

870118

Universidad Autónoma de Guadalajara ²

Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México ₂₄

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS



TESIS CON

FALLA DE ORIGEN

"REDISEÑO DE UNA COLUMNA DE RECTIFICACION
Y SU EQUIPO PERIFERICO"

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

CARLOS FOCH ¹TURON MONTES

ASESOR: I.Q. MIGUEL T. GONZALEZ M.

GUADALAJARA, JALISCO AGOSTO 1992



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

	<u>PAGINA</u>
INTRODUCCION	1
CAPITULO I ANTECEDENTES	2
CAPITULO II ASPECTOS ECONOMICOS	9
CAPITULO III TEORIA / BASES PARA DISEÑO	24
CAPITULO IV METODOLOGIAS PARA EL REDISEÑO DE UNA COLUMNA	46
CAPITULO V REDISEÑO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION Y SU EQUIPO PERI- FERICO (CASO REAL)	82
RESUMEN	132
CONCLUSIONES	134
BIBLIOGRAFIA	139

INTRODUCCION

Actualmente el desarrollo industrial se está incrementando, en especial en la industria química la cual ha adquirido un impulso e importancia extraordinarios, por lo que se está teniendo la necesidad de instalar, arrancar y/o expandir sus líneas de producción, con productos de las más diversas índoles, situación que ha sido consecuencia lógica por el tratar de satisfacer las necesidades del país y no exportar solamente petróleo crudo, sino exportar también los productos obtenidos de la petroquímica básica y secundaria para que además se abran más y mejores fuentes de trabajo.

Considerando la difícil situación económica por la que atraviesa el país, cuando se requiere incrementar los volúmenes de producción de un determinado producto, se prefiere realizar una expansión de cierta unidad productiva en vez de instalar una unidad nueva, evitándose así inversiones muy fuertes.

El objetivo principal de este trabajo es mostrar los diferentes aspectos económicos que deben ser tomados en cuenta al llevarse a cabo la expansión de un proceso industrial, así como mostrar la metodología que se sigue para rediseñar una columna de rectificación cuando se pretende operar dicha columna a una capacidad mayor de la que se encuentra diseñada.

Cabe mencionar que al llevarse a cabo la expansión de una planta petroquímica, en realidad se tiene que efectuar el rediseño de todo el equipo involucrado en el proceso, sin embargo, en este trabajo nos enfocaremos solamente a las columnas de rectificación debido a la gran importancia de su buen funcionamiento así como de la fuerte inversión que implica el adquirir una columna nueva, además de que el rediseño de una columna de rectificación es una actividad típica y muy común en la Ingeniería Química, de la cual depende en gran medida, que el producto deseado cumpla las especificaciones requeridas para su venta.

CAPITULO I

ANTECEDENTES

C A P I T U L O I

ANTECEDENTES

Pocas cosas pueden ser tan satisfactorias para un empresario como el planeamiento de la expansión de sus operaciones.

Aparte de las economías de escala y del prestigio que acarrea una empresa mayor, la expansión generalmente indica éxitos tenidos, reinversiones en la compañía, atracción de nuevas fuentes de financiamiento y predisposición y oportunidad para conquistar una mayor participación en el mercado, ya sea éste nacional o extranjero.

Toda expansión implica una adecuada planificación preliminar, pues si bien el crecimiento ofrece mayores ingresos, también puede ser que sea a costa de algunas ventajas que se poseen, tales como mayor flexibilidad, rápida respuesta a los estímulos, costos menores, etc.

Otras ocasiones las expansiones traen consigo riesgos que les son propios, es decir una compañía podría encontrarse con problemas de organización y comunicación; las funciones de verificación y control se hacen más complejas y las de delegación de autoridad y responsabilidad pueden hacerse más confusas, afectándose de ese modo el buen funcionamiento y la moral general de la organización .

Cuando una firma está por alcanzar la capacidad total de producción en una de sus plantas, su dirección se ve en la necesidad de decidir si debe usar sus recursos para expandir la existente línea de productos.

Si la información de mercado señalara que existe una perspectiva favorable a largo plazo para la línea de productos existentes y se tomara la decisión de expandirla, la próxima pregunta a responder sería la de si deben aumentarse y/o cambiarse algunas de las instalaciones existentes o bien descentralizar las operaciones de fabricación y abrir nuevas plantas cercanas a los mercados más alejados.

Por fin, si la decisión final fuera la de expandir las instalaciones existentes, la siguiente pregunta que surge se refiere a cual será la óptima magnitud de la ampliación.

Si por el contrario, se decidiera instalar una nueva planta, se tendría que fijar las dimensiones apropiadas así como el lugar de su emplazamiento; Y si, se contempla la

expansión en distintas etapas, habrá que resolver con qué magnitudes y con qué frecuencia.

Todos los productos tienen un ciclo de vida, sin embargo este hecho es ignorado en ocasiones cuando se considera un proyecto ambicioso de expansión. Saber identificar en qué fase de su ciclo de vida se halla un producto ayuda a estimar su grado de penetración en el mercado y la probable estructura futura de precios.

En la Gráfica 1 se representan las etapas más notorias en el ciclo de vida de un producto. Durante la fase de crecimiento se introduce el producto en el mercado, lo cual puede implicar pérdidas iniciales debido a la baja productividad y a los costos de investigación y desarrollo.

A esto le sigue un fuerte incremento, tanto en las ventas como en los beneficios, fruto de la aceptación del producto por parte del consumidor, lo cual también trae como consecuencia en ocasiones, la aparición de numerosos competidores.

La etapa de madurez suele mostrar una nivelación en el volumen de las ventas. En este punto, debido a una abierta competencia resultante de la propaganda y de la guerra de precios, las empresas a menudo se ven sorprendidas por una merma en las utilidades.

Si el producto no mejora o la industria no puede influir sobre los consumidores para que los usen más frecuentemente, o no les es posible desarrollar nuevos usos o que se comenzó a utilizar un sustituto para el producto, ésta entra en la etapa de decadencia. Hay una disminución de ventas con la consecuente caída en los beneficios.

Estas diversas etapas pueden ilustrarse con tres ejemplos:

- a) La industria de vehículos para nieve ha pasado ya por las tres etapas y carece de capacidad de expansión en el futuro previsible; durante los últimos años muchas empresas han ido cerrando, otras muchas se fusionaron y las empresas líderes en el ramo han estado desviando sus recursos hacia otras líneas de productos.
- b) La industria de los lapiceros se encuentra en la etapa de madurez; algunas empresas están aún expandiéndose, el volumen de ventas crece a un ritmo constante y las ganancias se mantienen a un nivel razonable.
- c) La industria de las computadoras electrónicas está aún en la etapa de crecimiento, pero la incorporación continua de nuevas computadoras y la expansión de la planta existente ha provocado una considerable baja en los

precios, de modo que, aunque es posible que las ventas continúen aumentando, el margen de beneficio puede disminuir considerablemente.

Es obvio que el crecimiento de las ventas, las estructuras de precios y los niveles de rentabilidad varían enormemente entre las tres industrias mencionadas, y que, una empresa que contemple la posibilidad de expansión en cualquiera de ellas debiera meditar detenidamente sobre cómo se verá afectada ésta expansión por el ciclo de vida de su producto.

Aparte de que algunos productos tienen ciclos de vida muy cortos, mientras que otros continúan durante muchos años, el ciclo de vida de cualquier producto tiene necesariamente altibajos. A veces los periodos de baja venta pueden ser bastante largos sin que ello signifique que el producto está al borde de su extinción. Es probable que la raíz del problema se encuentre en las condiciones económicas imperantes del país.

Si la empresa desea asegurarse una firme posición en el mercado, debe formular planes de crecimiento económico e industrial a corto, mediano y largo plazo, con cierto grado de precisión tanto a nivel nacional como internacional, según sea el caso.

Algunas ocasiones la dirección de la empresa decide construir una nueva planta en una zona más cercana a algunos mercados alejados, antes de expandir la ya existente.

Los factores más importantes que hacen que la dirección decida descentralizar las operaciones de fabricación, los podemos agrupar en dos categorías:

1. Factores Intangibles.

Casi todos los gobiernos estatales y la mayoría de las comunidades industriales cuentan con organizaciones cuyo interés principal es el de atraer empresas que establezcan sus plantas en la región.

La actitud de la comunidad hacia la empresa, también puede influir en la decisión de expansión, es decir una compañía que tenga una mala imagen en la comunidad, puede encontrarse con que los organismos municipales de la comunidad restrinjan severamente sus planes de expansión.

2. Factores Tangibles.

Son muchos los factores de costo de localización que influyen sobre el perfil de rentabilidad de una planta y por consecuencia se les debe de considerar cuidadosamente antes de decidir la nueva localización.

Estos factores incluyen costos de transporte hacia la planta (localización de los proveedores de materia prima), transporte a los clientes (mayor concentración de empresas clientes), comercialización (importancia de tener un adecuado servicio de clientes), construcción (características del terreno y del medio ambiente), financiación (tipos de garantías), mano de obra (disponibilidad, presiones sindicales) y operación (servicios de agua, luz, gas y facilidades de transporte).

En ocasiones se subestima el papel del Ingeniero Químico cuando se pretende realizar una expansión de una planta existente o la instalación de una planta nueva, sin embargo, a continuación se hará un bosquejo del importante papel del Ingeniero Químico.

