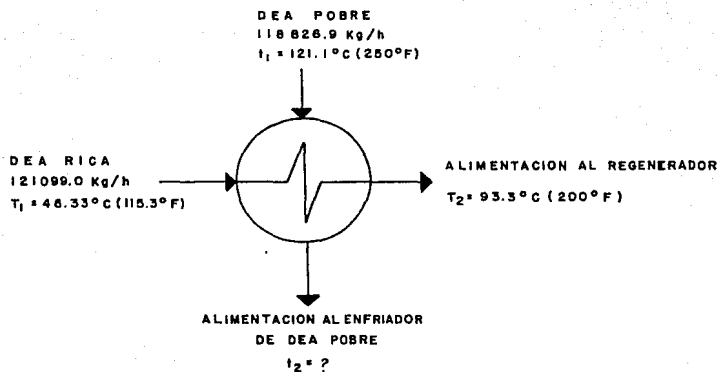
$$\frac{155.37 \text{ Kgmol/h}}{151.392 \text{ Kgmol/h}} = 1.026$$

El cual se encuentra dentro de lo recomendado, lo cual es de 1-3.

E.11) A continuación se muestra el resumen del balance de materia en el Regenerador:



F) Cálculo de la Temperatura de la DEA Pobre a --
la salida del Intercambiador DEA Rico/DEA Pobre.



De un balance de energía en la solución de DEA --
Rica se tiene:

$$Q = M_r \bar{C}_p (T_2 - T_1)$$

$$\bar{C}_p (\text{a } T_{\text{prom}} = 69.82^\circ\text{C}) = 955 \text{ Cal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Q = 121099.0 \text{ Kg/h} * 955 \text{ Cal/Kg}^\circ\text{C} * (93.3 - 46.33) ^\circ\text{C}$$

$$Q = 5,432,059,129 \text{ Cal/h}$$

Ahora de un balance de energía en la Solución de-
DEA Pobre, se obtiene la temperatura de salida de la DEA --
Pobre.

$$Q = M_p \bar{C}_p (t_1 - t_2)$$

$$Q/M_p = 5,432,059,129 \text{ Cal/h}/118826.9 \text{ Kg/h}$$

$$Q/M_p = 45714.05 \text{ Cal/Kg}$$

$$45714.05 = \bar{C}_p (121.1 - t_2)$$

Si $t_2 = 73.0^\circ\text{C}$ (163.4°F), entonces
 \bar{C}_p (a $T_{prom} = 97.05^\circ\text{C}$) = $950 \text{ Cal/Kg}^\circ\text{C}$

Ahora despejando t_2 , se tiene:

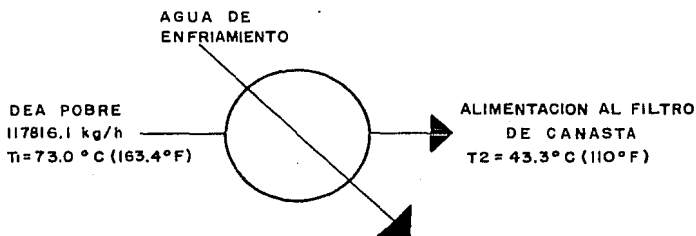
$$t_2 = 121.1 - \frac{45714.05}{C_p}$$

$$t_2 = 121.1 - \frac{45714.05}{950}$$

$$t_2 = 73.0 ^\circ\text{C} (162.5^\circ\text{F})$$

Por lo tanto la temperatura de salida de la DEA - Pobre será de 73.0°C (163.4°F).

6) Cálculo de la carga térmica del enfriador de - DEA Pobre.



De un balance de energía en la solución de DEA Pobre, se tiene:

$$Q_e = M_p \bar{C}_p (T_1 - T_2)$$

$$\bar{C}_p \text{ (a } T_{prom} = 58.2^\circ\text{C)} = 931 \text{ Cal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$Q_e = 117816.1 \text{ Kg/h} * 931 \text{ Cal/Kg}^\circ\text{C} * (73-43.3)^\circ\text{C}$$

$$Q_e = 3,290,603,673 \text{ Cal/h}$$

I.2 UNIDAD TRATADORA DE HIDROCARBUROS
SECCION DE TRATAMIENTO CAUSTICO

A) Especificación de las alimentaciones.

A.1) Hidrocarburos líquidos de Sección de Tratamiento con DEA.

| Composición | % Mol | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|--------|---------|--------|
| H ₂ S | 50 ppm | 0.008 | 0.3 |
| HC | 100.0 | 163.87 | 8867.7 |

| | |
|-------------|--|
| Kgmol/h | 163.878 |
| Kg/h | 8868.0 |
| Temperatura | 38°C (100.4°F) |
| Presión | 17.9 Kg/cm ² man (255 psig) |

A.2) Reformadora de Naftas. Hidrocarburos líquidos.

| Composición | % Mol | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|--------|---------|--------|
| HCl | 4 ppm | 0.0008 | 0.03 |
| H ₂ S | 0.426 | 0.88 | 30.0 |
| HC | 99.574 | 204.77 | 9902.8 |

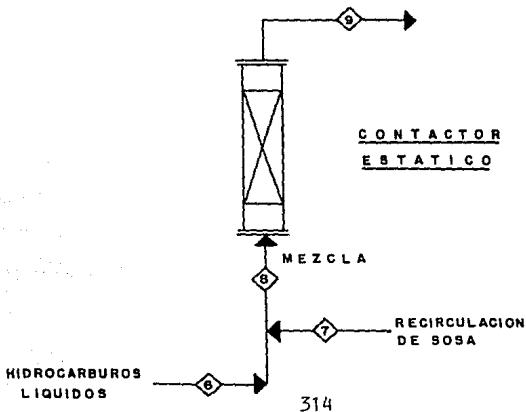
| | |
|-------------|---|
| Kgmol/h | 205.65 |
| Kg/h | 9932.8 |
| Temperatura | 38°C (100.4°F) |
| Presión | 17.9 Kg/cm ² man (255 psig). |

B) Especificación de los productos en L.B.

| | Presión | Temperatura |
|----------------------------|-------------------------------|-------------|
| | Kg/cm ² man (psig) | °C (°F) |
| HC a Planta Fraccionadora. | 31.1 (443) | 38(100.4) |

C) Balance de materia en el Contactor Estático.

C.1) La corriente que se alimenta al Contactor Estático va a ser la mezcla de la corriente de Hidrocarburos líquidos (la cual a su vez es la suma de las corrientes provenientes de la Sección de Tratamiento con DEA y de la Reformadora de Naftas), con la corriente de recirculación de solución de sosa.



C.2) Composición de la corriente de hidrocarburos líquidos.

Como ya se mencionó esta corriente es la suma de las dos alimentaciones a la Sección, por lo cual la composición es la siguiente:

| | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|---------------|----------------|
| HCl | 0.0008 | 0.03 |
| H ₂ S | 0.888 | 30.3 |
| HC | <u>368.64</u> | <u>18770.5</u> |
| Total | 369.5288 | 18800.83 |

C.3) Composición de la corriente de recirculación de solución de sosa.

De las bases de diseño se ha fijado que la recirculación de sosa será de una relación en volumen de 1:5 con respecto a la carga de hidrocarburos líquidos.

A la condición de la corriente de hidrocarburos líquido de $T = 38^{\circ}\text{C}$ (100.4°F), la densidad es de 0.471 Kg/l entonces el flujo volumétrico será:

$$18800.83 \text{ Kg/h} / (0.471 \text{ Kg/l} * 1000 \text{ l/m}^3) = 39.92 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se usará sosa al 20% en peso. La cantidad de sosa recirculada será:

$$\text{m}^3/\text{h de NaOH al 20\%} = 39.92\text{m}^3/\text{h}/5 = 7.98$$

La densidad de una solución de sosa al 20% a -- 38°C (100.4°F) es de 1.21 Kg/l por lo tanto, nos queda que:

$$7.98 \text{ m}^3/\text{h} * 1000 \text{ l/m}^3 * 1.21 \text{ Kg/l} = 9655.8 \text{ Kg/h NaOH 20\%}$$

Composición de la recirculación de sosa.

| | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|---------------|---------------|
| NaOH | 48.28 | 1931.2 |
| H ₂ O | <u>428.76</u> | <u>7724.6</u> |
| Total: | 477.04 | 9655.8 |

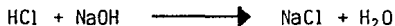
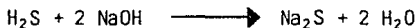
C.4) Composición de la corriente que entra al Contactor Estático.

Esta corriente será una mezcla inmiscible de hidrocarburos líquidos con la solución de sosa, por lo cual - su composición será la siguiente:

| | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|----------------|-----------------|
| HCl | 0.0008 | 0.03 |
| H ₂ S | 0.888 | 30.3 |
| HC | 368.64 | 18770.5 |
| NaOH | 48.28 | 1931.2 |
| H ₂ O | 428.76 | 7724.6 |
| Total: | <u>846.569</u> | <u>28456.63</u> |

C.5) Composicion de la corriente que sale del Contactor Estatico.

Las reacciones que se llevan a cabo en el Contactor son:



De la estequiometría de las reacciones se observa que el numero de moles que se consumen de sosa es el mismo que del agua que se producen y lo mismo sucede para los -- acidos y las sales.

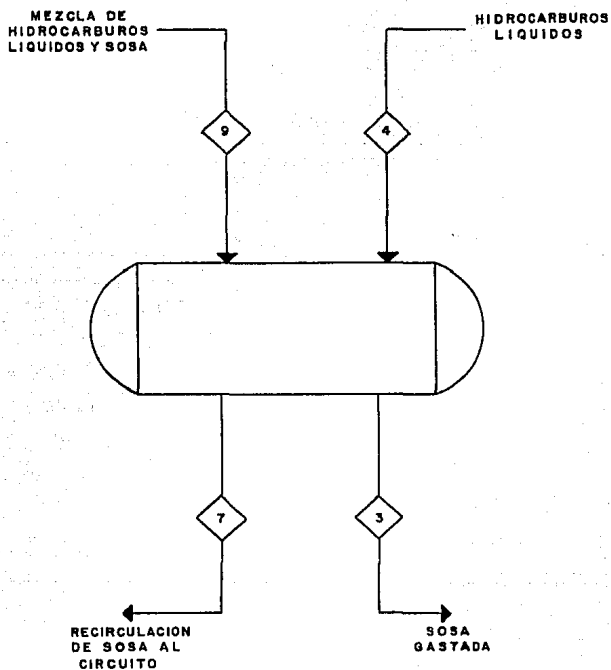
A continuación se presenta el balance de materia-
para las reacciones:

| | Kgmol/h | |
|-------------------|---------------|---------------|
| | Reactivos | Productos |
| H ₂ S | 0.888 | - |
| HCl | 0.0008 | - |
| NaOH | 48.28 | 46.50 |
| Na ₂ S | - | 0.888 |
| NaCl | - | 0.0008 |
| H ₂ O | <u>428.76</u> | <u>430.54</u> |
| Total | 846.569 | 477.928 |

Composición de la salida del Contactador Estático.

| | Kgmol/h | Kg/h |
|-------------------|---------------|-------------|
| HC | 368.64 | 18770.5 |
| NaOH | 46.50 | 1860.0 |
| H ₂ O | 430.54 | 7756.6 |
| Na ₂ S | 0.888 | 69.5 |
| NaCl | <u>0.0008</u> | <u>0.03</u> |
| Total | 846.569 | 28456.63 |

D) Cálculo de la corriente de Sosa de reposición y de la de Sosa gastada.



Tanto la corriente de sosa de reposición como la de sosa gastada van a ser intermitentes, puesto que cada -- cierto período de tiempo se tiene que reponer la sosa.

El flujo de estas corrientes se fijará de 450 -- Kgmol/h, siendo muy parecido al de la recirculación de so-- sa.

Ahora realizando un proceso iterativo se puede -- observar lo siguiente:

| Hora | 0 | 1 | 2 | 3 | ... 18 | 19 |
|-------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Kgmol NaOH | 48.28 | 46.50 | 44.72 | 42.94 | 16.24 | 14.46 |
| Kgmol H ₂ O | 428.76 | 430.54 | 432.32 | 434.10 | 460.80 | 462.58 |
| Kgmol NaCl | 0 | 0.0008 | 0.0016 | 0.0024 | 0.0144 | 0.0152 |
| Kgmol Na ₂ S | 0 | 0.888 | 1.776 | 2.664 | 15.984 | 16.872 |
| %mol NaOH | 10.12 | 9.73 | 9.34 | 8.95 | 3.29 | 2.92 |
| % peso NaOH | 20.00 | 19.24 | 18.48 | 17.72 | 6.57 | 5.84 |

De lo anterior se observa que la reposición de -- sosa se debe hacer aproximadamente cada 19 horas o diaria-- mente.

Con la composición de la hora 19 y con el flujo de 450 Kgmol/h se obtiene la corriente de sosa gastada.

Composición de la corriente de sosa gastada.

| | Kgmol/h | Kg/h |
|-------------------|-------------|------------|
| NaOH | 13.17 | 526.8 |
| H ₂ O | 421.44 | 7592.7 |
| Na ₂ S | 15.37 | 1198.9 |
| NaCl | <u>0.02</u> | <u>1.2</u> |
| Total | 450.00 | 9319.6 |

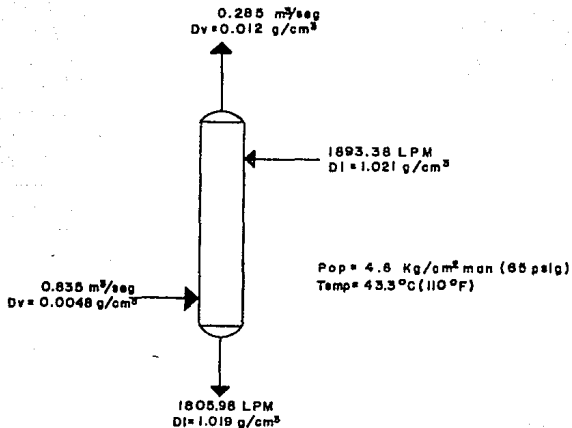
La corriente de sosa de reposición tendrá también un flujo de 450 Kgmol/h y la composición será de 20% en peso de sosa.

Composición de la corriente de sosa de reposición

| | Kgmol/h | Kg/h |
|------------------|---------------|---------------|
| NaOH | 45.54 | 1821.6 |
| H ₂ O | <u>404.46</u> | <u>7286.7</u> |
| Total | 450.00 | 9108.3 |

APENDICE II
MEMORIAS DE CALCULO DEL DIMENSIONAMIENTO
DE LOS EQUIPOS.

II.1. ABSORBEDOR DE GAS ACIDO TC - 101



Seleccionando los flujos críticos para el diseño hidráulico, tenemos:

Líquido: $1893.38 \text{ LPM (500.25 GPM)}$

$D_l = 1.021 \text{ g/cm}^3 (63.71 \text{ Lb/ft}^3)$

Vapor: $0.835 \text{ m}^3/\text{seg (29.44 ft}^3/\text{seg)}$

$D_v = 0.0048 \text{ g/cm}^3 (0.2995 \text{ Lb/ft}^3)$

De los criterios de diseño, las unidades de contacto seleccionadas son platos del tipo valvulado. A continuación se presenta el dimensionamiento del Absorbedor por el método Glitsch.

1) Factor de carga de vapor, V_{carga}

$$V_{carga} = CFS (DV/(D1-DV))^{1/2}$$

donde: CFS = 29.44 ft³/seg de vapor

$$DV = 0.2995 \text{ Lb/ft}^3$$

$$D1 = 63.71 \text{ Lb/ft}^3$$

$$\therefore V_{carga} = 2.02 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

2) Fijando un espaciamento de 30 pulg. (0.76m) y seleccionando platos con un solo paso, se estima el diámetro de la columna mediante la correlación mostrada en la figura 1.7.