El Ingeniero Químico es una persona con conocimientos teóricos y prácticos sobre el desarrollo, diseño, construcción y operación de todas aquellas instalaciones industriales en las que la materia prima sufre cambios.

Los Ingenieros Químicos trabajan en cinco grandes divisiones de las industrias químicas: investigación y desarrollo, diseño, producción, ventas y administración, es decir tiene muy buenas bases teóricas y prácticas que hacen que logre llegar a tener el criterio adecuado para la resolución de los problemas que se presenten así como para tener una buena planeación de sus objetivos personales como para los de su compañía.

Las decisiones, que hacen posible el progreso de la industria están basadas en ocasiones en datos incompletos, pero apoyados en la experiencia y en un criterio maduro, tales decisiones representan la más elevada forma de expresión de la Ingeniería.

La función creadora ejemplificada en el diseño se ha hecho una característica cada vez más distintiva del Ingeniero Químico.

El diseño debe seguir un plan intermedio, basado en las necesidades de espacio, selección y especificaciones del equipo de proceso, disposición de dicho equipo de acuerdo con las necesidades del proceso, localización de la planta, selección del sitio adecuado y posibles expansiones futuras. Tanto las construcciones como el equipo se deben diseñar para obtener la máxima eficiencia de producción con un mínimo de manejo de materiales de proceso.

Por lo que respecta al almacenamiento, se debe tomar muy en cuenta la posibilidad de una futura expansión sin que se vaya a complicar el flujo de materiales en operación, así como las condiciones más favorables y económicas de operación del proceso.

El diseño se basa siempre en los cambios químicos del proceso, transmisión de masa y energía, balances de materia y eficiencia de conversión de materia prima a producto terminado.

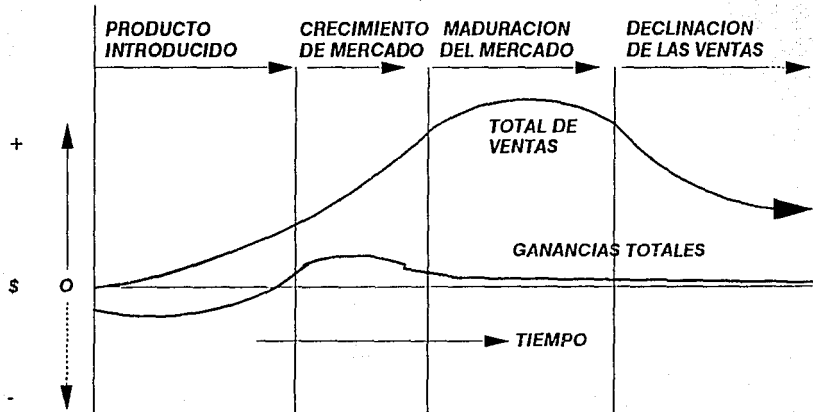
Otros factores que se deben considerar en el diseño de la disposición de la construcción y del equipo son las posibilidades de incendio, explosión, daños químicos, problemas de salud, tratamiento de aguas de desecho, bienestar de los trabajadores, distribución económica de las líneas de servicios y la expansión probable del proceso.

El diseño inteligente y cuidadoso tiene todas las ventajas sobre el diseño hecho a base de tanteos, alteraciones o modificaciones a ciegas. La tarea del Ingeniero Químico consiste en calcular cantidades y rendimientos, considerar el manejo de materiales en proceso y en almacenamiento, aplicar sus conocimientos técnicos sobre los balances de materia y energía, transmisión de masa y de calor, flujo de fluidos, separación de materiales, termodinámica y equilibrio de los sistemas de reacción, comportamiento de los catalizadores, selección de materiales, etc. Además el Ingeniero Químico debe conocer, costos detallados de cada operación unitaria, para que aún antes de que estén los primeros planos de la planta se tenga conocimiento del costo de fabricación del producto terminado.

El hecho de que el Ingeniero Químico no realice un adecuado diseño o rediseño de una unidad productiva traerá por consecuencia diversidad de problemas: consumo excesivo de energéticos, mala eficiencia en consumo de materias primas y los que es peor, podría obtenerse el producto deseado, sin las especificaciones de venta requeridas.

GRAFICA # 1

CICLO DE VIDA DE UN PRODUCTO TIPOICO



C A P I T U L O I I

ASPECTOS ECONOMICOS

A. DEFINICIONES.

B. BASES GENERALES PARA LA EVALUACION ECONOMICA.

C A P I T U L O I I

ASPECTOS ECONOMICOS

Cuando la Dirección de una empresa está planeando la instalación de una nueva planta, o bien la expansión de una planta ya existente, antes de tomar la decisión de llevar a cabo sus planes se deberá realizar un Análisis y Evaluación Económica del proyecto.

En el Análisis y Evaluación de casi cualquier proyecto se toman generalmente los siguientes parámetros de medición:

- * T.I.R.: Tasa Interna de Retorno. Este es normalmente el parámetro principal para evaluar la mayoría de los proyectos.
- * R.S.C.C.: Rendimiento sobre Capital Contable.
- * V.P.N.: Valor Presente Neto.
- * R.S.A.N.: Retorno Sobre los Activos Netos.
- * T.R.I.: Tiempo de Recuperación de la Inversión.

Estos parámetros cuya definición se explica más adelante, tendrán un mínimo por abajo del cual los proyectos no serán autorizados desde el punto de vista financiero y deberá existir una fuerte justificación de otro tipo para su autorización.

Los proyectos ya sean, de expansión o nuevos proyectos podrán ser analizados, según sea el caso, desde tres puntos de vista diferentes:

- a) Incremental.
- b) Incremental con servicios asignados.
- c) Total.

En el caso "Incremental" el análisis y la evaluación se llevan a cabo considerando únicamente las inversiones necesarias y los incrementos en costos y gastos. Estos análisis incrementales se deberán realizar en todos los casos y normalmente sirven como la base para la decisión económica sobre la inversión.

El "Incremental con servicios asignados" es un caso semi-incremental que se hace cuando el proyecto usará parte de servicios ya instalados o que van a ser expandidos.

En el caso "Total" toda la evaluación se realiza considerando, las inversiones, costos y gastos de la operación actual más las inversiones, costos y gastos del caso "Incremental". Este análisis se hará en los casos cuando el "Incremental" no da una buena idea de la economía total del producto.

Para la mayoría de los estudios de inversión, existen diferentes alternativas de realización. Si la decisión entre varias alternativas se basa en consideraciones financieras, la alternativa preferible será la que tenga el mejor V.P.N.

Las proposiciones más difíciles de evaluar son aquellas cuyo determinante no es su rendimiento, porque son independientes de los parámetros de medición establecidos. En esta categoría se encuentran proyectos que involucran el mantenimiento de los negocios como: la eliminación de condiciones peligrosas de trabajo, mejoramiento de relaciones públicas, cumplimiento de leyes y reglamentos, protección del medio ambiente, etc.

La mayoría de estas propuestas tienen alguna implicación financiera, favorable o desfavorable, como el incremento, en costos derivado de la operación en sí misma o la recuperación de productos al prevenir la contaminación de efluentes. Aún cuando alguna propuesta pueda parecer justificable desde un punto de vista no financiero, deben estudiarse los aspectos financieros, como el incremento en costos de operación y ponderarlo antes de tomar una decisión.

Puesto que el objetivo principal del presente trabajo no es mostrar el método de cálculo seguido al realizarse una evaluación económica, sino solamente hacer un bosquejo de los factores económicos que se encuentran involucrados en una evaluación, solamente se mencionarán las definiciones de los principales factores así como las bases generales para la evaluación económica, pero sin hacer énfasis en la metodología de cálculo seguida durante una evaluación económica.

A. DEFINICIONES.

1. Índices de rentabilidad.

- 1.1 Tasa Interna de Retorno (T.I.R.)
Mide el rendimiento del efectivo neto generado con relación a la inversión total.
- 1.2 Valor Presente Neto (V.P.N.)
Mide el exceso o faltante de efectivo que generará un proyecto, después de cubrir una rentabilidad que se establece debe dar como mínimo.

- 1.3 Rendimiento sobre el Capital Contable (R.S.C.C.)
Mide la rentabilidad en términos de utilidad neta, comparada con aquella parte de la inversión total que es propiedad de los accionistas.
 - 1.4 Rendimiento sobre los Activos Netos (R.S.A.N.)
Mide la rentabilidad del proyecto, independientemente de su financiamiento, en términos de utilidad antes de gastos financieros, con respecto a la inversión total (activos netos).
 - 1.5 Tiempo de Recuperación de la Inversión (T.R.I.)
Mide el tiempo requerido para recuperar la inversión original en activos fijos. El cálculo es hecho a pesos constantes.
- 2. Rubros del Estado de Resultados.**
- 2.1 Volumen de Ventas.
Representa la cantidad de producto vendida en un periodo determinado.
 - 2.2 Ventas Netas.
Es el ingreso recibido por la realización de los productos objeto del giro de la empresa.
 - 2.3 Costo Variable.
Representa aquella erogación del costo total directamente relacionado con el ritmo y volumen de ventas y comprende materias primas, combustibles, vapor, energía eléctrica, agua, aire comprimido y en general todos los servicios necesarios para la producción, materias primas auxiliares, materiales de empaque y fletes de producto terminado.
 - 2.4 Contribución Marginal.
En la diferencia entre las ventas netas y costo variable.
 - 2.5 Costos Fijos.
Incluye aquellos costos que se consideran independientes del volumen de producción como: mano de obra, supervisión, materiales en general, mantenimiento, otros gastos y depreciación (Normal y revaluada).
 - 2.6 Utilidad Bruta.
Es la diferencia entre la Contribución Marginal y el total de los Costos Fijos.
 - 2.7 Gastos de Venta, Gastos de Administración y Gastos de Desarrollo.
Este renglón comprende los gastos de promoción, publicidad, nóminas de personal de las Oficinas

- Centrales de la Empresa asignado al producto correspondiente y los gastos de investigación, como el desarrollo de usos finales del producto.
- 2.8 Gastos de Exportación
Son los gastos que se presentarán al realizar la exportación de un producto: comisiones, fletes, gastos aduanales, rentas de terminales o bodegas, etc.
- 2.9 Gastos Corporativos.
Representan los gastos de las áreas administrativas corporativas como la Dirección de Planeación, Dirección Financiera, Dirección de Informática, etc.
- 2.10 Gastos Preoperativos y de Arranque.
Incluye gastos tales como entrenamiento de empleados y trabajadores, viajes, sueldos y salarios previos al arranque y aquellos gastos ocasionados en el arranque como pérdidas de materiales, mantenimiento extra, etc., y en general todos los costos adicionales de los de operación normal, incurridos en período de arranque.
- 2.11 Gastos no Capitalizables.
Incluye gastos tales como: compra de partes de repuesto para la planta, renta de equipo, etc.
- 2.12 Otros Gastos o Ingresos.
Son aquellas erogaciones o ingresos adicionales que no están comprendidos en los renglones anteriores.
Ejemplo: efectos por cambios en inventarios, cuentas malas o incobrables, etc.
- 2.13 Asistencia Técnica y/o Regalías.
Son aquellos pagos derivados de un contrato por el cual la empresa recibe apoyo tecnológico para la manufactura de productos.
- 2.14 Utilidad de Operación.
Es la diferencia entre la Utilidad Bruta y la suma de los Gastos de Venta, Gastos de Administración y Gastos de Desarrollo, Gastos de Exportación, Gastos Corporativos, Gastos Preoperativos y de Arranque, Gastos no Capitalizables, Otros Gastos e Ingresos y los Gastos de Asistencia Técnica y/o Regalías.
- 2.15 Gastos Financieros.
Representa los pagos por intereses derivados de contratos de crédito con bancos y otras instituciones de crédito.
Los Gastos Financieros están formados por la suma de los siguientes conceptos.

- 2.15.1 Gastos de Intereses. Son los pagos por intereses derivados de un préstamo.
- 2.15.2 Gastos de Amortización de Intereses. Resultan de la amortización de los intereses capitalizables, que son los gastos de interés en que se incurre durante el período preoperativo o de construcción.
- 2.16 Otros Gastos o Ingresos.
Considera conceptos tales como descuentos por pronto pago.
- 2.17 Beneficios Fiscales.
Son aquellas concesiones que otorga el Gobierno Federal, con objeto de fomentar en alguna forma la operación de las empresas, como los CÉPROFIS (Certificados de Promoción Fiscal).
- 2.18 Utilidad antes de Impuesto y de Participación a los Trabajadores.
Es la diferencia entre la suma de la Utilidad de Operación y los Beneficios Fiscales, con relación a los Gastos Financieros y otros gastos.
- 2.19 Utilidad Gravable.
Es la suma del punto anterior (2.18) y la depreciación contable menos la depreciación fiscal.
- 2.20 Impuesto sobre la Renta.
Es la porción de la utilidad que se le entrega al Gobierno Federal (42% de la Utilidad Gravable).
- 2.21 Participación de los Trabajadores en las Utilidades.
Es la porción que conforme a la norma constitucional, se entrega en forma adicional al salario de los trabajadores por su participación en el esfuerzo productivo (8% de la Utilidad Gravable).
- 2.22 Utilidad Neta.
Es el remanente de la Utilidad antes de Impuesto y Participación, después de la deducción de los impuestos y la Participación de los Trabajadores en las Utilidades que está a disposición de los propietarios de la empresa.
3. Rubros del Balance.
- 3.1 Capital de Trabajo.
- 3.1.1 Activo Circulante. Es aquella parte de los activos que presenta una alta movilidad y fácil realización, cuya recuperación se lleva a cabo en pocos meses. Está formado por:

- + Efectivo para Operación. Representa la cantidad de dinero en caja requerido para la operación normal.
- + Inventarios. Se dividen en las siguientes categorías:
 - * Materias Primas y Productos en Proceso. Representan la inversión por estos conceptos, al costo puesto en planta de la cantidad de materias primas y productos en proceso para garantizar la continuidad de las operaciones.
 - * Producto Terminado. Representa la inversión en producto listo para vender y/o entregar al cliente, calculado al costo total.
 - * Otros Inventarios. Comprende básicamente refacciones.
 - * Reserva UEPS. Es una cantidad que refleja la diferencia entre el valor actual de los inventarios de materia prima, productos en proceso, producto terminado y su valor original, considerando la inflación entre el año de su fabricación y el año actual.
- + Cuentas por Cobrar. Representa las ventas realizadas cuyo importe e importes asociados (Ejemplo: I.V.A.) todavía no han ingresado a la compañía.

La suma de los rubros anteriores arroja el total del Activo Circulante.

3.1.2 Pasivo Circulante. Es la cantidad de crédito obtenido de proveedores de materias primas, servicios, empaques, fletes, etc., que se pagará a corto plazo (menor de un año) y en ningún caso causa intereses.

La diferencia entre el Activo Circulante y el Pasivo Circulante, arroja el Capital de Trabajo Neto.

3.2 Activo Fijo.

Está representado por aquellas partes de las inversiones que se encuentran inmobilizadas por un período largo, medido en años; está formado por:

3.2.1 Terrenos. Representa la inversión realizada en el terreno necesario para las instalaciones industriales. El valor de los terrenos en todos los casos se mantiene al costo y solamente se permite incluir un rubro adicional en caso de que

haya revaluaciones sucesivas en el transcurso del tiempo. El valor del terreno nunca se deprecia.

- 3.2.2 Mejoras al Terreno. Representa todas aquellas inversiones adicionales realizadas para la adaptación del terreno. En este renglón se incluyen: cercas, banquetas, bardas, despalmes, iluminación, etc. Estas inversiones sí son depreciables.
- 3.2.3 Edificios y Construcciones. Se incluyen toda clase de construcciones como bodegas, talleres, casetas, enfermería, cimentaciones, etc. También se deprecian estas inversiones.
- 3.2.4 Equipo de Maquinaria. Representa el total de las instalaciones fabriles como equipo, maquinaria, instalaciones eléctricas, tubería, instrumentación, etc.
- 3.2.5 Pagos por Tecnología. Solo se consideran cuando se efectúan antes de la puesta en operación de las instalaciones; si son posteriores, se cargan como gasto.
- 3.2.6 Revaluación de Activo Fijo. Representa la actualización del valor de los terrenos, construcciones, instalaciones fabriles y servicios.

La suma de los rubros anteriores será el Activo Fijo Bruto, restándole la depreciación acumulada (Normal y revaluado), arroja el total de Activos Fijos Netos, año con año.

- 3.3. La suma del Capital de Trabajo Neto y el Activo Fijo Neto arroja el Activo Total Neto.
- 3.4 Crédito a Largo Plazo. Comprende pasivos bancarios de créditos obtenidos para proyectos. Este pasivo sí causa intereses.
- 3.5 Capital Contable. Representa la parte de la inversión total que es propiedad de los accionistas.

Se considera la suma de Créditos a Largo Plazo y Capital Contable, igual al total de Activos Netos.

4. Rubros del Flujo de Efectivo Operativo.

- 4.1 Utilidad Neta Ajustada. Es la utilidad neta sin incluir el efecto de los gastos financieros.

- 4.2 **Efectivo Generado Operativo.**
Es la suma de la Utilidad Neta Ajustada y la Depreciación Total (normal y revaluada).
 - 4.3 **Efectivo Usado Operativo.**
Es la suma de las inversiones tanto para Activo Fijo como para Capital de Trabajo.
 - 4.4 **Flujo de Efectivo Operativo.**
Se obtiene restando al Efectivo Generado Operativo, el Efectivo Usado Operativo.
 - 4.5 **Liquidación.**
En el décimo año operativo se supone que se terminará el proyecto, por lo que lo invertido en Capital de Trabajo Neto más lo que queda pendiente por depreciar del Activo Fijo Neto normal, se convierte en efectivo y se adiciona al Efectivo Neto del último año de operación; restándole también a dicho Efectivo el 50% de los sueldos y salarios pagados en ese mismo año, como pago aproximado por liquidación de empleados y obreros.
5. **Otros Conceptos.**
- 5.1 **Reevaluación de Activos.**
Es la actualización del valor de reposición de las inversiones en Activo Fijo.
 - 5.2 **Reserva UEPS.**
Es una cantidad que refleja la diferencia entre el valor actual de los inventarios de materia prima, productos en proceso, producto terminado y su valor original, considerando la inflación entre el año de su fabricación y el año actual.