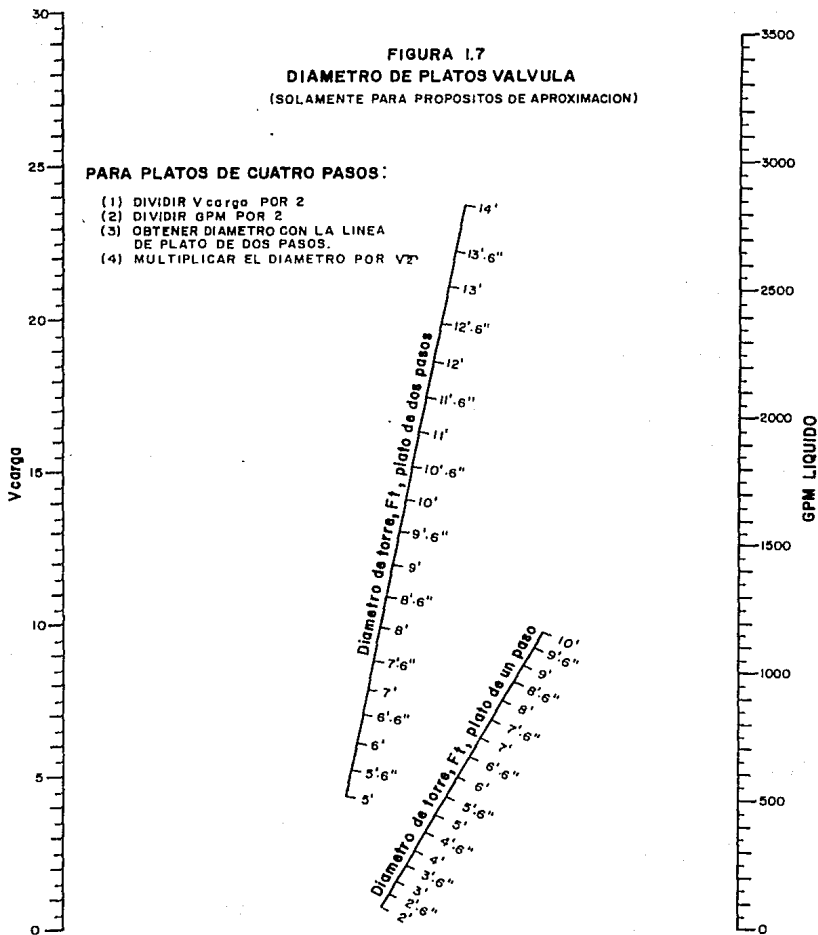
Diámetro de la columna: $DT = 5.0 \text{ ft}$

Seleccionando un factor de inundamiento de - - -
 $FF = 0.82$ para este servicio, se tendrá un arrastre menor al 10%.

FIGURA 1.7
DIAMETRO DE PLATOS VALVULA
 (SOLAMENTE PARA PROPOSITOS DE APROXIMACION)

PARA PLATOS DE CUATRO PASOS :

- (1) DIVIDIR V_{carga} POR 2
- (2) DIVIDIR GPM POR 2
- (3) OBTENER DIAMETRO CON LA LINEA DE PLATO DE DOS PASOS.
- (4) MULTIPLICAR EL DIAMETRO POR $\sqrt{2}$



3) Longitud aproximada de la trayectoria de flujo, FPL (pulg)

$$FPL = 9 * DT / NP$$

donde: DT = 5.0 ft

NP = número de pasos del plato = 1

$$\therefore FPL = 45.0 \text{ pulg.}$$

4) Factor de capacidad del vapor, CAF.

$$CAF = CAFo * FS$$

donde: CAFo = Factor de capacidad del vapor no corregido por las tendencias espumantes del sistema.-
Se obtiene de la figura 1.8.

FS = Factor del sistema.

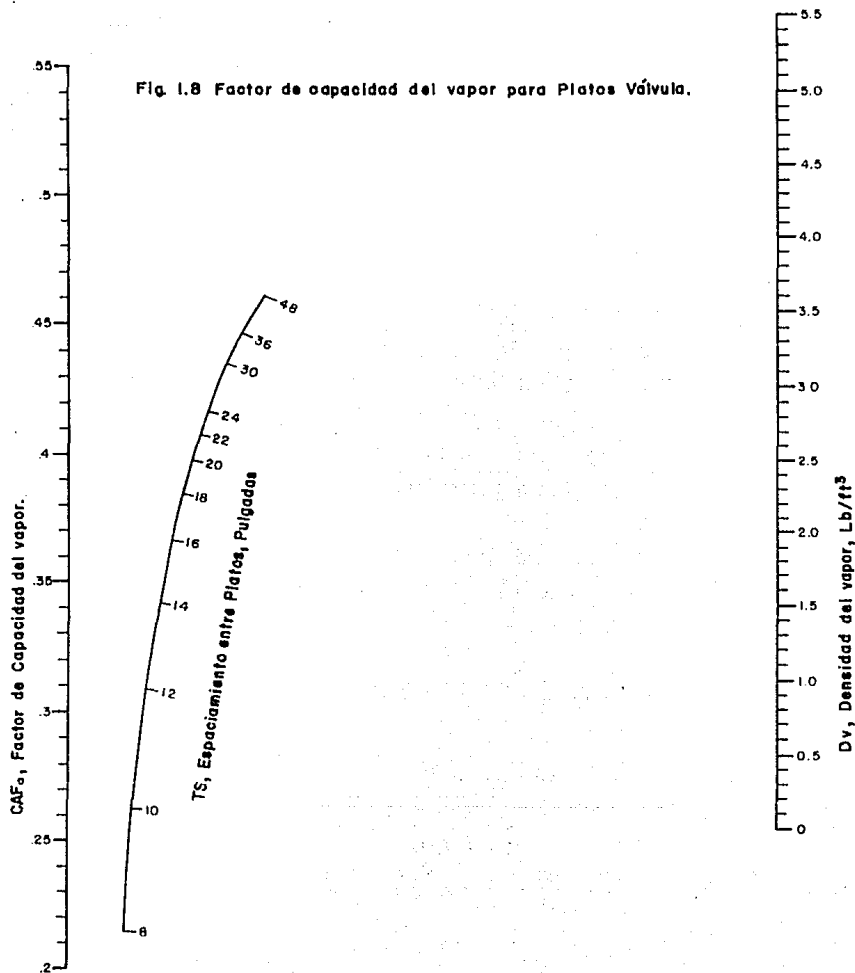
Para este tipo de sistema la tendencia espumante es alta, por lo que el factor de sistema que le corresponde es de FS = 0.73.

De la figura 1.8 se tiene que CAFo = 0.437

$$\therefore CAF = 0.319$$

5) Area activa mínima, AAM (ft²)

$$AAM = \frac{Vcarga + GPM (FPL/13000)}{CAF * FF}$$



donde: GPM = 500.25 de líquido

Vcarga = 2.02

FPL = 45.0

CAF = 0.319

FF = 0.82

∴ AAM = 14.34 ft²

6) Velocidad de diseño en la Bajante, - - - -
VDb (GPM/ft²).

El procedimiento empleado por Glitsch para establecer el área de bajantes, se basa en una velocidad dada por el menor de los valores obtenidos de las siguientes -- expresiones:

$$VDb (1) = 250 * FS$$

$$VDb (2) = 41 * (D1-Dv)^{1/2} * FS$$

$$VDb (3) = 7.5 * TS^{1/2} * (D1-Dv)^{1/2} * FS$$

donde: FS = 0.73

D1 = 63.71 Lb/ft³

Dv = 0.2995 Lb/ft³

TS = 30 pulg. = espaciamiento entre platos.

$$VDb (1) = 182.5$$

$$VDb (2) = 238.33$$

$$VDb (3) = 238.79$$

∴ el valor menor es: $VDb = 182.5 \text{ GPM/ft}^2$

7) Area mínima de Bajantes, ADM (ft^2)

$$ADM = \frac{GPM}{VDb * FF}$$

donde: GPM = 500.25 de líquido

$$VDb = 182.5$$

$$FF = 0.82$$

$$\therefore ADM = 3.34 \text{ ft}^2$$

8) Area mínima de la columna, ATM (ft^2)

Puede estimarse con las siguientes ecuaciones y-
el mayor valor es el que aplica:

$$ATM (1) = AAM + 2 * ADM$$

$$ATM (2) = Vcarga / (0.78 * CAF * FF)$$

$$\text{donde: } AAM = 14.34$$

$$ADM = 3.34$$

$$Vcarga = 2.02$$

$$\text{CAF} = 0.319$$

$$\text{FF} = 0.82$$

$$\text{ATM} (1) = 21.02$$

$$\text{ATM} (2) = 9.90$$

∴ el valor mayor es: $\text{ATM} = 21.02 \text{ ft}^2$

9) Diámetro mínimo de la columna, DTM (ft)

Se calcula a partir del área mínima de la columna

$$\text{DTM} = (\text{ATM} / 0.7854)^{1/2}$$

donde: $\text{ATM} = 21.02$

$$\therefore \text{DTM} = 5.17 \text{ ft}$$

DTM se redondea al medio pie próximo superior y entonces será igual al diámetro de la columna, DT.

$$\therefore \text{DT} = 5.5 \text{ ft}$$

10) Área de la columna, AT (ft²)

$$\text{AT} = 0.7854 * (\text{DT})^2$$

donde: $\text{DT} = 5.5 \text{ ft}$

$$\therefore \text{AT} = 23.76 \text{ ft}^2$$

11) Area total de bajantes, AD (ft²)

$$AD = \frac{AT * ADM}{ATM}$$

donde: AT = 23.76

ADM = 3.34

ATM = 21.02

$$\therefore AD = 3.77 \text{ ft}^2.$$

12) Anchura de Bajantes.

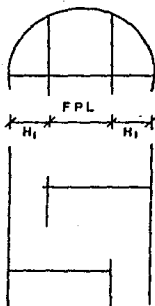
$$\frac{AD}{AT} = \frac{3.77 \text{ ft}^2}{23.76 \text{ ft}^2} = 0.1586$$

$$AT = 23.76 \text{ ft}^2$$

De tablas segmentales se obtiene-
que:

$$\text{para } AD/AT = 0.1586 \quad H_1/DT = 0.2157$$

$$\therefore H_1 = 1.18 \text{ ft} = 14.23 \text{ pulg.}$$



13) Longitud de la trayectoria de flujo, FPL (pulg).

$$FPL = \frac{12 * DT - 2 * H_1}{NP}$$

donde: DT = 5.5

H₁ = 14.23

NP = 1 paso

∴ FPL = 37.54 pulg.

14) Area activa, AA (ft²)

$$AA = AT - AD$$

donde: AT = 23.76

AD = 3.77

∴ AA = 19.99 ft²

15) Porcentaje de inundamiento, % INUND

$$\% \text{ INUND} = \frac{V_{\text{carga}} + \text{GPM} * \text{FPL}/13000}{AA * \text{CAF}} * 100$$

donde: V_{carga} = 2.02

GPM = 500.25

FPL = 37.54

AA = 19.99

CAF = 0.319

$$\therefore \% \text{ INUND} = 54.33$$

16) Porcentaje de inundamiento en las Bajantes, -
 % INUND BA.

$$\% \text{ INUND BA} = \frac{\text{GPM}}{\text{VDb} * \text{AD}} * 100$$

donde: GPM = 500.25

VDb = 182.5

AD = 3.77

$$\therefore \% \text{ INUND BA} = 72.71$$

17) Como las inundaciones resultarán muy dife---
 rentes (más del 10%), se corregirán al área de la columna-
 y el área de bajantes mediante las siguientes relaciones:

$$\frac{D^2 \text{nuevo}}{D^2} = \frac{\% \text{ INUND}}{\% \text{ INUND FACTOR}}$$

$$\frac{AD \text{nuevo}}{AD} = \frac{\% \text{ INUND BA}}{\% \text{ INUND FACTOR}}$$

donde: % INUND = 54.33

% INUND BA = 72.71

% INUND FACTOR = 82.0

$$D = 5.5$$

$$AD = 3.77$$

$$\therefore D_{\text{nuevo}} = 4.47 \text{ ft y } DT = 4.5 \text{ ft}$$

$$AD_{\text{nuevo}} = 3.34 \text{ ft}^2$$

Una vez hecho lo anterior, calcular el área de la columna y retomar al paso 12.

$$AT = 0.7854 * (DT)^2 = 15.90 \text{ ft}^2$$

De las tablas segmentales tenemos que para:

$$\frac{AD}{AT} = \frac{3.34 \text{ ft}^2}{15.90 \text{ ft}^2} = 0.2100 \quad \Rightarrow \quad \frac{H_1}{DT} = 0.2630$$

$$\therefore H_1 = 1.18 \text{ ft} = 14.20 \text{ pulg.}$$

$$FPL = \frac{12 * DT - 2 * H_1}{NP} = 25.60 \text{ pulg.}$$

$$AA = AT - AD = 12.56 \text{ ft}^2$$

$$\% \text{ INUND} = \frac{V_{\text{carga}} + \text{GPM} * FPL / 13000}{AA * \text{CAF}} * 100$$

$$\text{donde: } V_{\text{carga}} = 2.02$$

$$GPM = 500.25$$

$$CAF = 0.319$$

$$\therefore \% \text{ INUND} = 75.00$$

$$\% \text{ INUND BA} = \frac{GPM}{V_{\text{db}} * AD} * 100$$

$$\text{donde: } V_{\text{db}} = 182.5$$

$$AD = 3.34$$

$$\therefore \% \text{ INUND BA} = 82.07$$

18) Cuando las inundaciones no sean mayores al factor de inundamiento (% INUND FACTOR), la diferencia entre ellos sea menor al 10% y aún se deseen balancear las inundaciones, se deberán emplear las siguientes relaciones:

$$\% \text{ Iave} = \frac{\% \text{ INUND} + \% \text{ INUND BA}}{2}$$

Para cuando $\% \text{ INUND}$ $\% \text{ INUND BA}$

$$\frac{AD_{\text{nuevo}}}{AD} = \frac{\% \text{ Iave}}{\% \text{ INUND FACTOR}}$$

Para cuando $\% \text{ INUND}$ $\% \text{ INUND BA}$

$$\frac{AD_{\text{nuevo}}}{AD} = \frac{\% \text{ INUND FACTOR}}{\% \text{ Iave}}$$

19) Balanceando las inundaciones, tenemos que --
para:

$$\% \text{ INUND} = 75.00 \qquad \% \text{ INUND BA} = 82.07$$

$$\% \text{ Iave} = 78.535$$

$$\text{AD} = 3.34$$

$$\% \text{ INUND FACTOR} = 82.0$$

$$\therefore \text{ADnuevo} = 3.48 \text{ ft}^2$$

De las tablas segmentales tenemos que para:

$$\frac{\text{AD}}{\text{AT}} = \frac{3.48 \text{ ft}^2}{15.90 \text{ ft}^2} = 0.2188 \qquad \Rightarrow \qquad \frac{H_1}{\text{DT}} = 0.2708$$

$$\therefore H_1 = 1.22 \text{ ft} = 14.64 \text{ pulg.}$$

$$\text{FPL} = \frac{12 * \text{DT} - 2 * H_1}{\text{NP}} = 24.72 \text{ pulg.}$$

$$\text{AA} = \text{AT} - \text{AD} = 12.42 \text{ ft}^2$$

$$\% \text{ INUND} = \frac{\text{Vcarga} + \text{GPM} * \text{FPL}/13000}{\text{AA} * \text{CAF}} * 100$$

donde: $V_{carga} = 2.02$
 $GPM = 500.25$
 $CAF = 0.319$
 $\therefore \% INUND = 75.00$

$$\% INUND BA = \frac{GPM}{VDb * AD} * 100$$

donde: $VDb = 182.5$
 $AD = 3.48$
 $\therefore \% INUND BA = 78.76$

20) Anchura de la trayectoria de flujo, - - - -
WFP (pulg).

$$WFP = AA * 144 / FPL$$

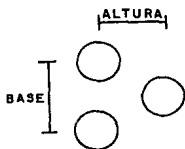
donde: $AA = 12.42$
 $FPL = 24.72$

$$\therefore WFP = 72.35 \text{ pulg.}$$

21) Número aproximado de válvulas en el plato.

El número de unidades que pueden colocarse den--

tro del área activa (NU) es el número de filas de válvu---
 las multiplicado por el número promedio de válvulas por --
 fila, corrigiendo por las válvulas que no pueden acomodarse
 a causa de la entrada de hombre (MANWAY).



Base: 3, 3.5, 4, 4.5 y 6 pulg.

Altura: 2.5 para todas las bases

Los canales de soporte son usualmente paralelas-
 al flujo de líquido en columnas sin viga de soporte, como-
 son las menores a 12 pies de diámetro. Restar 12 válvulas-
 por paso por pérdidas en la entrada de hombre si la longi-
 tud de la trayectoria de flujo es mayor que 43 pulgadas. -
 Los canales de soporte son perpendiculares al flujo de lí-
 quido en platos con viga soporte, restar 6 unidades por la
 entrada de hombre.