B. BASES GENERALES PARA LA EVALUACION ECONOMICA.

1. **Localización.**
Especificar la Planta o Complejo donde se propone llevar a cabo el proyecto.
2. **Vida del Proyecto.**
Son 10 años a partir de que la planta arranque y comience a comercializar su producción, independiente de lo que dure el periodo de construcción.
3. **Capacidad.**
Especificar la capacidad (total en nuevos proyectos o adicional en expansiones) que se obtendrá con la realización del proyecto.
4. **Volumen de Ventas.**
Lo más recomendable es seguir los siguientes criterios:

- + Cuando se conocen las diferentes categorías de puestos a cubrir, se aplicará a éstas el salario correspondiente indicado en el Contrato Colectivo de Trabajo en vigor de la planta respectiva, adicionando a éste las prestaciones correspondientes.
- + Cuando se tiene el número total de personas, se podrá utilizar el salario promedio. La escalación del valor del primer año se hará considerando las fechas de revisión del Contrato Colectivo de Trabajo; para los años restantes se usarán valores estimados por el Departamento de Planeación.

- 8.2 Supervisión (Empleados de confianza). Igual que el punto 8.1; no se utiliza el Contrato Colectivo de Trabajo, sino el sueldo promedio de cada puesto.
- 8.3 Materiales de Operación, Mantenimiento y Otros Fijos. Para la integración de estos conceptos, así como en los de mano de obra y supervisión, deberá establecerse una relación estrecha entre la persona encargada de realizar la Evaluación del Proyecto con el Contador de la Planta, para que por medio de éste obtenga la información que necesita. Para procesos nuevos, será el posible licenciador quien proporcione esta información.
- 8.4 Depreciación Fiscal y Contable.

Los conceptos que integran la inversión estarán sujetos a diferentes tasas de depreciación fiscal. Estas tasas son:

Maquinaria y Equipo	10%
Edificios y Oficinas	5%
Terrenos	0%
Equipo de Oficina	10%
Automóviles	20%
Equipo para prevenir la contaminación ambiental	33%

Se deben considerar diez años de vida útil del proyecto, esto es, una vez que la Planta arranca y comienza a comercializar su producción.

La depreciación fiscal empezará en el año en que el Activo Fijo entra en servicio, cargándose para el primer año la depreciación correspondiente a todo el año, independientemente del mes de arranque.

La depreciación normal, para el primer año, se cargará en función de los meses que opera el equipo durante el año.

La depreciación fiscal será igual a la normal, siempre que no exista alguna circunstancia especial para depreciar fiscalmente en forma distinta a la tasa del 10%.

9. **Gastos de Ventas, Gastos de Administración y Gastos de Desarrollo.**
Se deberán escalar con el mismo factor de escalación de sueldos y salarios o proyectarlos como porcentaje de las ventas.
10. **Gastos de Exportación.**
Son los gastos que se presentarán al realizar la exportación de un producto: comisiones, fletes, gastos aduanales, rentas de terminales o bodegas, etc.
11. **Gastos Corporativos.**
Representan los gastos de las Areas Administrativas Corporativas como la Dirección de Planeación, Dirección de Tecnología, Dirección de Informática, etc.
12. **Gastos Preoperativos y de Arranque.**
Incluye gastos tales como entrenamiento de empleados y trabajadores, viajes, sueldos y salarios previos al arranque y todos los gastos ocasionados en el arranque.
13. **Gastos no Capitalizables o Gastos Generales del Proyecto.**
Incluye gastos tales como: Renta de equipo, compra de partes de repuesto para los equipos, etc.
14. **Gastos de Asistencia y/o Regalías:**
Este costo depende de lo estipulado en el o los contratos de adquisición de tecnología; las formas más comunes de estimarlo son los siguientes:
 - * Como porcentaje de venta.
 - * Como porcentaje de utilidades.
 - * Valor fijo pagado durante uno o varios años.
 - * Combinación de los conceptos anteriores.
15. **Otros Gastos o Ingresos.**
Son aquellas erogaciones o ingresos adicionales que no están comprendidos en los renglones anteriores, ejemplo: Efectos de inventarios, cuentas malas o incobrables, etc.
16. **Tasa de Interés y Tasa de Descuento.**
El Departamento de Planeación de la empresa será el

encargado de suministrar las tasas de interés y de descuento.

17. **Estímulos Fiscales.**

Se debe contar con los beneficios fiscales que se pueden obtener por la realización del proyecto: CEPROFIS, subsidios, etc.

18. **Capital de Trabajo.**

Los elementos del Capital de Trabajo son:

- + Efectivo en caja.
- + Cuentas por cobrar y otros inventarios.
- + Inventario de materias primas y de productos en proceso.
- + Inventario de producto terminado.
- + Cuentas por pagar.

19. **Impuestos y Repartos de Utilidades.**

Es el 50% de la Utilidad Gravable: 42% de Impuestos 8% de Reparto de Utilidades.

20. **Inversión.**

Es la cantidad total en Activos Fijos, terreno, construcción, etc. a ser invertida para la realización del proyecto.

Las erogaciones se deben considerar en el año que se realizan. Este valor debe incluir, cuando así se requiera, la instalación de servicios e instalaciones auxiliares para la producción, ya sea que estas instalaciones vayan a ser "propias" o "compartidas"; en este último caso, si un proyecto requiere que las instalaciones de servicios e instalaciones auxiliares sean expandidas, pero va a utilizar sólo una parte de ellas, se deberán hacer dos tipos de análisis del proyecto.

20.1 **Primer Tipo de Análisis.**

20.1.1 Incluyendo 100% de los costos y la inversión de la expansión de las instalaciones de servicios e instalaciones auxiliares.

20.1.2 Incluyendo solo parte proporcional de acuerdo al uso de dichas instalaciones.

20.2 **El siguiente proyecto que utilice la porción remanente de las instalaciones de servicios e instalaciones auxiliares, deberá ser evaluado:**

20.2.1 Sin incluir costos ni inversión de dichas instalaciones.

20.2.2 Con la parte proporcional de los costos e

inversión de las instalaciones antes mencionadas.

Lo anterior tiene como propósito evaluar los beneficios incrementales de los proyectos.

Tanto la inversión directa como la indirecta (Servicios e instalaciones auxiliares) serán proporcionadas por la Dirección de Proyectos.

Como se ha visto hasta ahora un Análisis y Evaluación de un Proyecto involucra un sinnúmero de factores que influyen en una forma determinante para la aceptación o no aceptación del proyecto desde el punto de vista financiero, por lo que esta Evaluación deberá realizarse con sumo cuidado y en base a datos lo más cercanos a la realidad (estimación de costos, volumen probable de ventas, etc.), pues de lo contrario la empresa podría llegar a perder sumas considerables de dinero en caso de que la Evaluación Económica no fuera correcta.

C A P I T U L O I I I

TEORIA / BASES PARA DISEÑO

A. RECTIFICACION DE MEZCLAS.

1. CURVA DE EQUILIBRIO.
2. SEPARABILIDAD DE UNA MEZCLA LIQUIDA.
3. PRESIONES PARCIALES EN MEZCLAS FASE VAPOR.
4. EVAPORACION DE MEZCLAS LIQUIDAS.
5. SISTEMAS REALES.
6. TIPOS DE MEZCLAS.
7. RECTIFICACION.
8. BASES PARA DISEÑO.

B. INTERCAMBIO DE CALOR.

1. TEORIA.
2. BASES PARA DISEÑO.

C. RECIPIENTES.

D. SISTEMAS DE BOMBEO / TUBERIAS.

C A P I T U L O I I I

TEORIA / BASES PARA DISEÑO DE EQUIPO.

A. RECTIFICACION DE MEZCLAS.

Las principales operaciones en la separación térmica de líquidos son la destilación fraccionada y la rectificación.

La destilación fraccionada es aquella en la que se realiza una vaporización de una mezcla líquida, condensándose los vapores formados, los cuales tendrán una composición diferente a la de la mezcla original. La vaporización de la mezcla líquida original puede ser realizada en varias fracciones de composición diferente, de ahí el nombre de destilación fraccionada.

Por otra parte en la Rectificación, la mezcla en fase vapor generada por la vaporización de una mezcla líquida es pasada en contracorriente con un flujo de vapor condensado, de tal manera que ocurra un contacto íntimo entre las fases vapor y líquida, obteniéndose así un mayor enriquecimiento de los vapores en el (los) componente (s) más volátil (es), además de un mayor enriquecimiento de la fase líquida en el (los) componente (s) menos volátil (es).

Los artificios esenciales de la Termodinámica y de la Físicoquímica para entender los problemas de destilación así como para hallar su solución matemática son principalmente:

- a) Ley de Dalton en combinación con la ecuación de estado de los gases perfectos.
- b) Ley de Raoult como una derivación de la ecuación de Gibbs-Duhem-Margules.
- c) El conocimiento de la volatilidad relativa de una mezcla.

Cabe hacer notar que el comportamiento de las mezclas reales presenta desviaciones en comparación con el comportamiento teórico de una mezcla ideal, por lo que se requiere utilizar coeficientes de actividad en la presentación de los procesos de evaporación.

Las relaciones y conceptos básicos para la resolución de problemas de destilación son:

1. Curva de Equilibrio.

La primera relación básica que se requiere determinar es la curva de equilibrio a presión constante, la cual relaciona

la concentración del vapor con la concentración del líquido que se encuentra en equilibrio con el vapor. Cuando se grafica esta relación generalmente se hace refiriéndose al más volátil y se denomina Curva de Equilibrio. (Ver Gráfica 1).

Otra relación de bastante utilidad es la Curva de Punto de Ebullición, la cual nos dá la variación o cambios de temperatura en el proceso. (Ver Gráfica 2).

Para determinar en forma correcta y precisa la Curva de Equilibrio y la Curva de Punto de Ebullición, la mejor forma es hacerlo experimentalmente. En forma teórica y si las soluciones tienen un comportamiento muy parecido al de las soluciones ideales, se puede aplicar la Ley de Raoult y obtener las curvas antes mencionadas.

La Ley de Raoult en su forma más simple dice que para soluciones líquidas ideales y en condiciones tales que la fase vapor siga la Ley de los gases ideales, la presión parcial de cualquier componente de una solución es igual al producto de su presión de vapor en el estado puro por su fracción mol en la solución, o sea:

$$P_1 = \frac{x_1}{100} * P_1$$

Para soluciones binarias:

$$P_1 = \frac{x_1}{100} * p_1 \quad P_2 = \frac{x_2}{100} * p_2 = \frac{(100 - x_1)}{100} * p_2$$

Si la mezcla cumple con la Ley de Dalton $P_t = P_1 + P_2$, la presión necesaria para que la mezcla hierva será:

$$P_t = P_1 + P_2 = \frac{x_1}{100} * p_1 + \frac{(100 - x_1)}{100} * p_2$$

De aquí se puede observar que la presión total es una función lineal de la composición en el líquido.

La composición del vapor será entonces:

$$Y_1 = \frac{P_1}{P_t} = \frac{x_1 * p_1}{100 * P_t}$$

$$Y_2 = \frac{P_2}{P_t} = \frac{(100 - x_1) * p_2}{100 * P_t}$$

2. Separabilidad de una Mezcla Líquida (Volatilidad Relativa).

La "Volatilidad Relativa" es un índice directo de la tendencia de una mezcla líquida para separarse ya sea por

destilación o rectificación. En general, los compuestos de bajo punto de ebullición y la mezcla en fase vapor en equilibrio con la mezcla líquida en ebullición tendrá un porcentaje, más alto de compuestos con bajo punto de ebullición que la mezcla líquida. El grado de enriquecimiento de los compuestos con bajo punto de ebullición en la fase de vapor dependerá de la Volatilidad Relativa.

En una mezcla binaria:

$$\alpha_{12} = \frac{y_1 / x_1}{y_2 / x_2} = \frac{y_1^* x_2}{y_2^* x_1}$$

Donde y_1 (% mol) del componente con bajo punto de ebullición y y_2 (% mol) del compuesto con alto punto de ebullición en la mezcla en fase vapor que está en equilibrio con la mezcla líquida que tiene una composición de x_1 (% mol) del compuesto de bajo punto de ebullición y x_2 (% mol) del compuesto con alto punto de ebullición.

Una volatilidad relativa alta indica que se debe tener una buena separación. En general, la Volatilidad Relativa varía con la presión de operación y por consecuencia con la temperatura de ebullición. Consecuentemente, variando la presión se afectará el equilibrio de ebullición de una mezcla multicomponente.

Para mezclas binarias:

$$x_2 = 100 - x_1$$

$$y_2 = 100 - y_1$$

Haciendo simultáneas con:
$$\alpha_{12} = \frac{y_1^* x_2}{y_2^* x_1}$$

Obtenemos:

$$y_1 = \frac{\alpha_{12}^* x_1}{100 + x_1 (\alpha_{12} + 1)} * 100$$

3. Presiones Parciales en Mezclas en Fase Vapor.

En una mezcla multicomponente en fase vapor, $p_1, p_2, p_3, \dots, p_n$ (mmHg) sean las presiones parciales de cada componente; $y_1, y_2, y_3, \dots, y_n$ (% mol) sean las

concentraciones correspondientes en la fase vapor. Entonces, de acuerdo con la Ley de Dalton, la presión total, (Pt) en mmHg de la mezcla es igual a la suma de las presiones parciales Pc (C= 1, 2, 3,... n) de los componentes individuales.

$$P_1 + P_2 + P_3 + \dots P_n = P_c = P_t$$

Usando la ecuación de estado para los gases ideales, la presión parcial para el componente C, Pc, y la presión total Pt será:

$$P_c = Y_c * \frac{KT}{V}$$

$$P_t = 100 * \frac{KT}{V}$$

Escribiendo, la proporción entre la presión parcial Pc y la presión total Pt, tendremos las relaciones de presiones parciales de Dalton.

$$Y_c = \frac{P_c}{P_t} * 100 ; Y_1 = \frac{P_1}{P_t} * 100 ; Y_n = \frac{P_n}{P_t} * 100$$

Esto significa que la razón entre las presiones parciales individuales y la presión total es la misma que existe entre las fracciones molares y el número total de moles.

4. Evaporación de Mezclas Líquidas.

La ecuación de Gibbs-Duhem-Margules establece una relación entre la composición X (% mol) de una mezcla multicomponente líquida y las presiones parciales P (mmHg) de la fase vapor en equilibrio con la mezcla líquida.

Para una mezcla binaria:

$$x_1 \left[\frac{\partial (\ln P_1)}{\partial x_1} \right]_{P,T} + x_2 \left[\frac{\partial (\ln P_2)}{\partial x_2} \right]_{P,T} = 0$$

Y considerando $x_2 = 100 - x_1$:

$$x_1 \left[\frac{\partial (\ln P_1)}{\partial x_1} \right]_{P,T} - (100 - x_1) \left[\frac{\partial (\ln P_2)}{\partial (100 - x_1)} \right]_{P,T} = 0$$

Si hacemos ambos términos de la ecuación anterior iguales a la unidad y después integramos podremos resolver la ecuación.

5. Sistemas Reales.

Para la mayor parte de las mezclas la presión total obtenida para una temperatura determinada es distinta de la prevista por la ley de Raoult, es decir que presentan desviaciones de la idealidad, siendo mucho más abundantes las mezclas con desviaciones positivas que con desviaciones negativas.

Sin embargo, cuando la concentración de un componente expresada en fracción molar, se aproxima a la unidad, su comportamiento se aproxima a la Ley de Raoult; por tanto en disoluciones muy concentradas, esta ley se puede aplicar como límite al componente que se halla en mayor proporción.

Si se trata de disoluciones diluidas y para el componente que se encuentra en menor proporción, se puede aplicar la Ley de Henry, según la cual la presión de un componente en el vapor es proporcional a su concentración en el líquido.

$$P_1 = C' \cdot x_1.$$

Comparando el intervalo de aplicabilidad de estas dos leyes, podemos decir que la Ley de Raoult es aplicable al disolvente y la Ley de Henry al soluto.

Las desviaciones del comportamiento ideal pueden tratarse extendiendo la ecuación de la Ley de Raoult mediante la introducción de un coeficiente de corrección del siguiente modo:

$$P_1 = \frac{\gamma_1 \cdot x_1}{100} \cdot p_1 \qquad P_2 = \frac{\gamma_2 \cdot x_2}{100} \cdot p_2$$

Los coeficientes de corrección se denominan Coeficientes de Actividad y varían con la concentración, siendo mayores que la unidad para las desviaciones positivas y menores que la unidad para las mezclas con desviaciones negativas.

6. Tipos de Mezclas.

6.1 Mezclas Binarias Ideales.

La mezcla binaria ideal obedece a la Ley de Raoult. La tendencia de los compuestos a evaporarse depende de su concentración en el líquido y su presión de vapor a la temperatura en cuestión.

6.2 Mezclas Binarias No Ideales.

La Ley de Raoult para mezclas ideales es realmente una variante especial de la relación de: Gibbs-Duhem-Margules. Desafortunadamente la mayoría de las mezclas no se comportan idealmente. Las moléculas de los compuestos individuales no se comportan independientemente una de otra y su tendencia a pasar de la fase líquida a la fase vapor no es siempre proporcional a la presión de vapor, por lo que se hace necesaria la introducción del factor de corrección llamado Coeficiente de Actividad.

6.3 Mezclas Multicomponentes Ideales.

Como en el caso de las mezclas binarias ideales, estas mezclas multicomponentes obedecen la Ley de Raoult.

6.4 Mezclas Multicomponentes No Ideales.

Como en el inciso 6.2 pero refiriéndose a más de dos componentes.

7. Rectificación.

La mayor ventaja de la destilación simple es la sencillez del equipo empleado, sin embargo, la separación que produce es muy limitada y no es posible obtener un destilado o un residuo de cualquier concentración prefijada.

Cuando se requiere una mayor separación o se trata de obtener productos dentro de determinadas especificaciones de calidad entonces se recurre al proceso de rectificación, que como se ha dicho consiste en hacer circular el vapor de una mezcla a contracorriente con el condensado producido a partir del mismo y en contacto íntimo con él.

El equipo donde se efectúa ésta operación son las llamadas columnas de rectificación, las cuales nos sirven para dar la superficie de contacto necesaria para el intercambio de materia y de calor.

7.1 Columnas de Rectificación.

Las columnas de rectificación se dividen en dos grupos principales: de platos y empacadas, pero ambas con el mismo fin, por lo que existe una altura en las torres empacadas equivalente a un plato, o lo que es lo mismo a una etapa de equilibrio.

En rectificación, un plato es el que suministra la superficie de contacto entre el líquido y vapor para favorecer la transferencia de masa y de calor entre las dos fases, por lo que el plato tendrá encima un nivel de líquido descendente y a través de éste pasarán los vapores

ascendentes. En cada plato el líquido estará en equilibrio con su vapor, por lo que se conoce también como etapa de equilibrio, estando el número de etapas en función del grado de separación deseado.