Con las siguientes ecuaciones se estima el núme-
 ro aproximado de válvulas en el plato:

- Con los canales de soporte paralelos al flujo de líquido.

$$\text{Número de filas} = \left(\frac{\text{FPL} - 8.5}{0.5 * \text{BASE}} + 1 \right) * \text{NP}$$

$$\frac{\text{Número de válvulas}}{\text{fila}} = \left(\frac{\text{WFP}}{5.75 * \text{NP}} - 0.8 \right) * \left(\frac{\text{No. vigas}}{\text{SOPORTE}} + 1 \right)$$

- Con los canales de soporte perpendiculares al flujo de líquido.

$$\text{Número de filas} = \left(\frac{\text{FPL} - 1.75 * \text{No. canales} - 6.0}{2.5} \right) * \text{NP}$$

$$\frac{\text{Número de válvulas}}{\text{fila}} = \left(\frac{\text{WFP}}{\text{Base} * \text{NP}} - 2 \right) * \left(\frac{\text{No. Vigas}}{\text{SOPORTE}} + 1 \right)$$

22) Para la columna no se requerirán vigas-soporte y por el diámetro de la columna los canales serán paralelos al flujo de líquido. Para permitir el acceso a través de la columna los platos tendrán entrada-hombre.

WFP = 72.35 pulg.

FPL = 24.72 pulg.

No. vigas/soporte = 0

Fijando una base = 3 pulg.

Número de filas = 11

Número de válvulas/fila = 12

No. válvulas = NU = 11 filas * 12 válvulas/fila

NU = 132 válvulas

Pero como existe entrada-hombre y la trayectoria de flujo es mayor que 43 pulgadas, se deberá restar 12 - - válvulas.

NU corregido = 132 - 12 = 120 válvulas.

23) Area perforada, Ah(ft²)

$$Ah = NU_{corr}/78.5 = 1.53 \text{ ft}^2$$

24) Evaluación del término, Vh²Dv/Dl

$$Vh = \frac{PCS \text{ vapor}}{Ah}$$

donde: Vh = velocidad del vapor a través del área perforada, ft/seg.

$$PCS_{vapor} = 29.44 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$Dv = 0.2995 \text{ Lb/ft}^3$$

$$Dl = 63.71 \text{ Lb/ft}^3$$

$$\therefore V_h = 19.24 \text{ ft/seg}$$

$$\text{y } V_h^2 D_v / D_l = 1.74 \text{ ft}^2 / \text{seg}^2$$

25) Selección del tipo de válvula.

Se utilizarán válvulas V - 1 de acero inoxidable calibre 16 en un plato de acero al carbón calibre 10.

| Calibre | espesor (pulgadas) |
|---------|--------------------|
| 16 | 0.060 |
| 10 | 0.134 |

26) Caída de presión del plato seco.

La caída de presión del plato seco para los platos de válvulas de los tipos más empleados V-1 y V-4, pueden obtenerse con las siguientes ecuaciones, el mayor valor -- aplica.

$$\Delta P_{\text{seco}}(1) = 1.35 * t_m * D_m / D_l + K_1 * V_h^2 D_v / D_l$$

$$\Delta P_{\text{seco}}(2) = K_2 * V_h^2 D_v / D_l$$

Si el mayor de los valores se obtiene de la ecuación $\Delta P_{\text{seco}}(1)$ las válvulas están parcialmente abiertas, -- si es de la ecuación $\Delta P_{\text{seco}}(2)$ todas las válvulas están -- abiertas.

donde: ΔP_{seco} = Pulgadas de líquido
 t_m = Espesor de la válvula, pulgadas.
 D_m = Densidad del metal de la válvula, Lb/ft^3
 K_1 K_2 = Coef. de las ecuaciones de caída de presión

COEFICIENTES DE CAIDA DE PRESION

| | | K_2 para platos con espesor | | | |
|-----------------|-------|-------------------------------|--------|--------|---------------|
| Tipo de válvula | K_1 | 0.074" | 0.104" | 0.134" | 0.25" |
| V - 1 | 0.2 | 1.05 | 0.92 | 0.82 | 0.58 |
| V - 4 | 0.1 | 0.50 | 0.50 | 0.50 | No disponible |

entonces, $t_m = 0.060$ pulg y $D_m = 510 \text{ Lb/ft}^3$ para acero - -
 Inoxidable.

para V - 1: $K_1 = 0.2$

para V - 1 y espesor = 0.134 pulg: $K_2 = 0.82$

$$\therefore \Delta P_{\text{seco}} (1) = 0.996$$

$$\Delta P_{\text{seco}} (2) = 1.427$$

Entonces todas las válvulas estarán abiertas y -
 $\Delta P_{\text{seco}} = 1.427$ pulgadas de líquido.

27) Caída de presión total del plato.

Se calcula de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{seco}} + 0.4 * (\text{GPM}/L_{wi})^{2/3} + 0.4 * h_w$$

donde: ΔP = Caída de presión total, pulgadas de líquido

L_{wi} = Longitud del derramadero, pulgadas

h_w = Altura del derramadero, pulgadas.

Para la mayoría de los servicios se emplean derramaderos con 2 pulgadas de altura. La longitud del derramadero se obtiene de la siguiente manera:

De las tablas segmentales tenemos que para:

$$\frac{AD}{AT} = \frac{3.48 \text{ ft}^2}{15.90 \text{ ft}^2} = 0.2188 \qquad \frac{L_{wi}}{DT} = 0.8890$$

$$\therefore L_{wi} = 4.0 \text{ ft} = 48 \text{ pulgadas}$$

entonces con: $\Delta P_{\text{seco}} = 1.427$

$$\text{GPM} = 500.25$$

$$h_w = 2$$

$$L_{wi} = 48$$

$$\therefore \Delta P = 4.13 \text{ pulg. líquido}$$

$$\Delta P \text{ psi} = AP * D1/1728 = 0.15 \text{ Lb/in}^2$$

$$\Delta P \text{ mmHg} = AP * D1/33.3 = 7.91 \text{ mmHg}$$

28) Carga pérdida bajo la bajante, Hud
(pulg. líquido)

Para evaluar la velocidad del líquido bajo la bajante se empleará el área más restringida del fondo de ésta. Esta área se denomina Aud y se establece comúnmente fijando el claro bajo la bajante como 0.5 pulgadas menos que la altura del derramadero de salida.

$$Hud = 0.65 * (Vud)^2 = 0.65 * (PCSliq/Aud)^2$$

donde: Vud = Velocidad del líquido bajo la bajante, ft/seg.

Aud = Area bajo la bajante, ft²

PCSliq = 1.114 ft³/seg.

$$Aud = Lw1 * claro$$

donde: Lw1 = 48 pulg.

claro = 1.5 pulg.

$$Aud = 72 \text{ pulg}^2 = 0.5 \text{ ft}^2$$

$$Hud = 3.22 \text{ pulg. líquido}$$

29) Retención de líquido en la bajante.

La retención en la bajante no debe exceder al -- 40% del espaciamiento entre los platos, para sistemas condensadores del vapor mayores a 3 Lb/ft³, 50% para densidades de vapor entre 1 y 3 Lb/ft³ y 60% para densidades del vapor menores a 1 Lb/ft³. De lo contrario las bajantes serán incapaces de manejar los flujos de líquido y la columna se inundará.

$$Hdc = h_w + 0.4 * (GPM/LwI)^{2/3} + (AP + Hud) * (Dl / (Dl - Dv))$$

donde: Hdc = Altura del líquido retenido en la bajante, pulg.

$$h_w = 2 \text{ pulg.}$$

$$GPM = 500.25$$

$$LwI = 48 \text{ pulg.}$$

$$AP = 4.13 \text{ pulg. líquido}$$

$$Hud = 3.22 \text{ pulg. líquido}$$

$$Dl = 63.71 \text{ Lb/ft}^3$$

$$Dv = 0.2995 \text{ Lb/ft}^3$$

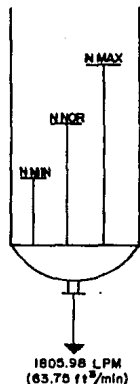
$$\therefore Hdc = 11.29 \text{ pulg.}$$

TS = 30 pulg. y como Dv = 0.2995 Lb/ft³, entonces:

$$11.29 \text{ pulg} / 30 \text{ pulg.} * 100 = 37.63\% < 60\%$$

Entonces las bajantes serán capaces de manejar los flujos de líquido sin que la columna se inunde.

30) Cálculo de los niveles en la columna



- Nivel máximo: 3 minutos (a --- partir del nivel mínimo).
- Nivel normal: 60% entre nivel - máximo y mínimo.
- Nivel mínimo: 6 pulg arriba de- la línea de tangencia.

$$DT = 4.5 \text{ ft} = 54 \text{ pulg (1372 mm)}$$

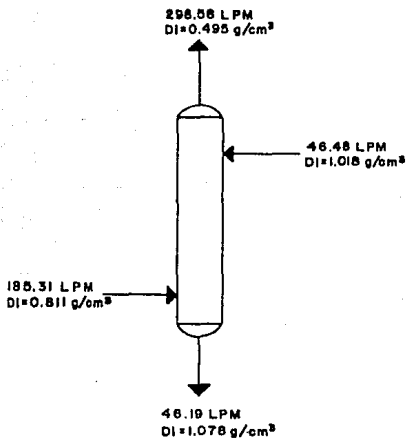
$$AT = 15.90 \text{ ft}^2$$

$$\text{Por lo tanto: } N.\text{MAX} = 3819 \text{ mm (150.3 pulg)}$$

$$N.\text{MIN} = 152 \text{ mm (6 pulg)}$$

$$N.\text{NOR} = 2200 \text{ mm (86.6 pulg)}$$

11.2. CONTACTOR DE HIDROCARBUROS TC - 102.



1) Características de Diseño.

De las bases de diseño se tiene que:

Máxima carga permisible:

$34.2 \text{ m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$ ($840 \text{ gal}/\text{h}\cdot\text{ft}^2$)

Tipo de anillos: Anillos raschig de cerámica.

Altura de la columna de empaque:

10.67 metros (35ft)

2) Cálculo del diámetro de la columna.

2.1.) Sección superior.

LPM HC dulces + LPM DEA Pobre = LPM Domo

LPM Domo = 345.06

Gal/h Domo = 5460.2

$$A_s = \frac{\text{Gal/h Domo}}{840 \text{ gal/h-ft}^2} = 6.52 \text{ ft}^2$$

$$D_s = (A_s/0.7854)^{1/2} = 2.88 \text{ ft}$$

$$\therefore D_s = 3.0 \text{ ft}$$

2.2) Sección inferior.

LPM HC amargos + LPM DEA Rica = LPM Fondo

LPM Fondo = 231.5

Gal/h Fondo = 3669.6

$$A_s = \frac{\text{Gal/h Fondo}}{840 \text{ gal/h-ft}^2} = 4.37 \text{ ft}^2$$

$$D_s = (A_s/0.7854)^{1/2} = 2.35 \text{ ft}$$

$$\therefore D_s = 2.5 \text{ ft}$$

La columna se diseña con el diámetro más grande,
entonces.

$$DT = 3.0 \text{ ft (915 mm)}$$

3) Selección del diámetro del empaque.

Para el empaque Raschig se recomienda que:

$$\frac{\text{diámetro empaque}}{\text{diámetro columna}} \leq \frac{1}{30} \quad (0.0333)$$

Siendo el diámetro de la columna de 3 ft (36 pulg) se tiene.

- Para $d = 1.5$ pulg de diámetro de empaque:

$$\frac{1.5 \text{ pulg}}{36 \text{ pulg}} = 0.0416 > 0.0333$$

- Para $d = 1.0$ pulg. de diámetro de empaque:

$$\frac{1.0 \text{ pulg.}}{36 \text{ pulg}} = 0.02777 < 0.0333$$

∴ El diámetro del empaque será de 1 pulg.
(25.4 mm).

4) Cálculo del número de camas de empaque.

Cuando se emplean anillos raschig se recomienda colocar un colector redistribuidor cada 2.5 veces el diámetro de la columna o cada 6.1 m (20ft), aplicando el va-

lor que resulte menor.

$$2.5 * DT = 7.5 \text{ ft} < 20 \text{ ft}$$

$$\therefore \text{Altura de la cama} = 7.5 \text{ ft}$$

$$\text{No. camas} = \frac{\text{Altura total de empaque}}{\text{Altura de la cama}} = 4.66$$

Cuando el número de camas calculado resulte fraccionario, se toma el número entero inmediato superior.

Pero en nuestro caso no podemos modificar la altura total de empaque, por lo que se modificara la altura de la cama, quedándonos de la siguiente forma:

$$\text{Altura de la cama} = 7 \text{ ft (2134 mm)}$$

$$\text{No. de camas} = 5$$

$$\text{Altura total de empaque} = 35 \text{ ft (10670 mm)}$$

5) Localización de los internos de la columna.

El distribuidor de DEA pobre se colocará a - - - 1 ft (305 mm) del plato de retención y el distribuidor de hidrocarburos líquidos amargos a 1 ft (305 mm) por encima del soporte de empaque.

El soporte de empaque se localizará a - - - - -
5 ft (1525 mm) de la línea de tangencia inferior y el plato
de retención a 10 ft (3050 mm) de la línea de tangencia
superior.

6) Niveles.

Del plato de retención al nivel mínimo de interfase, - - -
1 ft (305 mm).

Del plato de retención a la alarma de bajo nivel, - - - - -
1.5 ft (457 mm).

Del plato de retención al nivel normal de interfase, - - -
4 ft (1219 mm).

Del nivel normal de interfase al nivel máximo de interfase
3 ft (914 mm).

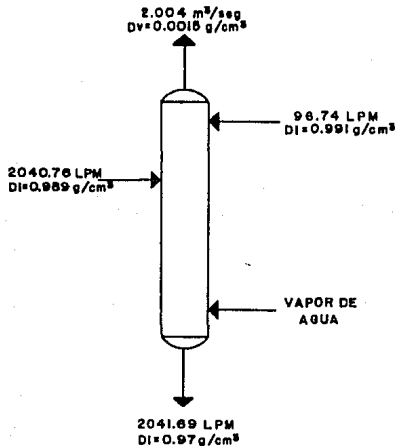
Del nivel normal de interfase a la alarma de alto nivel, -
2 ft (610 mm).

De la línea de tangencia superior a nivel máximo de Inter-
fase, 3 ft (914 mm).

7) Caída de presión.

Generalmente la caída de presión para el diseño-
de la columna varía de 0.25 a 0.5 pulg. de H_2O/ft de altu-
ra de empaque.

II.3. REACTIVADOR DE DEA TC - 103



1) Cálculo del vapor de agua.

$$Q_{\text{reh}} = 8,208,013,989 \text{ Cal/h}$$

$$\text{vap agua (a } 121.1^\circ\text{C)} = 524,537.5 \text{ Cal/Kg (945 BTU/Lb)}$$

$$Q_{\text{reh}} = \text{Magua} * \text{vap agua}$$

$$\therefore \text{Magua} = 15648.1 \text{ Kg/h}$$

Su densidad a 121.1°C es de 0.0012 g/cm³

$$. \text{ , m}^3/\text{seg} = 3.62$$

2) Seleccionando los flujos críticos para el diseño hidráulico, tenemos:

Líquido: 2041.69 LPM (539.43 GPM)

$$Dl = 0.97 \text{ g/cm}^3 \text{ (60.53 Lb/ft}^3\text{)}$$

Vapor: 3.62 m³/seg (127.86 ft³/seg)

$$Dv = 0.0012 \text{ g/cm}^3 \text{ (0.0728 Lb/ft}^3\text{)}$$

3) Tipo de unidades de contacto: platos del tipo válvula.

4) A continuación se presentan los resultados -- obtenidos del diseño. El método fué el mismo que se utilizó para el Absorbedor de Gas Acido TC - 101.

| | |
|---|-----------------------|
| Diámetro de la columna, DI | 5.5 ft (1676 mm) |
| Area de la columna, AI | 23.76 ft ² |
| Area Total de bajantes, AD | 3.16 ft ² |
| Número de pasos, NP | 1 |
| Ancho de la bajante, H ₁ | 12.6 pulg. |
| Longitud de la trayectoria de flujo, FPL. | 40.8 pulg. |

| | |
|---|---------------------------------|
| Porcentaje de inundación, % INUND | 74.36 |
| Porcentaje de inundación en bajantes, % INUND BA | 78.06 |
| Número apróx.de válvulas en el plato | 252 |
| Tipo de válvulas | V-1, calibre 16 |
| Material de la válvula | Acero inoxidable |
| Material del plato y calibre | Acero al carbón, calibre 10. |
| Caída de presión en el plato | 0.15 psi. 7.81 mmHg |
| Espacimiento entre platos, TS | 30 pulg. |

Niveles:

| | |
|----------------------|--------------------|
| Máximo (5 minutos). | 188 pulg (4770 mm) |
| Alarma de alto nivel | 151 pulg (3846 mm) |
| Normal | 115 pulg (2923 mm) |
| Alarma de bajo nivel | 52 pulg (1307 mm) |
| Mínimo | 6 pulg (152 mm) |

11.4 SEPARADOR DE DEA TA - 101

Para el diseño de este recipiente se considerará que la cantidad de solución de DEA arrastrada sea el 10% de la solución de DEA Pobre que entra al Contactor de Hidrocarburos TC-102. La metodología de cálculo será para un recipiente separador líquido - líquido.

- Fase ligera: Hidrocarburos líquidos dulces.

flujo = 8868 Kg/h $D_l = 0.495 \text{ g/cm}^3$ $M_l = 0.131 \text{ cp}$

- Fase pesada: Solución de DEA arrastrada.

flujo = 283.9 Kg/h $D_p = 1.018 \text{ g/cm}^3$ $M_p = 0.345 \text{ cp}$

$PCM_l = 10.54 \text{ ft}^3/\text{min}$ $PCM_p = 0.164 \text{ ft}^3/\text{min}$

Presión = 275 psig (19.3 Kg/cm²man)

Temperatura = 110°F (43.3°C)

1) Cálculo del diámetro del recipiente considerando únicamente la fase ligera.

$$D = 14 * (PCM_l * \theta_{r1/R})^{1/3}$$

donde: D = diámetro del recipiente, pulg.

PCM_l = Flujo volumétrico de la fase ligera, ---
 ft^3/min .

θ_{r1} = tiempo de residencia de la fase ligera, min.

R = relación L/D

El θ_{r1} recomendado para este servicio es de 3 a 5 min, entonces tomamos 4 minutos.

De acuerdo a la presión (101-300 psig) se recomienda una relación L/D = 4.

$D = 30.69 \text{ pulg} = 2.56 \text{ ft}$
redondeando queda que $D = 3 \text{ ft}$

2) Cálculo del diámetro de la pierna.

Como el flujo de la fase pesada es muy pequeño, comparado con el de la fase ligera, se calculará el diámetro de la pierna del tanque, para observar si se hace uso de ella para la separación de las fases.

Considerando que el θ_{rp} entre los niveles máximo y mínimo sea de 5 minutos y la distancia recomendada entre los niveles de 18 pulgadas, se tiene que:

$$d = 47 * (PCMp * \theta_{rp} / (N_{max} - N_{min}))^{1/2}$$

donde: d = diametro de la pierna, pulg.

PCMp = flujo volumetrico de la fase pesada, ft^3/min

Orp = tiempo de residencia de la fase pesada, min

$N_{\text{max}} - N_{\text{min}}$ = altura entre nivel maximo y minimo, -
pulg.

$$\therefore d = 10.03 \text{ pulg} = 0.84 \text{ ft}$$

redondeando queda que $d = 1.0 \text{ ft}$

3) Criterio de seleccion del tipo de recipiente.

Si el diametro de la pierna cae dentro de los limites fijados a continuacion se hara uso de ella, pero si es mayor que el limite superior indicado, el recipiente requiere una mampara para separar las fases por decantacion, en lugar de la pierna.

D - diametro
del recipiente

d - diametro de
la pierna

$$\begin{array}{l} D < 4 \text{ ft} \\ 4 \text{ ft} \leq D \leq 8 \text{ ft} \\ D > 8 \text{ ft} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} 1 \text{ ft} \leq d \leq D/2 \\ 16 \text{ pulg} \leq d \leq D/2 \\ 2 \text{ ft} \leq d \leq D/3 \end{array}$$

Como el diametro de la pierna esta dentro de -- los limites, entonces se hara uso de la pierna para efectuar la separacion.

4) Cálculo de las velocidades de asentamiento -- para cada fase.

Se recomienda que la velocidad no exceda a 10 -- pulg/min, en caso de excederse, se toma éste último valor.

El cálculo de la velocidad se hace mediante la -- ecuación basada en la Ley de Stokes:

$$v = 13300 * dp^2 * (Dp - Dl) / Mc$$

donde: v = velocidad de asentamiento de la fase corres-- pondiente, pulg/min.

dp = diámetro de la partícula, pulg.

Dp = densidad de la fase pesada, Lb/ft³

Dl = densidad de la fase ligera, Lb/ft³

Mc = viscosidad de la fase de donde provenga, cp

En general se considera como normal un tamaño de partícula de 0.005 pulg y de acuerdo a lo señalado la ex-- presión se simplifica a:

$$v_l = (Dp - Dl) / (3 * Mp) \quad v_p = (Dp - Dl) / (3 * Ml)$$

donde: Dp = 1.018 g/cm³ = 63.52 Lb/f t³

$$Dl = 0.495 \text{ g/cm}^3 = 30.88 \text{ Lb/ft}^3$$

$$Mp = 0.345 \text{ cp}$$

$$Ml = 0.131 \text{ cp}$$

$$\therefore v_l = 31.54 \text{ pulg/min}$$

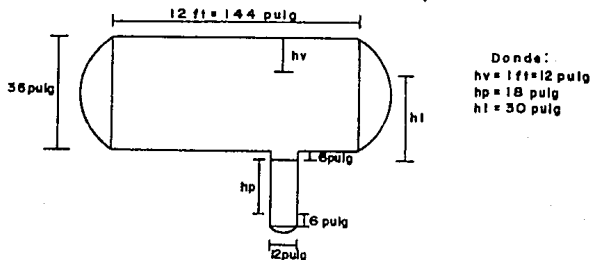
$$v_p = 83.05 \text{ pulg/min}$$

Entonces para las dos fases se tomará como velocidad de asentamiento 10/pulg/min.

5) Cálculo de los tiempos requeridos de asentamiento.

Cuando no existe un flujo de vapor se recomienda dejar un espacio para el vapor de 1ft.

Como $D = 3 \text{ ft}$ y $L/D = 4$ entonces $L = 12 \text{ ft}$



Donde:
 $h_v = 1 \text{ ft} = 12 \text{ pulg}$
 $h_p = 18 \text{ pulg}$
 $h_i = 30 \text{ pulg}$

$$t = \frac{\text{Altura disponible para asentamiento, } h}{\text{Velocidad de diseño para asentamiento, } v}$$

$$t_l = h_p / v_l = 1.8 \text{ min}$$

$$t_p = h_i / v_p = 3.0 \text{ min}$$

6) Cálculo del tiempo de residencia disponible para las fases.

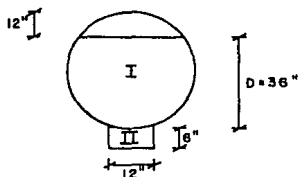
- Para la fase pesada:

$$\theta_{rp} = V_p / PCMP$$

$$V_p = 0.7854 * d^2 * h_p = 2035.8 \text{ pulg}^3 = 1.18 \text{ ft}^3$$

$$\therefore \theta_{rp} = 7.2 \text{ min.}$$

- Para la fase ligera:



de tablas segmentales para

$$\frac{H}{D} = \frac{12}{36} = 0.3333$$

$$\frac{Ah}{AT} = 0.2920$$

$$AT = 0.7854 * D^2 = 7.068 \text{ ft}^2$$

$$\therefore Ah = 2.064 \text{ ft}^2$$

$$A_I = AT - Ah = 5.004 \text{ ft}^2$$

$$V_I = A_I * L = 60.05 \text{ ft}^3$$

$$V_{II} = 0.7854 * d^2 * 6 \text{ pulg} = 678.6 \text{ pulg}^3 = 0.39 \text{ ft}^3$$

$$\therefore V_I = V_I + V_{II} = 60.44 \text{ ft}^3$$

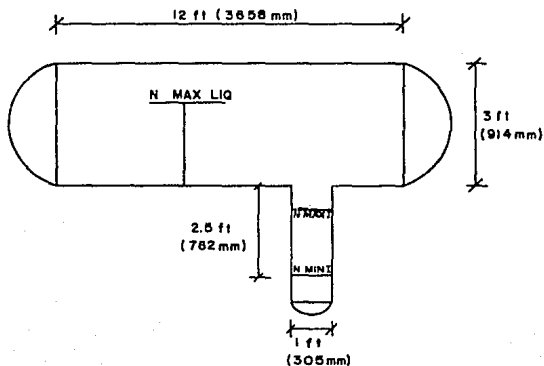
$$\theta_{r1} = 5.7 \text{ min.}$$

Comparando los tiempos requeridos de asentamiento con los disponibles se observa que:

$$\theta_{r1} > t_p \quad \text{y} \quad \theta_{rp} > t_l$$

Por lo cual las dimensiones son las adecuadas.

7) Dimensiones finales del recipiente.



NMAXI = 2 ft (610 mm)

NMINI = 0.5 ft (152 mm)

NMAX LIQ = 2.5 ft (762 mm)

II.5. SEPARADOR DE HIDROCARBUROS TA-102.

Para el diseño de este recipiente se considerará que la cantidad de hidrocarburos líquidos arrastrados sea el 10% de los hidrocarburos líquidos amargos que se alimentan al Contactor de Hidrocarburos TC-102, y que la cantidad de gas dulce arrastrada sea el 5% del gas amargo que se alimenta al Absorbedor de Gas Acido TC-101. La metodología de cálculo a seguir será para un recipiente separador-líquido-líquido-vapor.

- Fase vapor: Gas dulce de arrastre.

flujo = 722 Kg/h $D_v = 0.0048 \text{ g/cm}^3$

- Fase ligera: Hidrocarburos líquidos arrastrados

flujo = 902 Kg/h $D_l = 0.811 \text{ g/cm}^3$ $M_l = 0.215 \text{ cp}$

- Fase pesada: Solución de DEA Pobre

flujo = 121099 Kg/h $D_p = 1.019 \text{ g/cm}^3$ $M_p = 0.332 \text{ cp}$

De lo anterior se observa que el flujo de la fase pesada es mucho mayor al de la fase ligera, por lo cual no se puede hacer uso de una pierna para separar las fases sino que se empleará una mampara. El cálculo del diámetro del recipiente se hará considerando las fases ligera y pesada.

$PCMI = 0.65 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$\text{PCMv} = 88.49 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{PCMp} = 69.92 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{Presión} = 61 \text{ psig (4.3 Kg/cm}^2\text{man)}$$

$$\text{Temperatura} = 115.3^\circ\text{F (46.3}^\circ\text{C)}$$

1) Cálculo del diámetro del recipiente.

$$\text{PCM} = \text{PCM1} + \text{PCMp} = 70.57 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$D = 14 * (\text{PCM} * \theta_r/R)^{1/3}$$

donde: $\theta_r = 5 \text{ min}$, el valor recomendado para este servicio.

R = De acuerdo a la presión (menor a 100 psig) se recomienda $L/D = 3$

$$\therefore D = 68.6 \text{ pulg} = 5.71 \text{ ft}$$

redondeando queda que: $D = 6 \text{ ft}$

2) Estimación del espacio vapor requerido.

- Primero se calcula la velocidad de separación máxima permisible.

$$V_m = K * ((D1/Dv)-1)^{1/2}$$

donde: $V_m = \text{ft/seg}$
 $D_l = 50.61 \text{ Lb/ft}^3$
 $D_v = 0.2995 \text{ Lb/ft}^3$
 $K = \text{constante, de acuerdo al servicio vale } 0.2.$

$$\therefore V_m = 2.59 \text{ ft/seg.}$$

- Se considera como valor de diseño el 80% de la velocidad de separación máxima permisible.

$$\therefore V_d = 2.07 \text{ ft/seg}$$

- Se calcula el espacio vapor requerido

$$A_v = \text{PCM}_v / (V_d * 60) = 0.71 \text{ ft}^2$$

3) Cálculo del espacio vapor disponible.

El espacio vapor disponible será de $0.2 D$ ó 2ft como mínimo.

$$h_v = 0.2 * D = 1.2 \text{ ft} < 2\text{ft}$$

$$\therefore h_v = 2 \text{ ft}$$

De tablas segmentales se tiene que para:

$$\frac{h_v}{D} = \frac{2ft}{6ft} = 0.3333 \quad \Rightarrow \quad \frac{A_d}{A_T} = 0.2915$$

$$\therefore A_d = 0.2915 * 0.7854 * D^2 = 8.24 \text{ ft}^2$$

entonces A_d y A_v , por lo que las dimensiones son adecuadas.

4) Cálculo de las velocidades de asentamiento de las fases.

$$v_l = (D_p - D_l) / (3 * M_p)$$

$$v_p = (D_p - D_l) / (3 * M_l)$$

donde: $D_p = 63.58 \text{ Lb/ft}^3$

$$D_l = 50.61 \text{ Lb/ft}^3$$

$$M_p = 0.332 \text{ cp}$$

$$M_l = 0.214 \text{ cp}$$

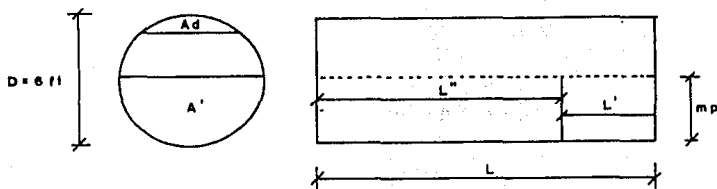
$$\therefore v_l = 13.02 \text{ pulg/min}$$

$$v_p = 20.11 \text{ pulg/min}$$

entonces para las dos fases se tomará una velocid

dad de asentamiento de 10 pulg/min.

5) Estimación de la longitud de la sección de --
acumulación de la fase ligera.



Como $L/D = 3$ entonces $L = 18\text{ft} = 216$ pulg.

Escogiendo $m_p = 3.5\text{ft} = 42$ pulg.

de las tablas segmentales se tiene que para

$$m_p/D = 0.5833$$

$$A'/AT = 0.6058$$

$$A' = 0.6058 * 0.7854 * D^2 = 17.13 \text{ ft}^3$$

$$V' = \theta_r * PCM1 = A' * L'$$

$$L' = \theta_r * PCM1/A'$$

donde: $\theta_r = 5$ min

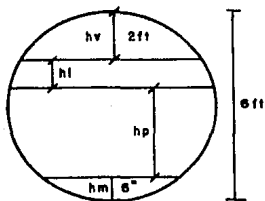
$$PCM1 = 0.65 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$L' = 0.19 \text{ ft} = 2.28 \text{ pulg}$$

Entonces dándole cuando menos $L' = 6 \text{ pulg} = 0.5 \text{ ft}$ ---
se tiene:

$$L'' = L - L' = 17.5 \text{ ft (5334 mm)}$$

6) Cálculo de los tiempos requeridos de asentamiento para cada fase.



Como la altura de la mamparas de 3.5 ft y es por donde va a decantar la fase ligera, entonces $h_p = 3 \text{ ft}$ y ---
 $h_l = 0.5 \text{ ft}$.

$$t_l = h_p / v_l = 3.6 \text{ min.}$$

$$t_p = h_l / v_p = 0.6 \text{ min.}$$

7) Cálculo de los tiempos de residencia disponibles para cada fase.

- Para la fase ligera.

De las tablas segmentales se tiene que para

$$(h_l + h_v) / D = 0.4166 \quad A_0 / A_t = 0.3942$$

$$A_l = A_0 - A_d$$

$$A1 = (0.3942 - 0.2915) * 0.7854 * D^2 = 2.90 \text{ft}^2$$

$$V1 = A1 * L'' = 50.75 \text{ft}^3$$

$$\theta_{r1} = V1/PCM1 = 78.08 \text{ min.}$$

- Para la fase pesada

De las tablas segmentales se tiene que para

$$hm/D = 0.0833 \quad \Rightarrow \quad Am/At = 0.0399$$

$$Ap = AT - A_0 - Am$$

$$Ap = (1 - 0.3942 - 0.0399) * 0.7854 * D^2 = 16.00 \text{ft}^2$$

$$Vp = Ap * L'' = 280 \text{ft}^3$$

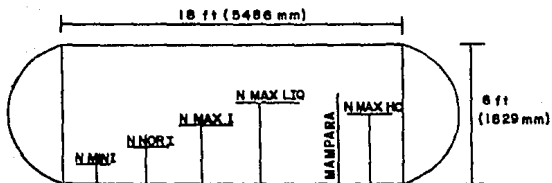
$$\theta_{rp} = Vp/PCMp = 4.00 \text{ min.}$$

Comparando los tiempos requeridos de asentamiento con los disponibles se observa que:

$$\theta_{r1} > t_p \quad \text{y} \quad \theta_{rp} > t_l$$

Por lo que las dimensiones son las adecuadas.

8) Dimensiones finales del recipiente:



$$N_{MINI} = 0.5 \text{ ft (152 mm)}$$

$$N_{MAXI} = 3.5 \text{ ft (1067 mm)}$$

$$N_{MAXLIQ} = 4.0 \text{ ft (1219 mm)}$$

$$N_{NORI} = 60\% \text{ entre } N_{MAXI} \text{ y } N_{MINI} = 2.3 \text{ ft (701 mm)}$$

$$N_{MAX HC} = 3.0 \text{ ft (914 mm)}$$

11.6 ACUMULADOR DE REFLUJO TA-103

Para el diseño de este recipiente se tomaron los siguientes flujos y se siguió el método aplicado para el diseño del Separador de Hidrocarburos TA-102. Este recipiente será un separador líquido-vapor con malla separadora de arrastre.