De los métodos más usados para calcular el número de platos teóricos en una columna de rectificación están: el método de McCabe-Thiele y el método de Ponchon-Savarit.

El empaque, así como los platos, tienen como función principal proveer el área de contacto necesaria para que se lleve a cabo la transferencia de masa y de calor.

Las columnas empacadas son frecuentemente usadas en laboratorios y plantas piloto, aunque a nivel industrial sus aplicaciones son pocas aún, comparadas con las columnas de platos, sin embargo, últimamente con la introducción de empaques de alta eficiencia está creciendo el número de aplicaciones de las columnas empacadas.

Estas columnas, resultan muy convenientes cuando se manejan sustancias corrosivas, cuando se requiere tratar con materiales con alta viscosidad que son difíciles de manejar en columnas de plato, o bien cuando son sustancias muy sensibles a altas temperaturas.

Una de las desventajas del uso de columnas empacadas, es la llamada "canalización", es decir, el material que fluye a través del empaque lo hace por el camino más fácil, evitándose una adecuada distribución del fluido en todo el empaque, disminuyéndose así el área de transferencia.

Este fenómeno de canalización aumenta de manera proporcional al diámetro de la columna por lo cual el uso de columnas de este tipo se recomienda cuando tienen un diámetro menor a 1.5 metros.

Actualmente el problema de canalización y otros, inherentes al uso de empaque en columnas de rectificación están disminuyéndose, pues se han introducido al mercado, mejores diseños de platos de distribución y mejores diseños de empaque.

7.2 Características / Funciones.

Las características generales de las columnas de rectificación son:

- + Todas las columnas de rectificación se dividen en zonas: la parte superior que es la llamada sección de enriquecimiento y la parte inferior que es la sección de agotamiento. La división de estas dos secciones se hace por el punto de entrada de la alimentación a la columna.

- + En la sección de enriquecimiento los líquidos y los vapores en los platos, están más concentrados en los componentes más volátiles que la mezcla inicial.
- + En la sección de agotamiento la composición de los líquidos y del vapor en los platos es más concentrada en los componentes menos volátiles comparada con la composición de la mezcla inicial.
- + La función de cada plato es aumentar la concentración del componente más volátil en el vapor que se produce.
- + Se necesita una fuente externa de energía para suministrar el calor requerido para poder llevar a cabo la rectificación (rehervidor).
- + Se requiere un cambiador de calor, para condensar los vapores que salen del domo de la columna y poder regresar una porción del condensado como reflujo.

8. Consideraciones de Diseño de Columnas de Rectificación.

Un diseño adecuado de una columna con platos debe de satisfacer los requerimientos económicos y los de diseño.

Para ser el más económico, el diseño de platos debe resultar en un diámetro de torre mínimo con el cual se alcancen los flujos máximos de diseño y las más altas eficiencias de separación en los diferentes rangos de operación.

La caída de presión debe ser la mínima que permita obtener eficiencias adecuadas de rectificación.

Generalmente hay 2 clasificaciones para procedimientos de diseño:

- a) Servicios a Presión: En los cuales la caída de presión no es una consideración muy importante para el diseño, sin embargo, esto puede cambiar si las sustancias manejadas son muy sensibles a altas temperaturas.
- b) Servicios a Vacío: En los cuales la caída de presión sí es muy importante para el diseño, pues con caídas de presión bajas se minimiza el diferencial de temperaturas entre el domo y el fondo de la columna, disminuyéndose el riesgo de descomposición de los materiales en el fondo de la columna, así como favoreciéndose el uso de vapor de agua (medio de calentamiento muy usual) a presiones razonables.

Otras consideraciones de diseño que son recomendables se mencionan a continuación:

+ Número de Platos.

En la actualidad existen diferentes métodos para determinar el número de platos requeridos para lograr una separación deseada. Dichos métodos van desde algunos relativamente simples como el de McCabe-Thiele hasta algunos muy sofisticados que son vendidos en "paquetes" del software para simulación de diversos equipos de procesos (SSI, Simulation Science Inc. etc.).

Lo que se hace generalmente en la industria, es hacer una estimación preliminar teórica del número de platos y posteriormente confirmar los resultados de la simulación teórica, mediante simulaciones en laboratorio usando columnas piloto, teniéndose como variables principales, la relación de reflujo y el número de platos de la columna del laboratorio.

Es importante mencionar, que usualmente las simulaciones teóricas para estimar el número de platos requeridos para una separación deseada, no se pueden considerar definitivas, pues a pesar de la sofisticación de algunos de los métodos usados actualmente, éstos no consideran algunos factores tales como que en la mayoría de las mezclas a purificar se encuentran impurezas desconocidas cuyo comportamiento no se puede predecir teóricamente. Es por esto, que casi siempre se deben hacer simulaciones en laboratorio para confirmar el número de platos requerido.

+ Relación de Reflujo Óptima y Diámetro de la Columna.

La elección adecuada de la relación de reflujo deberá basarse en el balance económico. Conforme se alcanza la relación mínima de reflujo el número necesario de platos tiende al infinito y por lo tanto los gastos de inversión y fijos tienden también a infinito, mientras que los gastos de operación arrojan un valor mínimo, ya que se vuelven mínimas las exigencias del condensador del domo, rehervidor, bombas de reflujo, etc.

Conforme aumenta la relación de reflujo desde el mínimo deberá aumentarse el diámetro de la columna para mantener constante la producción del material deseado, pero el número de platos se reducirá. Como consecuencia de ello, los gastos de inversión y fijos disminuyen al aumentar la relación de reflujo; pasan por un mínimo y vuelven a tender al infinito para el reflujo total, por ser necesaria entonces una columna de diámetro infinito.

Los gastos de operación tienden de un modo análogo hacia infinito en condiciones de reflujo total, ya que las bombas de reflujo tienden a infinito para una cantidad finita de producto.

+ Espaciado de Platos.

Se selecciona normalmente en base a costos de construcción, facilidad para mantenimiento, operabilidad, etc.

La mayoría de las columnas usadas en refinación de petróleo usan espaciamiento de platos entre 18 y 24 pulgadas, incrementando el espaciamiento de platos conforme aumenta el diámetro de la columna.

En platos Sieve, el espaciamiento de platos afectará la capacidad así como el arrastre. Usualmente el espaciamiento se cambia en algunas zonas de la columna, con objeto de tener mayor flexibilidad en cambios de rangos de operación.

La eficiencia de separación aumenta cuando se aumenta el espaciado, ya que se tienen menos problemas de arrastre de líquido, sin embargo, hay que considerar que al aumentar la distancia entre platos se incrementa la altura de la columna y consecuentemente su costo.

+ Area de Orificios.

Para la mayoría de los servicios a presión, es adecuado diseñar para tener un Area de Orificios equivalente a 6 - 18% del Area de Burbujeo, sin embargo para servicios a vacío se pueden tener Areas de Orificios de hasta 20% del Area de Burbujeo.

Areas menores de 6% provocarán arrastre excesivo, mientras que áreas mayores a 18% tendrán mucho lagrimeo.

+ Diámetro de Orificios.

Anteriormente había muchos diseños con orificios de 2 a 4 mm de diámetro, sin embargo, causaban frecuentes problemas de taponamientos.

Actualmente se diseña con diámetros de orificio entre 10 y 25 mm, sin embargo, para sustancias limpias el diámetro podría ser menor.

Mientras mayor sea el diámetro de los orificios se tendrá mayor probabilidad de que se incremente el arrastre.

+ Espesor de Plato.

Depende básicamente de factores tales como caída de presión mínima requerida, esfuerzo estructural que debe soportar el plato, material de construcción, corrosividad de las sustancias manejadas, etc.

+ Espaciamiento de Orificios.

Normalmente se utilizan arreglos triangulares o cuadrangulares de orificios, con espaciamientos usuales de 1 a 2 pulgadas.

+ Altura de Rebosadero.

La caída de presión se incrementa conforme se hace más grande la altura de rebosadero. También aumentan ligeramente el lagrimeo y el arrastre con la altura del rebosadero.

Normalmente se utilizan Alturas de Rebosadero entre 1.5 y 3 pulgadas para Servicios a Presión. Para Servicios a Vacío oscilan entre 0.5 y 1.5 pulgadas.

B. INTERCAMBIO DE CALOR.

1. Teoría Básica de la Transferencia de Calor.

La energía calorífica puede transferirse desde una fuente hasta un receptor por medio de tres diferentes mecanismos: Conducción, Convección y Radiación.

En la mayoría de los casos, el intercambio de calor sucede mediante una combinación de dos o tres de los mecanismos mencionados.

Cuando la velocidad de transferencia de calor es constante y no es afectada con el tiempo, se dice que se tiene un "estado-estable" (steady state), mientras que un "estado-inestable" (unsteady state) se tiene cuando la velocidad de transferencia de calor varía con el tiempo.

La mayoría de las operaciones industriales en las que hay transferencias de calor, se llevan a cabo bajo condiciones de estado-estable.

Sin embargo, condiciones de estado-inestable se pueden encontrar en algunas operaciones industriales tales como, procesos "Batch", procesamiento de metales, vidrio, etc.

A continuación se describen brevemente los tres mecanismos de transferencia de calor:

+ Conducción.