- Fase vapor: Gas Acido

flujo = 5071,4 Kg/h $D_v = 0.0016 \text{ g/cm}^3$

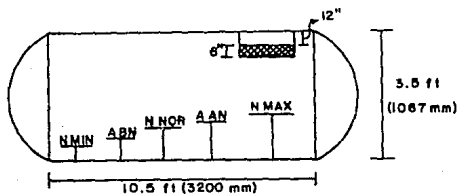
- Fase Líquida: Agua

flujo = 5752.3 Kg/h $D_l = 0991 \text{ g/cm}^3$ $Ml=0.25cr$

Presión = 15 psig (1.05 Kg/cm²man)

Temperatura = 110°F (43,3°C)

Los resultados finales del diseño del recipiente son los siguientes:



NMAX = 1.5 ft (457 mm)
NMIN = 0.5 ft (152 mm)
NNOR = 1.1 ft (335 mm)
AAN = 1.3 ft (396 mm)
ABN = 0.75 ft (229 mm)

11.7 ACUMULADOR DE CARGA TA - 201

La metodología de cálculo utilizada será para un recipiente acumulador. El flujo que se utilizará para el - diseño es:

- Fase líquida : Hidrocarburos líquidos

$$\text{flujo} = 18800.8 \text{ Kg/h} \quad D1 = 0.471 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Presión} = 255 \text{ psig (17.9 Kg/cm}^2\text{man)}$$

$$\text{Temperatura} = 100^\circ\text{F (38}^\circ\text{C)}$$

$$\text{PCMI} = 23.48 \text{ ft}^3\text{/min}$$

1) Cálculo del diámetro del recipiente.

$$D = 14 * (\text{PCMI} * \theta_r / R)^{1/3}$$

De acuerdo a la presión la R(L/D) recomendada es de 4 y el θ_r de acuerdo al servicio es de 15 minutos.

$$\therefore D = 62.30 \text{ pulg.}$$

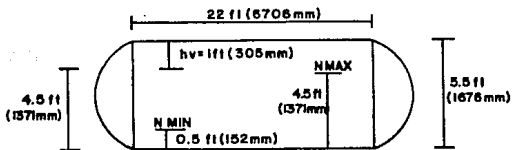
redondeando queda que $D = 5.5 \text{ ft}$

2) Cálculo del espacio vapor.

Para tanques sin malla se recomienda un $h_v = 1 \text{ ft}$ como mínimo. Entonces fijamos $h_v = 1 \text{ ft}$

3) Dimensionamiento del tanque.

Como la $L/D = 4$, entonces $L = 22 \text{ ft}$



4) Cálculo del tiempo disponible entre los niveles máximo y mínimo.

De las tablas segmentales se tiene que para

$$\frac{H_1}{D} = \frac{4.5}{5.5} = 0.8182 \quad \Rightarrow \quad \frac{Ad_1}{At} = 0.8756$$

$$\frac{H_2}{D} = \frac{0.5}{5.5} = 0.0909 \quad \Rightarrow \quad \frac{Ad_2}{At} = 0.0453$$

$$A = (0.8756 - 0.0453) * 0.7854 * D^2 = 19.73 \text{ ft}^2$$

$$\theta_{rd} = A * L/PCM1 = 18.48 \text{ min.}$$

Comparando los tiempos se tiene que

$$\theta_{rd} > \theta_r$$

Por lo que las dimensiones son las adecuadas.

5) Niveles.

$$NMAX = 4.5 \text{ ft (1371 mm)}$$

$$NMIN = 0.5 \text{ ft (152 mm)}$$

$$NNOR = 60\% \text{ entre NMAX y NMIN} = 2.9 \text{ ft (884 mm)}$$

$$AAN = 80\% \text{ entre NMAX y NMIN} = 3.7 \text{ ft (1128 mm)}$$

$$ABN = 25\% \text{ entre NMAX y NMIN} = 1.5 \text{ ft (457 mm)}$$

11.8 SEPARADOR DE HIDROCARBUROS DULCES TA - 202

Para el diseño de este recipiente se tomaron los siguientes flujos y se siguió el método aplicado para el diseño del separador de Hidrocarburos TA-102.

- Fase pesada: solución acuosa.

flujo = 9686.1 Kg/h $D_p = 1.21 \text{ g/cm}^3$ $M_p = 1.60 \text{ cp}$

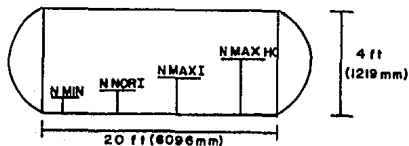
- Fase ligera: hidrocarburos líquidos

flujo = 18770.5 Kg/h $D_l = 0.485 \text{ g/cm}^3$ $M_l = 0.156 \text{ cp}$

Presión = 469 psig (33 Kg/cm²man)

Temperatura = 100°F (38°C)

Los resultados finales del recipiente son los siguientes:



NMIN = 0.5 ft (152 mm)

NNORI = 0.8 ft (244 mm)

NMAXI = 1.0 ft (305 mm)

NMAX HC = 3.0 ft (914 mm)

II.9 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE DEA TB - 101

Este equipo es un tanque atmosférico, el cual va a almacenar la solución de DEA que se va a alimentar a la Planta y así mismo almacenará la solución de DEA total de la Planta cuando ésta se encuentre en mantenimiento.

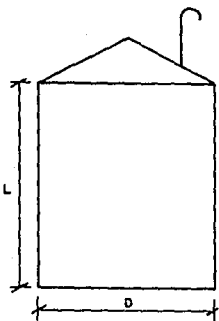
Del cálculo del volumen total de solución de DEA realizado en las memorias de cálculo de los servicios auxiliares en el punto III.4 (1) se tiene:

$$V_t = 72.5 \text{ m}^3$$

- Calculando el volumen (Vg) que ocupa la solución entre el 25% y 88% del tanque se tiene:

$$V_g = V_t / 0.63 = 115.08 \text{ m}^3$$

- Para las siguientes dimensiones se tiene:



$$D = 4.877 \text{ m (16ft)}$$

$$L = 6.705 \text{ m (22ft)}$$

$$\therefore V = 0.7854 * D^2 * L = 125.3 \text{ m}^3$$

$$A = 0.7854 * 18.7 \text{ m}^2$$

- Calculando la altura a nivel máximo de líquido

$$h_{nmax} = (V_t + 0.25 V_t) / A$$

Donde $0.25 V_t$ representa el volumen ocupado a nivel normal

$$\text{donde: } V_t = 72.5 \text{ m}^3$$

$$A = 18.7 \text{ m}^2$$

$$\therefore h_{nmax} = 4.85 \text{ m (15.9 ft)}$$

- Calculando la altura a nivel normal de líquido

$$h_{nnor} = 0.25 V_t / A = 0.97 \text{ m (3.2 ft)}$$

- Se considerará un colchón de kerosina de ---
0.152 m (6 pulg) por encima del nivel máximo para evitar -
que la solución de DEA se oxide por el contacto con el - -
aire.

- La altura a nivel mínima se fijará de
0.305 m (1 ft)

II.10 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE INHIBIDOR

TB - 102 Y DE ANTIESPUMANTE TB - 103

Los dos tanques de Almacenamiento van a ser iguales. Estos no serán dimensionados, puesto que se puede utilizar como tanque de Almacenamiento el tambor de 200 litros en que vienen disponibles el inhibidor de corrosión y el antiespumante. Por lo cual, con el volumen considerado, el Tanque de Almacenamiento de Inhibidor TB-102 tendrá líquido suficiente para suministrar al sistema durante 1 mes aproximadamente, y el Tanque de Almacenamiento de antiespumante TB-103 tendrá líquido para suministrar durante 6 meses aproximadamente.

Las modificaciones necesarias se harán por lo tanto a los tambores de 200 litros. Para más detalles dirigirse a las hojas de datos correspondientes.

II.11. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE SOSA
CAUSTICA TB - 201.

Este equipo es un tanque atmosférico, el cual va a almacenar la solución de Sosa Caústica que se va a alimentar al sistema, cada vez que la solución en el circuito tenga que reponerse.

Del cálculo del volumen total de solución de sosa caústica realizado en el punto III.4.(6) en las memorias de cálculo de los servicios auxiliares se tiene:

$$V_t = 1.14 \text{ m}^3$$

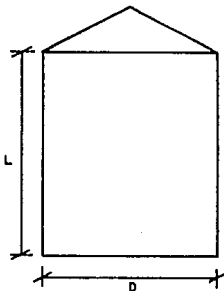
- Calculando el volumen (V_g) que ocupa la solución entre el 25% y 88% del tanque se tiene:

$$V_g = V_t / 0.63 = 1.81 \text{ m}^3$$

- Para las siguientes dimensiones se tiene:

$$D = 1.219 \text{ m (4ft)}$$

$$L = 1.676 \text{ m (5.5 ft)}$$



$$\therefore V = 0.7854 * D^2 * L = 1.95 \text{ m}^3$$

$$A = 0.7854 * D^2 = 1.48 \text{ m}^2$$

- Cálculo de la altura a nivel máximo de líquido

$$h_{nmax} = (V_t + 0.25 V_t) / A$$

donde: $V_t = 1.81 \text{ m}^3$

$$A = 1.48 \text{ m}^2$$

$$\therefore h_{nmax} = 1.53 \text{ m (5ft)}$$

- Cálculo de la altura a nivel normal de líquido

$$h_{nnor} = 0.25 V_t / A = 0.305 \text{ m (1ft)}$$

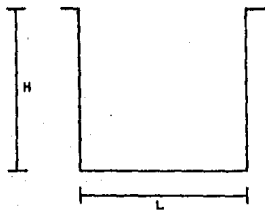
- La altura a nivel mínimo se fijará de

$$0.152 \text{ m (0.5 ft)}$$

II.12. FOSA DE DEA TS - 101

La preparación de la solución de DEA se lleva --
a cabo en una fosa de 4m^3 para luego enviarse al tanque --
de almacenamiento.

Las dimensiones de la fosa son las siguientes:



$$L = 1,5 \text{ m (4,9 ft)}$$

$$H = 1,8 \text{ m (5,9 ft)}$$

II.13. CONTACTOR ESTÁTICO CS - 201

Los flujos a mezclar son los siguientes:

- Hidrocarburos líquidos.

flujo = 18800.8 Kg/h $Dl = 0.471 \text{ g/cm}^3$ $Ml = 0.162 \text{ cp}$

- Solución acuosa.

flujo = 9655.8 Kg/h $Dp = 1.21 \text{ g/cm}^3$ $Mp = 1.60 \text{ cp}$

El dimensionamiento de este tipo de equipo generalmente se realiza a partir de la información disponible de fabricantes, puesto que no se cuenta con la tecnología necesaria para su diseño.

Utilizando la información disponible en el manual de Koch para Contactores Estáticos se realiza el dimensionamiento del equipo.

Como primer paso, se escogera el tipo de elemento de mezclado que más nos convenga para nuestro servicio; el tipo de elemento elegido es el SMV para flujo turbulento y el cual se muestra en la figura 1.9.a.

El diámetro del Contactor Estático va a ser -- igual al diámetro de la tubería, debido a que es la forma -



Fig.1.9.a ELEMENTO DE MEZCLADO SMV

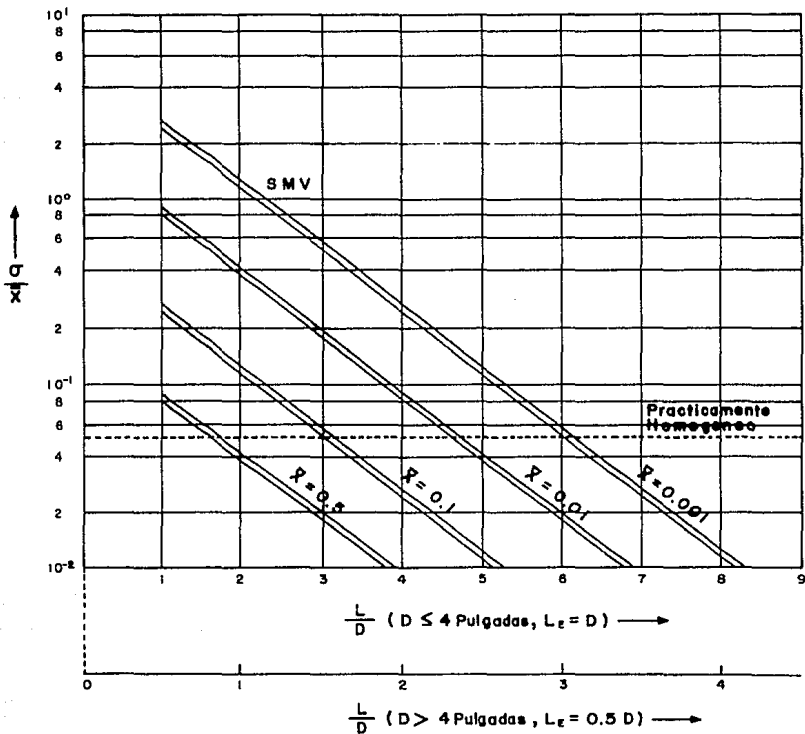


Fig.1.9.b Homogeneidad como una función de la longitud de mezclado en flujo turbulento.

más usual de dimensionar esta clase de equipo.

A continuación se desarrolla la metodología de cálculo que se sugiere en el manual de Koch, para el dimensionamiento de este equipo:

1) Cálculo de la relación de flujos volumétricos \bar{X} .

- Hidrocarburos líquidos: $PCMl = 23.48 \text{ ft}^3/\text{min}$
- Solución acuosa: $PCMp = 4.69 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$\bar{X} = \frac{PCMp}{PCMp + PCMl} = 0.17$$

2) Cálculo del diámetro del Contactador Estático.

$$\text{flujo total} = 28.17 \text{ ft}^3/\text{min} = 0.469 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Con una velocidad recomendada de 6 ft/seg se tiene

$$A = \text{flujo/velocidad} = 0.078 \text{ ft}^2$$

$$D = (A/0.7854)^{1/2} = 0.315 \text{ ft} = 3.78 \text{ pulg}$$

$$\text{redondeando: } D = 4 \text{ pulg}$$

Al cual le corresponde una área de 0.0872 ft^2

y una velocidad de 5.4 ft/seg, la cual es adecuada para el servicio.

3) De la figura 1.9.b, con $\bar{X} = 0.17$ y con la línea de flujo prácticamente homogéneo, en la abscisa se tiene que para $D \leq 4$ pulg: $L/D = 3$

Por lo tanto la longitud de los elementos de mezclado será de $L = 12$ pulg.

4) Cálculo del Número de Reynolds.

$$D_{\text{mezcla}} = 0.722 \text{ g/cm}^3 = 45.04 \text{ Lb/ft}^3$$

$$M_{\text{mezcla}} = 0.65 \text{ cp} = 0.000044 \text{ Lb/ft seg}$$

$$Re = D * V * D_{\text{mezcla}} / M_{\text{mezcla}}$$

$$Re = 182,412 \text{ (Turbulento)}$$

5) De la figura 1.10 se tiene que con $v = 5.4$ -- ft/seg y con el número de Reynold, el número de elementos de mezclado es de $n = 2.3$; pero como este número no puede ser fraccionario, entonces $n=3$, con lo cual aseguramos mejor el mezclado de las corrientes.

Como la longitud de los elementos de mezclado -- va a ser igual al diámetro de los mismos, entonces la longitud será la adecuada para colocar los 3 elementos de -- mezclado. Cada uno de los elementos estará girado 90° con respecto al anterior.

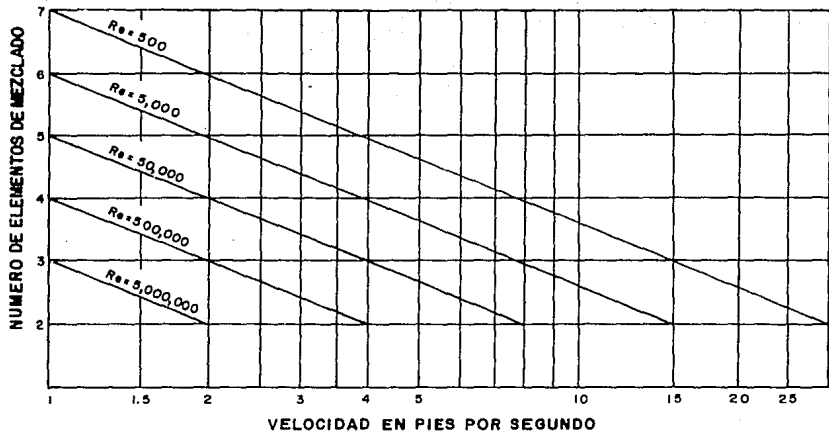


Fig. 1.10 Cálculo del número de elementos de mezclado.

6) Caída de presión.

$$\Delta P(\text{psi}) = 0.009 * (n-1) * Q^2 * S_{\text{mezcla}} * M_{\text{mezcla}}^{0.1} / D^4$$

donde: $n = 3$

$Q = 210.49 \text{ GPM}$

$S_{\text{mezcla}} = 0.72$

$M_{\text{mezcla}} = 0.65 \text{ cp}$

$D = 4 \text{ pulg.}$

$$\therefore \Delta P = 2.15 \text{ psi}$$

11.14 PRIMER FILTRO DE DEA POBRE FI - 101

| | |
|-------------------|---|
| Tipo de filtro: | filtro de canasta |
| Fluido a filtrar: | Solución de DEA Pobre |
| Flujo: | 118826.9 Kg/h 1941.6 LPM (513.0 GPM) |
| Densidad: | 1.020 g/cm ³ |
| Temperatura: | 43,3 °C (110°F) |
| Presión: | 9.5 Kg/cm ² man (135 psig) |

También para este tipo de equipos, su dimensionamiento se realiza a partir de información y criterios disponibles de fabricantes.

1) La velocidad recomendada por el fabricante a través de la malla filtrante es de 0.305 m/seg (1ft/seg).

2) Cálculo del área de filtración requerida.

$A = \text{flujo/velocidad}$

donde: flujo = 1.143 ft³/seg

velocidad = 1 ft/seg

∴ $A = 1.143 \text{ ft}^2$

3) Empleando una malla del fabricante Johnson --
se tiene que para:

Tipo de alambre: 63
espesor de alambre: 0.06 pulg
Tamaño de la ranura entre alambre: 0.001 pulg.

$$\% \text{Area abierta} = \frac{\text{tamaño de ranura} * 100}{\text{tamaño de ranura} + \text{espesor del alambre}}$$

% Area abierta = 1.64
Area abierta = 0.0164

| | | |
|----------|-----------------------|--------|
| Entonces | 1.143 ft ² | 0.0164 |
| | Area total | 1 |

$$\therefore \text{Area total} = 69.7 \text{ ft}^2$$

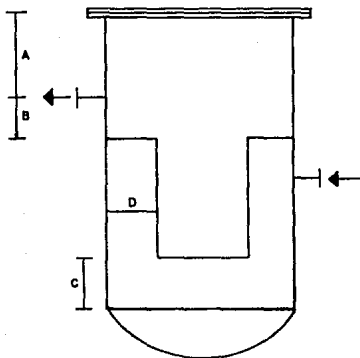
4) Tomando una L/D recomendada de 1.5 para la --
canasta tenemos:

$$\begin{aligned} A_t &= 3.1416 * D * L \\ A_t &= 3.1416 * 1.5 * D^2 \end{aligned}$$

Despejando D y calculandolo tenemos que
D = 3.84 ft

redondeando queda que $D = 4$ ft y $L = 6$ ft

5) A continuación se presentan las dimensiones típicas en este tipo de filtros.



$A = 1$ a 3 veces el diámetro de la boquilla de --
descarga.

$B = 0.5$ a 1.3 veces el diámetro de la boquilla -
de descarga.

$C = 2$ a 4 pulg.

$D = 4$ a 6 pulg.

6) Cálculo de la boquilla de descarga.

flujo = 1.143 ft³/seg

velocidad recomendada = 6 ft/seg

Sección = S = flujo/velocidad = 0.19 ft²

al cual le corresponde un diámetro de:

ds = 6 pulg.

7) Las dimensiones finales del filtro de canas--
ta son:

| | |
|-------------------|------------------|
| Diámetro canasta | 4 ft (1219 mm) |
| Altura canasta | 6 ft (1829 mm) |
| A | 1 ft (305 mm) |
| B | 0.85 ft (259 mm) |
| C | 0.25 ft (76 mm) |
| D | 0.50 ft (152 mm) |
| Diámetro filtro | 5 ft (1524 mm) |
| Altura del filtro | 9.1 ft (2774 mm) |

II.15. SEGUNDO FILTRO DE DEA POBRE F1 - 102

| | |
|-------------------|--|
| Tipo de filtro: | filtro de carbón activado |
| Fluido a filtrar: | solución de DEA Pobre |
| Flujo: | 23765.4 Kg/h 388.32 LPM (103 GPM) |
| Densidad: | 1.020 g/cm ³ |
| Viscosidad: | 0.35 cp |
| Temperatura: | 43.3°C (110°F) |
| Presión | 9.15 Kg/cm ² man (130 psig) |

1) La velocidad recomendada por el fabricante para el dimensionamiento de este tipo de filtros es de 2 a 15 GPM/ft². La altura de cama mínima recomendable es de 3.05 m (10ft).

2) Se emplearán dos filtros en paralelo diseñándose para el flujo total, ya que en la etapa de mantenimiento, un solo filtro manejará todo el flujo.

$$3) A = 0.7854 * D^2 = \text{flujo/vel.}$$

$$\therefore \text{Vel} = 103 \text{ GPM}/(0.7854 * D^2)$$

4) Se va a tomar una altura de cama de 10 ft

5) Cálculo de la caída de presión.

$$h_f = \frac{K * M * V_s * L}{g} * \frac{1}{(d_{50})^2}$$

donde: h_f = caída de presión, ft de H₂O.

K = constante = 550

M = viscosidad cinemática, ft²/seg.

V_s = velocidad superficial, ft/seg

L = altura de la cama

d_{50} = diámetro medio de la partícula filtrante, ft

g = 32.2 ft/seg²

Para el medio filtrante, carbón activado de - - -

8 X 30 mesh (2.38 mm X 0.6 mm), se tiene que - - - - -

$d_{50} = 1.55 \text{ mm} = 5.08 \times 10^{-3} \text{ ft.}$

$L = 10 \text{ ft}$

$$M = \frac{0.35 \text{ cp} * 1.076 \times 10^{-5}}{1.020 \text{ g/cm}^3} = 3.69 \times 10^{-6} \text{ ft}^2/\text{seg}$$

Por lo cual la expresión de caída de presión se reduce a:

$$h_f = 24.42 * V_s \text{ (ftH}_2\text{O)}$$

$$\text{ft H}_2\text{O} = \text{ft} * 62.4 \text{ Lb/ft}^3 * 1 \text{ ft}^2/144 \text{ pulg}^2 = 0.4333 \text{ Lb/pulg}^2$$

$$\text{AP (psig)} = 10.58 * V_s$$

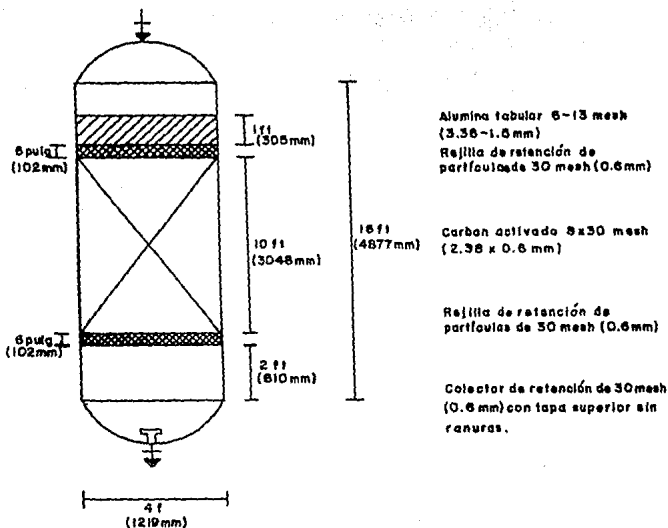
6) Ahora el procedimiento a seguir es suponer -- diámetros, para calcular la velocidad y caída de presión - para cada uno de ellos, y de la tabla decidir cual es el - que más nos conviene.

| D (ft) | Vel (GPM/ft ²) | Vs (ft/seg) | AP (psig) |
|--------|----------------------------|-------------|-----------|
| 3 | 14.57 | 0.0324 | 0.34 |
| 3.5 | 10.71 | 0.0238 | 0.25 |
| 4 | 8.19 | 0.0182 | 0.19 |
| 4.5 | 6.47 | 0.0144 | 0.15 |
| 5 | 5.25 | 0.0117 | 0.12 |
| 5.5 | 4.34 | 0.0097 | 0.10 |
| 6 | 3.64 | 0.0081 | 0.08 |

7) De la tabla anterior se observa que varios -- diámetros pueden ser los adecuados para el dimensionamiento. El diámetro que escogerá para el dimensionamiento es - el de $D = 4\text{ft}$.

Con una L/D recomendada de 4, $L = 16\text{ ft}$

8) Dimensiones del filtro.

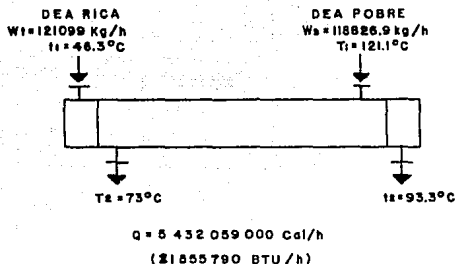


El objeto de colocar la cama de alumina tabular es de que cuando se regenera el lecho de carbón activado con vapor en forma ascendente, no arrastre partículas de éste, provocando una regeneración del lecho ineficiente.

11.16 INTERCAMBIADOR DE DEA RICA/DEA POBRE CA-103

El método de cálculo que se empleará para el diseño del cambiador de calor será el Método Evolutivo.

Los datos disponibles son los siguientes:



1) El tipo de cambiador que se utilizará será de tubos y coraza. El número de cuerpos será de 2, por lo que los flujos para el diseño serán la mitad de los datos disponibles anteriormente, así como el calor.

$$W_t = 60549.5 \text{ Kg/h}$$

$$W_s = 59413.5 \text{ Kg/h}$$

$$Q = 10777895 \text{ BTU/h}$$

2) Ubicación de los fluidos:

Tubos: DEA Rica

Coraza: DEA Pobre

3) Calculo de la LMTD:

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = 27.25 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (49.04 } ^\circ\text{F)}$$

$$\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}$$

$$R = \frac{t_1 - t_2}{T_2 - T_1} = 1.02$$

$$S = \frac{T_2 - T_1}{t_1 - T_1} = 0.64$$

De la figura 19 (pág. 829: Process Heat Transfer D.Q.Kern), se tiene que para un cambiador de 2 pasos por la coraza y 4 o más pasos por los tubos:

$$F_t = 0.88$$

$$4) T_m = (T_1 + T_2)/2 = 97.1^\circ\text{C} \text{ (206.8}^\circ\text{F)}$$

$$t_m = (t_1 + t_2)/2 = 69.8^\circ\text{C} \text{ (157.6}^\circ\text{F)}$$

5) Propiedades a temperaturas medias:

| | DEA Rica (t) | DEA Pobre (s) |
|----------------|--------------|---------------|
| Cp (BTU/Lb°F) | 0.936 | 0.965 |
| M (cp) | 0.376 | 0.350 |
| K (BTU/hft²°F) | 0.305 | 0.320 |
| D (Lb/ft³) | 62.65 | 60.22 |

6) Coeficiente interno (Tubos):

Se recomienda utilizar un Gt = 750 000 Lb/ft²h.

Tubos: 3/4 pulg Ø y 14 BWG

$$d_1 = 0.584 \text{ pulg} = 0.048 \text{ ft} \quad A_j/\text{tubo} = 0.268 \text{ pulg}^2$$

$$Ret = d_1 * Gt / (M * 2.42) = 39564 \quad Ret^{0.8} = 4763$$

$$Pr_t = Cp * M * 2.42 / K = 2.79 \quad Pr^{1/3} = 1.41$$

$$h_{i0}/\theta_1 = 0.027 * (K/d_1) * Ret^{0.8} * Pr^{1/3} * (d_1/d_0) = 885 \text{ BTU/hft}^2 \text{ °F}$$

7) Coeficiente externo (Coraza):

Se recomienda utilizar un Gs = 300 000 Lb/ft²h y un pitch cuadrado, para facilitar la limpieza de los tubos

Para un pitch cuadrado de 1 pulgada, el diámetro equivalente es:

$$de = 4 * (Pt^2 - TTdo^2/4)/TTdo = 0.95 \text{ in} = 0.079 \text{ ft}$$

$$Res = de * Gs/(M * 2.42) = 27981 \quad Re^{0.55} = 279$$

$$Prs = Cp * M * 2.42/K = 2.55 \quad Pr^{1/3} = 1.37$$

$$ho/\theta_o = 0.36 * (K/de) * Re^{0.55} * Pr^{1/3} = 557 \text{ BTU/hft}^2 \text{ } \theta F$$

8) La temperatura de la pared es:

$$tw = tm + (h1/h1+ho) * (Tm - tm) = 187.8 \text{ } \theta F$$

$$Mt \text{ a } tw = 0.360 \text{ cp} \quad \text{y} \quad Ms \text{ a } tw = 0.368 \text{ cp}$$

$$\theta l = (0.376/0.360)^{0.14} = 1.006$$

$$\theta o = (0.390/0.368)^{0.14} = 0.993$$

$$h1 = 885 * 1.006 = 890 \text{ BTU/hft}^2 \text{ } \theta F$$

$$ho = 557 * 0.993 = 553 \text{ BTU/hft}^2 \text{ } \theta F$$

9) U_D (Diseño)

De las bases de diseño $Rd = 0.0006$ para la DEA

$$U_D = \frac{1}{1/h1 + 1/ho + Rdt + Rds} = 242 \text{ BTU/hft}^2 \text{ } \theta F$$

10) AJ tubos = Wt/Gt

$$AJ = 60549.5/0.454/750 \text{ } 000 = 0.18 \text{ ft}^2$$

$$AJ/\text{tubo} = 0.18 * 144/C.268 = 97 \text{ tubos/paso}$$

11) $At = Q/(Ud * LMTD * Ft) = 1032 \text{ ft}^2$

12) Si la longitud del tubo lo fijamos de - - -
 $L = 14 \text{ ft}$, entonces:

$$\text{No. Total de tubos} = At / (TT * do * L) = 375$$

$$\text{No. Pasos} = 375 \text{ tubos} / 97 \text{ tubos/paso} = 4$$

13) De la Tabla 9 (pag. 841: Process Heat Transfer: D.Q. Kern), para un tubo de $3/4 \text{ } \emptyset$, pitch cuadrado y - un número total de tubos de 375, se tiene que le corresponde de un diámetro de la coraza $D_s = 25 \text{ pulg}$ (0.635m).

$$14) A_{js} = W_s / G_s = 0.436 \text{ ft}^2$$

15) $A_{js} = D_s * C' * B / 144 / Pt$ despejando B se tiene:

$$B = A_{js} * 144 * Pt / D_s / C'$$

donde: B = espaciamiento entre mamparas, pulg.

$$A_{js} = 0.436 \text{ ft}^2$$

$$Pt = \text{pitch} = 1 \text{ pulg.}$$

$$C' = \text{claro} = Pt - do = 0.25 \text{ pulg.}$$

$$D_s = \text{Diámetro de la coraza} = 25 \text{ pulg.}$$

$$\therefore B = 10.05 \text{ pulg.}$$

Y B debe cumplir las siguientes condiciones:

$$B \begin{cases} \leq D_s \\ > D_s/5 \end{cases}$$

Si $B \leq D_s$ quiere decir que el flujo por el envolvente es muy alto, por lo que hay que diseñar un equipo en paralelo; pero si $B > D_s/5$, hay que aumentar el número de pasos por el envolvente.