La transferencia de calor a través de un material fijo se logra a través del mecanismo llamado Conducción.

La velocidad del flujo de calor por conducción, es proporcional al área disponible para transferir calor, así como al gradiente de temperatura en la dirección del flujo de calor.

Por lo tanto, la velocidad de flujo de calor en una dirección dada, puede expresarse como:

$$\frac{dQ'}{dz} = -k * A * \frac{dt}{dx}$$

La conductividad térmica es una propiedad de cada material y su valor se determina experimentalmente.

Para el caso común de transferencia de calor en estado-estable, aplica la siguiente ecuación:

$$\frac{Q'}{Z} = Q = k * A * \frac{\Delta t}{x}$$

+ Convección.

La transferencia de calor por mezclado físico, de las porciones caliente y fría de un fluido se llama Convección.

El mezclado puede ocurrir como resultado de diferencia de densidades (Convección Natural), o como resultado de una agitación inducida mecánicamente, éste último se conoce como Convección Forzada.

La siguiente ecuación, es usada como base para evaluar la velocidad de transferencia de calor por Convección:

$$\frac{dQ'}{dz} = h' * A * \Delta t_f$$

La constante de proporcionalidad h es designada como el coeficiente de transferencia de calor y está en función del tipo de agitación y de la naturaleza del fluido.

También, como en el caso de la conductividad térmica, el coeficiente de transferencia, se determina frecuentemente por métodos experimentales.

Para el caso de operaciones en condiciones de estado-estable, aplica la ecuación:

$$Q = h' * A * \Delta t_f$$

+ Radiación.

Cuando energía en forma de calor radiante se transfiere de una fuente a un receptor, el mecanismo de transferencia de calor se llama Radiación.

El calor de radiación emitido por una fuente, se expresa como sigue:

$$\frac{dQ'}{dz} = SBo * E_R * A * T^4$$

La emisividad depende de las características de la superficie emisora y se determina también en forma experimental.

Parte de la energía radiante que le llega al receptor es absorbida, pero también parte puede ser reflejada. Además, el receptor también puede emitir energía radiante.

La ecuación general para el estado-estable es:

+ Arreglo y Tamaño de Tubos.

La longitud de tubos más comunmente usada en condensadores de coraza y tubos es de 20 Ft sin embargo, con frecuencia se utilizan de 16 Ft, 12 Ft, y hasta 8 Ft, mientras que para rehornadores utilizados en columnas de destilación, la longitud de tubos que se usa con mucha frecuencia es de 5 Ft aunque también hay algunas aplicaciones en las que se utilizan otras longitudes.

En cuanto al diámetro de los tubos, el más usado ya sea para condensadores, enfriadores y rehornadores, el más usado es el de 1 pulgada, sin embargo, tubos de otros diámetros (por ejemplo 3/4 pulgadas) también se usan.

El espesor del tubo dependerá de diversos factores tales como presión, temperatura, corrosión, etc.

Respecto al arreglo de tubos, normalmente se utilizan arreglos triangulares o cuadrangulares, con separaciones de tubo a tubo (centro a centro) en el rango de 1.25 a 1.50 veces el diámetro del tubo.

+ Diámetro y Espesor de la Coraza.

El diámetro de la coraza varía grandemente y depende básicamente de la capacidad para la que se requiere diseñar.

En cuanto al espesor, éste dependerá básicamente de la presión y temperatura de operación así como de la corrosividad de los materiales a manejar.

+ Juntas de Expansión.

Expansión térmica de los materiales, pueden ocurrir al operar un intercambiador de calor.

Puesto que los tubos y la coraza pueden expandirse en forma diferente, se hace necesario algún arreglo que absorba o minimize los esfuerzos térmicos. Un arreglo normalmente usado son las Juntas de Expansión.

+ Posición de las Mamparas.

La posición de las mamparas es fijada por la tendencia a ensuciar / incrustar que tenga el fluido que está siendo manejado.

Para fluidos sucios, el flujo debe de ser de lado a lado de la coraza, es decir las mamparas deben de tener cortes verticales; para fluidos limpios, el flujo pueden ser en cualquier dirección, así que se pueden usar mamparas con cortes verticales, horizontales o en diagonal.

C. RECIPIENTES.

Recipientes (separadores, acumuladores, etc.) que son usados en procesos químicos, deben ser dimensionados en base a tener el menor volumen posible, pero que sea consistente con una flexibilidad operativa razonable.

El término "razonable" está relacionado con el tiempo en el cual, personal de operación puede darse cuenta y corregir alguna desviación en las condiciones de operación de alguna torre de rectificación o algún otro equipo de proceso.

Los recipientes usados como equipo periférico en torres de rectificación, para recolectar los vapores del domo de la columna, una vez que han sido condensados y subenfriados, son llamados comunmente "recibidores-acumuladores del domo".

Estos recipientes pueden ser verticales u horizontales, lo cual depende de varios factores como disponibilidad de espacio, costos, tipo de proceso, etc.

Un criterio muy usado para diseñar recibidores del domo es que deben de tener un tiempo de residencia de 10 min. (al nivel normal de operación).

Este criterio, da una buena flexibilidad operativa, además de que permite evitar que haya derrames de líquido, por ejemplo, en caso de que haya una falla de energía eléctrica, el líquido del recipiente no podrá ser desalojado, sin embargo, la columna continuará evaporando material, a pesar de que se bloquea el flujo del medio de calentamiento de los rehervidores, inmediatamente después de ocurrir la falla de energía eléctrica.

Si el recipiente tiene el volumen adecuado, podrá colectar el líquido adicional destilado durante la falla, sin llegar a derramarse material.

D. FLUJOS DE FLUIDOS.

1. Teoría sobre Flujo de fluidos.

Todas las fórmulas prácticas para el flujo de fluidos se derivan del Teorema de Bernoulli, pero con modificaciones para tomar en cuenta las pérdidas por fricción.

El Teorema de Bernoulli es un medio para expresar la aplicación de la ley de la conservación de la energía al flujo de fluidos en un conducto.

La energía total en cualquier punto en particular del sistema en cuestión, arriba de un plano horizontal arbitrario, es igual a la suma de la "cabeza" de elevación, la "cabeza" de presión y la "cabeza" de velocidad, lo cual se expresa como sigue:

$$Z' + \frac{144 P}{\rho} + \frac{v^2}{2g} = H$$

Si las pérdidas por fricción son despreciadas y no se agrega o quita energía del sistema de tubería (ejemplo. bombas, turbinas), la "cabeza" total H será una constante, sin embargo, en la realidad, se tienen pérdidas por fricción, así como incrementos y decrementos de energía, los cuales deben ser incluidos en la ecuación de Bernoulli, la cual quedaría como sigue:

$$Z'_1 + \frac{144 P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2g} = Z'_2 + \frac{144 P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2g} + h_2$$

El flujo en tuberías se caracteriza por la fricción en las partículas del fluido, al chocar unas con otras y consecuentemente se tiene pérdida de energía disponible para desarrollar trabajo. En otras palabras, debe haber una caída de presión en la dirección del flujo.

La ecuación general para Caídas de Presión, se conoce como fórmula de Darcy, la cual está básicamente en función de la longitud de tubería, velocidad del fluido, diámetro de la tubería así como propiedades físicas del fluido.

La ecuación de Darcy es válida para flujo laminar o turbulento de cualquier líquido en una tubería.

Con algunas restricciones apropiadas, la ecuación de Darcy puede ser usada cuando gases o vapores están siendo manejados.

2. Consideraciones de Diseño.

Para el diseño adecuado de una tubería, se determinan básicamente 2 variables: la velocidad del fluido y la caída de presión entre un punto del proceso y el otro a donde se desea enviar el fluido.

Para realizar una estimación preliminar rápida, de si una tubería es adecuada o no, se verifica la velocidad del fluido verificándose si cae dentro del rango de velocidades recomendado para diversos servicios.

Los criterios recomendables son:

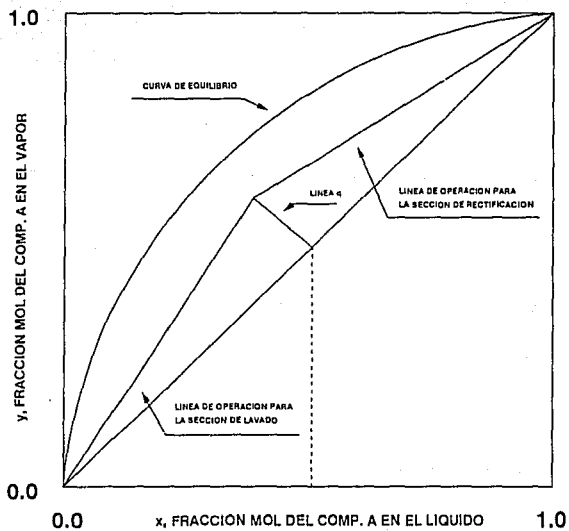
Líquidos en tuberías de descarga de equipos de bombeo, deberán manejarse con velocidades entre 3 - 10 Ft/seg.

Líquidos en tuberías de succión de equipos de bombeo, deben tener velocidades entre 1 y 4 Ft/seg.

Vapores saturados en tuberías deben manejarse con velocidades entre 4000 y 10 000 Ft/min.

Vapores sobrecalentados en tuberías deben tener velocidades entre 7000 y 18 000 Ft/min.