Como B cumple con las 2 condiciones, continuamos con el siguiente cálculo.

$$16) \text{ número de Espacios} = 12 * L / B = NB + 1$$

donde: NB = Número de mamparas.

$$\text{No. espacios} = 17 \text{ y } NB = 16$$

17) Caída de presión por los tubos.

$$\Delta P_t = \frac{F' * Gt^2 * L * n_p}{5.22 \times 10^{10} * D_1 * S_q * \phi_t}$$

donde: ΔP_t = caída de presión = psi

F' = factor de fricción, fig. 26 (pag. 836: Process Heat Transfer: D.Q. Kern) = 0.00019

$$Gt = 750\ 000\ \text{BTU/hft}^2$$

$$L = 14\ \text{ft}$$

$$np = \text{numero de pasos} = 4$$

$$DI = \text{diametro interno del tubo} = 0.048\ \text{ft}$$

$$Sq = \text{densidad relativa del fluido} = 1.004$$

$$\varnothing t = 1.006$$

$$\therefore APt = 2.36\ \text{psi}$$

18) Calda de presion por la Coraza.

$$APs = \frac{f's * Gs^2 * (NB + 1) * Ds}{5.22 * 10^{10} * De * Sq * \varnothing s}$$

donde :

$$APs = \text{calda de presion} = \text{psi}$$

$$f's = \text{factor de friccion; fig. 29 (pag. 839:}$$

Process Heat Transfer: D.Q. Kern)

$$= 0.0017$$

$$Gs = 300\ 000\ \text{BTU/hft}^2$$

$$NB + 1 = 17\ \text{espacios}$$

$$Ds = 2.08\ \text{ft}$$

$$De = 0.079\ \text{ft}$$

$$Sq = \text{densidad relativa del fluido} = 0.965$$

$$\varnothing s = 0.993$$

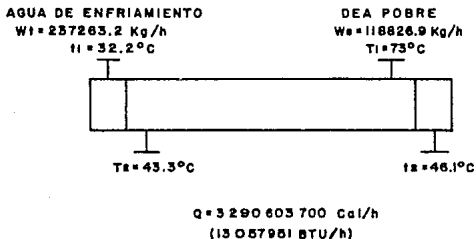
$$\therefore APs = 1.37\ \text{psi}$$

19) Resultados Finales.

| | |
|--|-----------------------------|
| Tipo de cambiador: | Tubos y Coraza - AJS (TEMA) |
| Equipos en serie: | uno |
| Equipos en paralelo: | dos |
| No. pasos por tubos: | 4 |
| No. pasos por coraza: | 2 |
| Diámetro y espesor del tubo: | 0.019 m (3/4 pulg) y 14 BWG |
| Longitud del tubo: | 4.27 m (14 ft) |
| Numero total de tubos: | 375 |
| Pitch: | Cuadrado de 0.025 m(1pulg) |
| Diámetro de la Coraza: | 0.635 m (25 pulg) |
| No. mamparas: | 16 |
| Espaciamiento entre mamparas: | 0.255 m (10 pulg) |
| Caída de presión por tubos: | 2.36 psi |
| Caída de presión por coraza: | 1.37 psi |
| Coef. total de transf. de calor de Servicio: | 363 Kcal/hm ² °C |
| LMTD corregida: | 23.98 °C |

II.17 ENFRIADOR DE DEA POBRE. CA - 104.

Los datos disponibles son los siguientes:



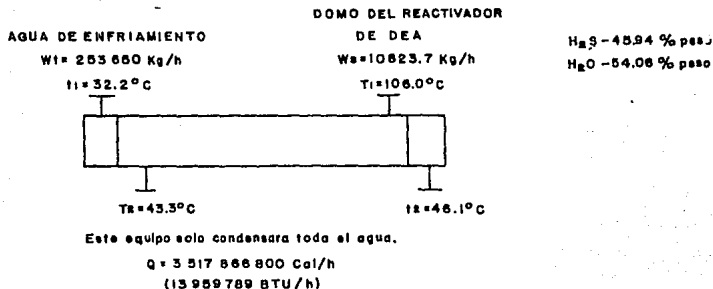
Siguiendo el mismo procedimiento que para el diseño del Intercambiador DEA Rica/DEA Pobre, se obtuvieron los siguientes resultados.

| | |
|------------------------------|-----------------------------|
| Tipo de cambiador: | Tubos y coraza - AJS (TEMA) |
| Equipos en serie: | uno |
| Equipos en paralelo: | dos |
| No. Pasos por tubos: | 2 |
| No. pasos por coraza: | 2 |
| Diámetro y espesor del tubo: | 0.019m(3/4 pulg) y 14 BWG |

| | |
|---|-----------------------------|
| Longitud del tubo: | 4.27 m (14 ft) |
| Número total de tubos: | 338 |
| Pitch: | Cuadrado de 0.025m (1 pulg) |
| Diámetro de la Coraza: | 0.59 m (23.25 pul) |
| No. Mamparas: | 15 |
| Espaciamiento entre mamparas: | 0.274 (10.8 pulg) |
| Caída de presión por tubos: | 1.32 psi |
| Caída de presión por coraza: | 1.20 psi |
| Coef. total de transf. de - calor de servicio: | 350 Kcal/hm ² °C |
| LMTD corregida: | 16.78 °C |

11.18. CONDENSADOR DE REFLUJO CA - 101.

Los datos disponibles son los siguientes:



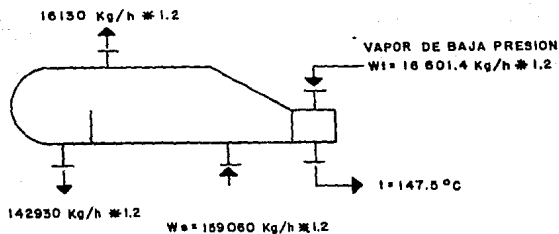
Siguiendo un procedimiento similar que para el diseño del Intercambiador DEA Rica/DEA Pobre, se obtuvieron los siguientes resultados:

| | |
|--------------------|-----------------------------|
| Tipo de cambiador: | Tubos y Coraza - AJS (TEMA) |
| Equipos de serie: | uno |

| | |
|---|------------------------------|
| Equipos en paralelo: | dos |
| No. pasos por tubos: | 2 |
| No. pasos por coraza: | 2 |
| Diámetro y espesor del tubo: | 0.019 m (3/4 pulg) y 14 BWG |
| Longitud del tubo: | 3.66 m (12 ft) |
| Número total de tubos: | 396 |
| Pitch: | Cuadrado de 0.025 m (1 pulg) |
| Diámetro de la Coraza: | 0.711 m (28 pulg) |
| No. Mamparas: | 10 |
| Espaciamiento entre mamparas: | 0.332 m (13.09 pulg) |
| Caída de presión por tubos: | 1.76 psi |
| Caída de presión por coraza: | 1.32 psi |
| Coef. total de Transf. de - calor de servicio: | 450 Kcal/hm ² °C |
| LMTD corregida: | 27.50 °C |

II.19. REHERVIDOR DEL REACTIVADOR CA - 102

Los datos disponibles son los siguientes:



FONDOS DEL
REACTIVADOR DE DEA

q = 8 519 603 500 Cal/h * 1.2

(33 807 950 BTU/h * 1.2)

Siguiendo un procedimiento similar, sólo que para un equipo kettle, que para el diseño del Intercambiador DEA Rica / DEA Pobre, se obtuvieron los siguientes resultados:

| | |
|--|------------------------------|
| Tipo de cambiador: | kettle - AKU (TEMA) |
| Equipos en serie: | uno |
| Equipos en paralelo: | dos |
| No. pasos por tubos: | 2 |
| Diámetro y espesor del tubo: | 0.019m(3/4 pulg) y 16 BWG |
| Longitud del tubo: | 4.877m (16ft) |
| Número total de tubos: | 6120 |
| Pitch: | Cuadrado de 0.025 m (1 pulg) |
| Diámetro de la coraza: | 1.118 m (44 pulg) |
| No. Soportes: | 6 |
| Espaciamiento entre soportes: | 0.686 m (27 pulg) |
| Caída de presión por tubos: | 1.23 psi |
| Caída de presión por coraza: | 1.47 psi |
| Coef. total de Transf. de calor de servicio: | 664 Kcal/hm ² °C |
| LMTD corregida: | |

A P E N D I C E I I I

MEMORIA DE CALCULO DE LOS SERVICIOS
AUXILIARES Y AGENTES QUIMICOS

III. 1 AGUA DE ENFRIAMIENTO

- 1) Para el Condensador de reflujo CA-101

Carga termica: $Q = 3,517,866,797 \text{ Cal/h}$

De un balance de calor para el agua se tiene:

$$Q = M_{H_2O} \cdot \bar{C}_p \cdot (T_s - T_e)$$

$$\bar{C}_p = 1005 \text{ Cal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$T_e = 32.2 \text{ } ^\circ\text{C} (90^\circ\text{F})$$

$$T_s = 46.0 \text{ } ^\circ\text{C} (115^\circ\text{F})$$

$$M_{H_2O} = \frac{Q}{\bar{C}_p \cdot (T_s - T_e)} = 253,649.6 \text{ Kg/h}$$

La densidad del agua a $T_{prom} = 39.1 \text{ } ^\circ\text{C}$ es de 1000 Kg/m^3

$$V_{H_2O} = 253,649.6 \text{ Kg/h} / 1000 \text{ Kg/m}^3 = 253.65 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{H_2O} = 253.65 \text{ m}^3/\text{h} (8.957.5 \text{ ft}^3/\text{h})$$

- 2) Para el enfriador de DEA Pobre CA-104

Carga Termica: $Q = 3,290,603,673 \text{ Cal/h}$

De un balance de calor para el agua se tiene:

$$Q = M_{H_2O} \cdot \bar{C}_p \cdot (T_s - T_e)$$

$$\bar{C}_p = 1005 \text{ Cal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$T_e = 32.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_s = 46.0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$M_{H_2O} = \frac{Q}{C_p \cdot (T_s - T_e)} = 237,263.2 \text{ Kg/h}$$

Como la densidad del agua es de 1000 Kg/m^3 , entonces:

$$V_{H_2O} = 237,263.2 \text{ Kg/h} / 1000 \text{ Kg/m}^3 = 237.26 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{H_2O} = 237.26 \text{ m}^3/\text{h} (8,378.8 \text{ ft}^3/\text{h})$$

III.2 AGUA DE PROCESO

1) Agua de reposición

La cantidad de agua que hay que reponer en el sistema se obtiene del balance de materia y es el siguiente:

flujo: 2799.3 Kg/h

Densidad del agua: 1000 Kg/m³

$$V_{H_2O} = 2799.3 \text{ Kg/h} / 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_{H_2O} = 2.80 \text{ m}^3/\text{h} \text{ (98.8 ft}^3/\text{h)}$$

2) Agua de proceso para dilución de la sosa

De la parte III.4 (6) de este mismo capítulo se tiene:

Kg NaOH 20% = 1404

de los cuales: H₂O = 1123.2 Kg

NaOH = 280.8 Kg

Kg NaOH 50% = 561.1

Kg H₂O = Kg NaOH 20% - Kg NaOH 50%

Kg H₂O = 342.9

m³ H₂O = 0.843

Por lo tanto esta es la cantidad de agua que hay que cargar para diluir la sosa hasta un 20%, cada vez que se tenga que cambiar la sosa gastada por fresca (aproximadamente diario).

III.3 VAPOR

1) Vapor de Baja Presión

Se requiere para el rehervidor del Reactivador CA-102.

$$\text{Carga Termica: } Q = 8,519,603,480 \text{ Cal/h}$$

$$\text{vap (3.5 Kg/cm}^2 \text{ man)} = 513,186.3 \text{ Cal/Kg}$$

$$= 924.55 \text{ BTU/Lb}$$

De un balance de calor se tiene :

$$Q = M_{\text{vap}} * \text{vap}$$

$$M_{\text{vap}} = \frac{Q}{\text{vap}} = 16,601.4 \text{ Kg/h}$$

III. 4 AGENTES QUIMICOS

1) Requerimientos de DEA

1.1) Arranque

La cantidad necesaria de DEA esta basada en el volumen de solucion que habra en el sistema.

Volumenes a considerar:

- a) Torre Absorbadora de Gas Acido hasta nivel normal.
- b) 23 platos de la torre Absorbadora de Gas Acido.
- c) Torre Contactora de Hidrocarburos.
- d) Reactivador de DEA hasta nivel normal.
- e) 23 platos del Reactivador de DEA.
- f) 2 filtros de canasta.
- g) 2 filtros de carbon activado.
- h) Tanque Separador de Hidrocarburos hasta nivel normal de interfase.

$$a) V_a = 0.7854 * D^2 * H$$

$$\text{donde: } D = 1.37 \text{ m}$$

$$H = 2.20 \text{ m (nivel normal)}$$

$$V_a = 3.24 \text{ m}^3$$

b) Considerando un 40% de inundacion

$$V_b = 0.4 * 0.7854 * 23 * D^2 * TS$$

$$\text{donde: } D = 1.37 \text{ m}$$

$$TS = 0.76 \text{ m}$$

$$V_b = 10.30 \text{ m}^3$$

$$c) V = 0.7854 * D^2 * L$$

$$\text{donde: } D = 0.915 \text{ m}$$

$$L = 15.85 \text{ m}$$

$$V = 10.42 \text{ m}^3$$

$$V_c = V - V_{HC}$$

$$V_{HC} = 3.98 V_c$$

$$V_c = V - 3.98 V_c$$

$$V_c = 2.09 \text{ m}^3$$

$$d) V_d = 0.7854 * D^2 * H$$

$$\text{Donde: } D = 1.67 \text{ m}$$

$$H = 2.92 \text{ m (nivel normal)}$$

$$V_d = 6.40 \text{ m}^3$$

e) Considerando un 40% de inundacion

$$V_e = 0.4 * 0.7854 * 23 * D^2 * TS$$

$$\text{donde: } D = 1.67 \text{ m}$$

$$TS = 0.76 \text{ m}$$

$$V_e = 15.32 \text{ m}^3$$

$$f) V_f = 0.7854 * D^2 * L$$

$$\text{donde: } D = 1.22 \text{ m}$$

$$L = 1.83 \text{ m}$$

$$V_f = 2.14 \text{ m}^3/\text{filtro} * 2 \text{ filtros} = 4.28 \text{ m}^3$$

g) Considerando un 30% de inundacion.

$$V_g = 0.3 * 0.7854 * D^2 * L$$

$$\text{donde: } D = 1.22 \text{ m}$$

$$L = 4.88 \text{ m}$$

$$V_g = 1.71 \text{ m}^2/\text{filtro} * 2 \text{ filtros} = 3.42 \text{ m}^2$$

$$h) V_h = A_d/A_t * 0.7854 * D^2 * L''$$

Del diseño del separador de hidrocarburos se tiene:

$$D = 1.83 \text{ m} \quad L'' = 5.33 \text{ m}$$

$$H = 0.70 \text{ m (nivel normal)}$$

de tablas segmentales para $H/D = 0.70 / 1.83 = 0.3825$

se tiene que $A_d/A_t = 0.3518$

$$V_h = 4.93 \text{ m}^3$$

Entonces el volumen de solución en el sistema es de:

$$V_t = V_a + V_b + V_c + V_d + V_e + V_f + V_g + V_h$$

$$V_t = 49.98 \text{ m}^3$$

Considerando ahora un 15% del volumen del sistema es ocupado por la tubería y que un 30% es ocupado por los cambiadores de calor. se tiene que:

$$V_T = V_t + 0.15 V_t + 0.3 V_t$$

$$V_T = 1.45 V_t$$

$$V_T = 72.50 \text{ m}^3$$

La cantidad de DEA requerida en el sistema en el arranque es :

$$\text{DEA (100\% pureza)} = V_T * 1000 * 0.2 = 14500 \text{ l}$$

Como la DEA viene en tambores de 200 litros con una concentración de 98.5% en peso. entonces:

$$\text{DEA (98.5\%)} = \text{DEA (100\%)} / 0.985 = 14500 / 0.985$$

$$\text{DEA (98.5\%)} = 14721 \text{ l}$$

No. Tambores requeridos = 74

1.2) Operacion Normal.

Normalmente se necesitan reponer 0.032 Kg amina/Mm³ std/d (2Lb amina/MMPCSD) que se pierden por arrastre de la solucion en las corrientes dulces. vaporizacion o degradacion de la amina.

Flujo normal: 449.17 Mm³ std/d

Densidad de la DEA: 1.09 Kg/l (68.01 Lb/ft³)

Concentracion de la DEA: 98.5% en peso minimo

$$449.17 \text{ Mm}^3 \text{ std/d} * 0.032 \text{ Kg amina/Mm}^3 \text{ std/d} = 14.4 \text{ Kg/d}$$

$$14.4 \text{ Kg amina/d} / 1.09 \text{ Kg/l} = 13.2 \text{ l DEA/d}$$

$$13.2 \text{ l DEA/d} * 330 \text{ d/año} = 4359.6 \text{ l DEA/año}$$

No. Tambores al año = 22

2) Requerimientos de Inhibidor de Corrosion:

2.1) Arranque

Se requieren 0.6 litros/m³ * 72.50 m³

$$\text{IC} = 43.5 \text{ l}$$

2.2) Operacion Normal

La dosificacion de Inhibidor de corrosion esta en -- funcion del 1% del flujo de solucion de DEA Pobre; la concentracion recomendada de Inhibidor en la solucion de DEA es de 200 ppm.

Flujo sol. DEA Pobre: 118,826.9 Kg/h

Densidad de la DEA: 1.09 Kg/l

DEA = 118,826.9 Kg/h / 1.09 Kg/l * 0.01 = 1,090.2 l/h

IC/DEA = 0.0002 .'. IC = 0.218 l/h

Por lo tanto la cantidad requerida de inhibidor de corrosión al año es:

IC = 0.218 l/h * 24 h/d * 330 d/año = 1726.6 l/año

Como los tambores en que es transportado son de 200 litros entonces:

No. tambores al año = 9

3) Requerimientos de Antiespumante

3.1) Arranque

Se requieren 0.15 litros/m³ de solución de DEA (0.0011 gal/ft³) en el sistema.

AT = 0.15 l/m³ * VT = 0.15 l/m³ * 72.50 m³

AT = 10.9 l

3.2) Operación normal

Para el antiespumante se recomienda una concentración en el sistema de 50 ppm. La cantidad requerida se puede obtener en función de la cantidad requerida de inhibidor de corrosión, con la siguiente relación:

$$1/\text{año AT} = 0.25 \text{ 1/año IC}$$

$$\therefore \text{AT} = 431.7 \text{ 1/año}$$

Como los tambores en que es transportado son de 200 litros entonces:

$$\text{No. tambores al año} = 3$$

4) Carbon Activado

Numero de filtros: 2

Densidad del carbon activado: 0.58 g/cm^3 (36 Lb/ft^3)

Tipo de carbon activado: 8 x 30 mesh (2.38 mm x 0.6 mm)

$$V = 0.7854 * D^2 * h$$

donde: $D = 1.22 \text{ m}$

$h = 3.05 \text{ m}$ (altura del lecho de carbon activado)

$$\therefore V = 3.57 \text{ m}^3$$

$$\text{Kg CA} = 3.57 \text{ m}^3 * 2 * 580 \text{ Kg/m}^3 = 4141.2$$

5) Alumina Tabular

Numero de filtros: 2

Densidad de la alumina tabular: 2.16 g/cm^3 (135 Lb/ft^3)

Tipo de alumina tabular: 6 - 13 mesh (3.36 - 1.5 mm)

$$V = 0.7854 * D^2 * h$$

donde: $D = 1.22 \text{ m}$
 $h = 0.305 \text{ m}$ (altura del lecho de alumina tabular)
 $\therefore V = 0.36 \text{ m}^3$
 $\text{Kg AL} = 0.36 \text{ m}^3 * 2 * 2160 \text{ Kg/m}^3 = 1555.2$

6) Sosa Caustica

6.1) Arranque

La cantidad de sosa caustica necesaria en el arranque esta basada en el volumen de solucion que habra en el sistema.

El volumen a ser considerado sera el del Tanque Separador de Hidrocarburos Dulces hasta el nivel normal, mas un 15% de este volumen considerandolo para la tuberia.

$$V_T = V_t + 0.15 V_t = 1.15 V_t$$

$$V_t = A_d/A * 0.7854 * D^2 * L$$

donde: $D = 1.219 \text{ m}$
 $L = 6.096 \text{ m}$

de tablas segmentales para $H/D = 0.244/1.219 = 0.2001$
 (H = nivel normal) se tiene que $A_d/A = 0.1424$

$$\therefore V_t = 1.01 \text{ m}^3$$

entonces $V_T = 1.14 \text{ m}^3 = 1140 \text{ l}$

el volumen anterior es de una solucion de sosa caustica al 20% en peso, pero como la que se recibe es una solucion de sosa caustica al 50%, entonces la cantidad

requerida es:

Densidad (NaOH 20%) = 1.20 Kg/l

Kg NaOH 20% = 1404

de los cuales: H₂O = 1123.2 Kg

NaOH = 280.8 Kg

Kg NaOH 50% = 561.6

Densidad (NaOH 50%) = 1.53 Kg/l

Litros de NaOH 50% = 367.0

6.2) Operacion Normal

El volumen calculado sera de aproximadamente el mismo que se tendra que reponer cada vez que se cambie la sosa gastada por fresca (aproximadamente cada -- turno).

III.5. ENERGIA ELECTRICA

| BOMBA | FLUJO | | P | HP | KW | |
|----------|---------------------|----------|-------|----------|------|--------------------|
| | LPM | (GPM) | | | | Kg/cm ² |
| BO-101/R | 46.48 | (12.28) | 10.56 | (150.21) | 3.0 | 2.24 |
| BO-102/R | 151.42 | (40.00) | 0.41 | (5.83) | 1/4 | 0.19 |
| BO-103/R | 96.74 | (25.56) | 3.38 | (48.08) | 1.0 | 0.74 |
| BO-104/R | 1940.14 | (512.60) | 8.80 | (125.17) | 60.0 | 44.70 |
| BO-105 | 75.70 | (20.00) | 1.76 | (25.04) | 1/2 | 0.37 |
| BO-106 | 113.55 | (30.00) | 2.10 | (29.87) | 1.0 | 0.74 |
| BO-107 | Bombas mas pequeñas | | | 1/4 | 0.19 | |
| BO-108 | comercialmente | | | 1/4 | 0.19 | |
| BO-109 | 46.65 | (12.32) | 3.5 | (49.78) | 1/2 | 0.37 |
| BO-201/R | 665.67 | (175.87) | 15.6 | (221.90) | 40 | 29.80 |
| BO-202/R | 133.00 | (35.14) | 0.8 | (11.36) | 1/2 | 0.37 |
| BO-203 | 125.47 | (33.15) | 30.28 | (430.72) | 20 | 15.00 |

Las ecuaciones que se utilizaron para el calculo de la potencia y los kilowatts son:

$$HP = P * GPM * 1.1 / 1714 / n$$

$$KW = HP * 0.746$$

donde:

HP = Potencia del motor

P = psig

GPM= Flujo de liquido

1.1 = Sobrediseño del 10%

n = eficiencia promedio, 0.8

KW = consumo de energía eléctrica

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

Como se menciona al inicio de esta Tesis, debido a la gran problematica economica que esta viviendo nuestro pais es muy dificil la implementacion de algun nuevo proyecto, porque no se cuenta con los recursos economicos necesarios y las facilidades para adquirirlos; de aqui que nuestro pais cuente con varias firmas de Ingenieria que se dedican a la realizacion y desarrollo de diseños de Plantas Industriales, en especial la Ingenieria Basica y la de Detalle; las cuales han sido una parte fundamental en el desarrollo tecnologico de nuestro pais, ya que podemos competir con paises desarrollados con un nivel bastante aceptable.

Con lo que se refiere a la Ingenieria de Procesos, esta seguira siendo parte fundamental en el desarrollo de la Ingenieria de Proyectos, puesto como ya se menciona es la base sobre la cual se apoya todo el diseño, construccion y arranque de una Planta.

Como se observa en la Tesis, todos los documentos que integran la Ingenieria de Procesos son de igual importancia, sin que uno tenga mayor valor que el otro, ya que dependen entre ellos para poder desarrollarlos y esto implica que se les deba de dar la misma atencion a cada uno de ellos.

Con lo que respecta al objetivo planteado al inicio de esta Tesis, se puede meclonar que este ha quedado debidamente concluido, ya que el lector (estudiante) podra encontrar en ella una guía sobre el que es una Ingeniería de Procesos como se desarrolla, como se representa y lo mejor una ejemplificación de todo lo anterior. Con esto lo que pretendo-- es que en un futuro esta Tesis sirva como un texto de apoyo academico, con el fin de facilitar la busqueda de informacion sobre este Tema.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

- 1) Kohl and Riesenfeld; GAS PURIFICATION; Mc. Graw Hill Book, New York, 1960.
- 2) Maddox, R.N.; GAS AND LIQUID SWEETENING; Wiley and Sons Inc.; 2nd. Edition, 1974.
- 3) Perry, Robert H. and Chilton, Cecil H.; MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO; Mc. Graw Hill Book; 5a. Edicion (2nd.edicion en español).
- 4) Kern, D.Q.; PROCESS HEAT TRANSFER; International Student Edition; Mc. Graw Hill Book, 1950.
- 5) Ludwig, Ernest E.; APPLIED PROYECT MANAGEMENT FOR PROCESS INDUSTRIES; Gulf Publishing Co.; Houston, 1977.
- 6) Hougen, Watson and Ragatz; CHEMICAL PROCESS PRINCIPLES; Parte I y II; Wiley and Sons, Inc.; New York, 1959.
- 7) Rase and Barrow; PROYECT ENGINEERING OF PROCESS PLANT; Wiley and Sons, Inc.; New York, 1957.
- 8) Peters, M.S.; ELEMENTARY CHEMICAL ENGINEERING; Mc. Graw Hill Book; New York, 1954.
- 9) Nelson, W.L.; PETOLEUM REFINERY ENGINEERING; 4a. Edition Mc. Graw Hill Book Co., 1958.
- 10) Garcia Martinez, Fernando de Jesus; DISEÑO HIDRAULICO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION CON PLATOS DE VALVULAS; 1983, ESQUIE, IPN.
- 11) Kuong, Javier F.; APPLIED MONOGRAPHY; Vol. 1, 2 y 3; Gulf Publishing Company; Houston, Texas.
- 12) Reid, Prausnitz and Sherwood; THE PROPERTIES OF GASES AND LIQUIDS; Third Edition; Mc. Graw Hill Company.
- 13) Crane; FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS AND PIPE; Technical Paper No. 410.
- 14) STANDARDS OF TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION Fifth Edition, 1968.

- 15) ASME BOILER AND PRESSURE VESSEL CODE; Section VIII; Rules for Construction of Unfired Pressure Vessels; American Society Mechanical Engineering; 1956.
- 16) Brownell, LL. E., and Young, E.H.; PROCESS EQUIPMENT DESIGN; John Wiley and Sons, Inc; New York, 1959.
- 17) Tuttle, Robert and Allen, Kenneth; TREATING SYSTEM SELECTION FOR FRACTIONATION PLANTS; Presented at 55th Annual GPA Convention; March 22-24, 1976; San Antonio, Texas.
- 18) Fitzgerald, K.J. and Richardson, J.A.; HOW GAS COMPOSITION AFFECTS TREATING PROCESS SELECTION; Hydrocarbon Processing; July, 1966; Pag. 125-129.
- 19) Maddox, Dr. R.N. and Burns, Michael D.; HOW TO CHOOSE A TREATING PROCESS; The Oil and Gas Journal; August 14, 1967; Pag. 131-133.
- 20) Maddox, Dr. R.N. and Burns, Michael D.; MEA PROCESS TO BE CONSIDERED FIRST; The Oil and Gas Journal, August 21, 1967; Pag. 83-85.
- 21) Smith, R.F. and Younger, A.H.; TIPS ON DEA TREATING; Hydrocarbon Processing; July, 1972; Pag. 98-100.
- 22) Baker, George H. Jr.; CORROSION-FREE GAS SWEETENING; Hydrocarbon Processing; August, 1975; Pag. 113-114.
- 23) Maddox, Dr. R.N. and Burns, Michael D.; WHERE AND WHY TO WATCH FOR SYMPTOMS OF CORROSION FOAMING; The Oil and Gas Journal; August 28, 1967; Pag. 116-117.
- 24) Maddox, Dr. R.N. and Burns, Michael D.; HERE ARE PRINCIPAL PROBLEMS IN DESIGNING STRIPPING TOWERS; The Oil and Gas Journal; October 2, 1967; Pag. 110-111.
- 25) Mallowney, J.F.; SEVEN METHODS OF REMOVING CO₂; The Oil and Gas Journal; February 10, 1958; Pag. 93-98.
- 26) Holder, Howard L.; FUNDAMENTALS OF GAS TREATING; El Paso Natural Gas Company; El Paso, Texas.
- 27) Swalm, C. Donald Jr.; GAS SWEETENING PROCESSES OF THE 1960s.; Hydrocarbon Processing; March, 1970; Pag. 123-130.

- 28) Zapffe, Fred; SOUR GAS TREATING: A DESIGN PROBLEM; Foor Engineering Company; Oklahoma City, Oklahoma.
- 29) Russell, Richard M.; LIQUID-LIQUID CONTACTORS NEED CAREFUL ATTENTION; The Oil and Gas Journal; December 1, 1980 Pag. 135-138.
- 30) Scheirman, W.L.; FILTER DEA TREATING SOLUTION; Hydrocarbon Processing; August, 1973; Pag. 95-96.
- 31) Barnes de Castro, Francisco J.; DISEÑO DE PROCESOS; IMIQ Julio, 1972; Pag. 34-41.
- 32) Bootsma, H.; LA INGENIERIA EN EL DISEÑO Y CONSTRUCCION DE PLANTAS QUIMICAS; Ingeniería Química; Enero, 1978; Pag. 33-40.
- 33) Fitzgerald, K.J. and Richerdson, J.A.; NEW CORRELATIONS VALUE OF MONOETHANOLAMINE PROCESS; The Oil and Gas Journal; October 24, 1966; Pag. 110-118.
- 34) Leachman, George S. and Ellis, Garland C.; TROUBLE-FREE ETHANOLAMINE GAS-TREATING PLANTS; The Oil and Gas Journal; July 24, 1961; Pag. 84-88.
- 35) Don Love; QUICK DESIGN CHARTS FOR DIETHANOLAMINE PLANTS; The Oil and Gas Journal; January 17, 1972; Pag. 88.
- 36) Ewing, Robert C.; EVALUATION POINTS OUT TROUBLE SPOTS IN AMINE PLANTS; The Oil and Gas Journal; October 30, 1967; Pag. 125-129.
- 37) Eckert, John S.; DESIGNING SOUR GAS AMINE SCRUBBERS AND REGENERATORS USING PACKED TOWERS; Norton Co.; Akron, Ohio.
- 38) Maddox, R.N. and Burns, Michael D.; HOW TO DESIGN AMINE ABSORBERS; The Oil and Gas Journal; September 18, 1967; Pag. 118-121.
- 39) Fowler, R., Connor, H. and Baehl, R.A.; EMPLEAN MODERNO PROCESO; Petroleo Internacional; Julio, 1976; Pag. 24-31
- 40) Tennyson, R.N. and Schaaf, R.P.; GUIDE LINES CAN HELP CHOOSE PROPER PROCESS FOR GAS-TREATING PLANTS; The Oil and Gas Journal; January 10, 1977; Pag. 78-86.

- 41) Griffith, T.F.; GAS SWEETENING IN FIELD OPERATION; Gas; May, 1970; Pag. 77-79.
- 42) Köhl, A.L. and Riesenfeld, F.C.; GAS PURIFICATION; Chemical Engineering; June 15, 1959; Pag. 127-178.
- 43) Mistrot, Dave; SWEETENING LIQUID PROPANE WITH SOLID CAUSTIC; Petrochemical Engineering; March, 1966; Pag. 28-31.
- 44) Picciotti, Marcello; OPTIMIZE CAUSTIC SCRUBBING SYSTEMS; Hydrocarbon Processing; May, 1978; Pag. 201-209.
- 45) Francis, A.W.; PRESSURE-TEMPERATURE-LIQUID DENSITY RELATIONS OF PURE HYDROCARBONS; Industrial and Engineering Chemistry; Vol. 69, No. 10; October, 1957; Pag. 1779-1786
- 46) Starling, K.E.; FLUID THERMODYNAMIC PROPERTIES FOR LIGHT PETROLEUM SYSTEMS; Gulf Publishing Co., U.S.A., 1973.
- 47) Mutsakis, Michael; STATIC MIXING IN THE CHEMICAL AND PETROCHEMICAL INDUSTRIES; Koch Engineering Company, Inc.; New York.
- 48) Allocca, Peter T.; A REPORT ON THE MIXING UNITS IN LAMINAR FLOW; Koch Engineering Company, Inc.; November 20, 1980.
- 49) Eckert, J.S.; DESIGNING SOUR GAS AMINE SCRUBBERS AND REGENERATORS USING PACKED TOWERS; Norton Company.
- 50) STATIC MIXING; Koch Engineering Company, Inc.; Bulletin KSM-3.
- 51) KOCH MIXING HEAD; Koch Engineering Company, Inc.; Bulletin KMH-2.
- 52) Tauscher, W.A. and Streiff, F.A.; STATIC MIXING OF GASES; Chemical Engineering Progress; April, 1979; Pag. 61-65.
- 53) NORTON SUPER INTALOX TOWER PACKING; Norton Company; Bulletin 51-72.
- 54) NORTON PALL RINGS IN MASS TRANSFER OPERATIONS; Norton Company; Bulletin PR-16.
- 55) NORTON FRACTIONATING TRAYS; Norton Company; Bulletin TR-5
- 56) TOWER PACKING; Norton Company; Bulletin TF-71.
- 57) PACKED TOWERS INTERNALS; Norton Company; Bulletin TA-80.

- 58) TOWER PACKING AND INTERNALS; Glitsch, Inc.; Bulletin 217; 2nd. Edition.
- 59) BALLAST TRAY DESIGN MANUAL; Glitsch, Inc.; Bulletin 4900; 3rd. Edition.
- 60) TRAY INSTALLATION AND VESSEL REVAMP; Glitsch Field Services, Inc.; Bulletin 575.