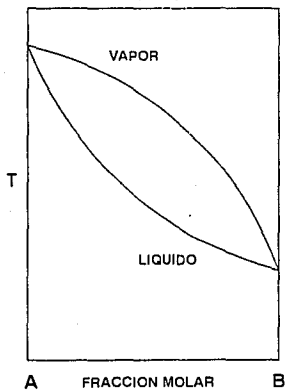
GRAFICA No. 1
CURVA DE EQUILIBRIO



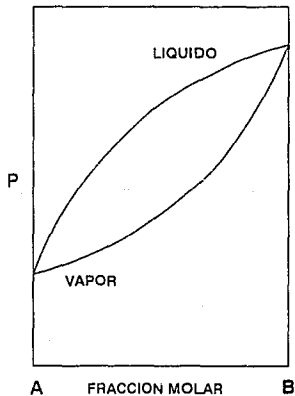
GRAFICA No. 2

CURVA DE PUNTOS DE EBULLICION

P = CONSTANTE



T = CONSTANTE



ht

CAPITULO III. LISTA DE VARIABLES

- p = PRESION DE VAPOR DE COMPONENTE PURO , mm Hg
 P = PRESION PARCIAL DE COMPONENTE EN UNA SOLUCION , mm Hg
 x = FRACCION MOL EN FASE LIQUIDA DE COMPONENTE EN UNA SOLUCION
 y = FRACCION MOL EN FASE VAPOR DE COMPONENTE EN UNA SOLUCION
 P_t = PRESION TOTAL DE VAPOR DE UNA SOLUCION , mm Hg
 α = VOLATILIDAD RELATIVA DE UNA MEZCLA LIQUIDA
 K = CONSTANTE DE LOS GASES IDEALES
 T = TEMPERATURA ABSOLUTA , ° K
 v = VOLUMEN DE 100 MOLES DE LA MEZCLA EN FASE VAPOR , m³
 C^* = CONSTANTE DE LA LEY DE HENRY
 Q^* = CANTIDAD DE CALOR TRANSFERIDA , BTU
 k = CONDUCTIVIDAD TERMICA DE UN COMPUESTO , BTU / (Hr) (FT²) (°F/FT)
 z = TIEMPO DE TRANSFERENCIA DE CALOR , Hr
 A = AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR , FT²
 t = TEMPERATURA , ° F
 x^* = LONGITUD DEL TRAYECTO DE CONDUCCION DE CALOR , FT
 Q = VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE CALOR , BTU/Hr
 t = DIFERENCIAL DE TEMPERATURA , ° F
 h^* = COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA CALOR POR CONVECCION , BTU / (Hr)(FT²)(°F)
 SBo = CONSTANTE DE STEFAN-BOLTZMANN , BTU/(Hr)(FT²)(°R⁴)
 e = EMISIVIDAD DE LA SUPERFICIE
 T = TEMPERATURA ABSOLUTA , ° R
 U = COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR , BTU/ (Hr)(FT²)(°F)
 W = FLUJO MASICO EN UN CAMBIADOR DE CALOR , BTU/Hr
 C_p = CALOR ESPECIFICO DE UN FLUIDO , BTU/(Lb) (°F)
 Z^* = "CABEZA" POTENCIAL O ELEVACION SOBRE EL NIVEL DE REFERENCIA , FT
 v = VELOCIDAD DE FLUJO EN UNA TUBERIA , FT/seg
 P^* = PRESION MANOMETRICA , Psi
 ρ = DENSIDAD DEL FLUIDO EN UNA TUBERIA , Lb/FT³
 γ = COEFICIENTE DE ACTIVIDAD

C A P I T U L O I V

METODOLOGIAS PARA EL REDISEÑO DE EQUIPO

- A. METODO RIGUROSO PARA REDISEÑO DE COLUMNAS.
 - + DETERMINACION CARGAS INTERNAS.
 - + DETERMINACION DE PARAMETROS HIDRAULICOS / AREA ACTIVA OPTIMA.
 - + DEFINICION DE ARREGLO FINAL MECANICO DE PLATO.

- B. METODOS CORTOS PARA CHEQUEO DE CAMBIADORES DE CALOR.
 - + REHERVIDOR.
 - + CONDENSADOR-SUBENFRIADOR.

- C. METODO CORTO PARA RECIPIENTE DE CONDENSADO DEL DOMO.

- D. METODOS CORTOS PARA EQUIPOS DE BOMBEO / TUBERIAS.

C A P Í T U L O I V

METODOLOGIAS PARA EL REDISEÑO DE EQUIPO.

El objetivo principal de este estudio, es mostrar la metodología usada en la industria, para determinar las modificaciones requeridas en los platos de una columna de rectificación, para el caso de que la capacidad de producción de algún proceso se necesite incrementar, con modificaciones menores en el equipo de proceso; se describirá un método riguroso para chequeo hidráulico de columnas y además, para el chequeo del diseño de cambiadores de calor, recipientes, tuberías, etc. se mostrarán métodos "cortos" que son usados en la práctica para estimaciones preliminares de operabilidad de los equipos de proceso.

A. Método Riguroso para Rediseño de Columnas.

Se está llamando "Rediseño de Columnas", a la definición de los cambios requeridos en los internos de una columna de destilación, para operarla a diferentes cargas (capacidades) de una capacidad de referencia.

El método comprende básicamente 3 etapas:

+ Determinación Cargas Internas.

Se refiere básicamente a la determinación de los flujos internos de líquido y vapor dentro de la columna, con la suposición de que la columna se divide en diferentes zonas (fondo, bajo alimentación, domo, etc.) las cuales tienen flujos similares de vapor y líquido en los platos comprendidos en dichas zonas (Ver Gráfica 4).

La estimación de los flujos de vapor y líquido se basa en los balances de materia y energía en la diferentes zonas en las que se divide la columna.

+ Determinación Parámetros Hidráulico / Área Activa Óptima.

Los flujos internos de vapor y líquido en las diferentes zonas de la columna se utilizan para verificar si se tiene el diámetro adecuado de columna así como para analizar el comportamiento hidráulico en general de la columna, es decir, caídas de presión, nivel de líquido en bajantes, arrastre de líquido hacia platos superiores, lagrimeo, etc.

El resultado de este análisis hidráulico, permite definir cual es el área activa óptima en cada una de las zonas de la columna.

+ Determinación de Arreglo Final Mecánico de Plato.

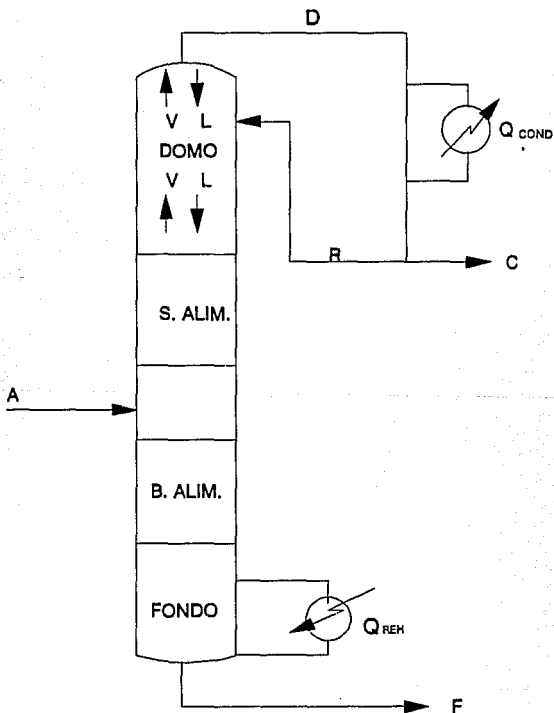
Las áreas activas óptimas se utilizan para determinar la cantidad de orificios libres y tapados que deberán tener los platos en las diferentes zonas de la columna.

Los orificios que no están activos, deberán ser tapados con pedazos de metal (similar al del plato) que son soldados al plato en una forma que deberá ser lo más simétrica posible.

Una vez que se ha mencionado brevemente y en forma general, lo que implica la metodología rigurosa para adecuar una columna de rectificación a cambios en la capacidad del proceso, se procederá a delinear en forma detallada la metodología ya mencionada.

**DETERMINACION
CARGAS INTERNAS**

DETERMINACION CARGAS INTERNAS



BALANCES GENERALES

* MATERIA

$$A + R = F + D$$

* ENERGIA

$$A \cdot H_A + R \cdot H_R + Q_{REI} = F \cdot H_F + D \cdot H_D$$

DONDE:

A = Flujo de Alimentación, Lb /Hr

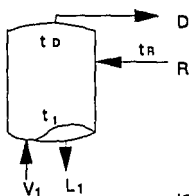
R = Flujo de Líquido de Reflujado, Lb /Hr

F = Flujo de Líquido del Fondo, Lb /Hr

D = Flujo de Vapores del Domo, Lb /Hr

H_A, H_R, H_F, H_D son las entalpías correspondientes a los flujos arriba mencionados, BTU/Lb.

1. ZONA DOMO



BALANCE DE MATERIA

$$R + V_1 = D + L_1 \Rightarrow V_1 = D + L_1 - R \quad (1)$$

BALANCE DE ENERGIA

$$R * H_R + V_1 * H_{V1} = L_1 * H_{L1} + D * H_D$$

$$V = \frac{L * H_L + D * H_D - R * H_R}{H_{V1}}$$

IGUALANDO V DE BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA

$$D + L_1 - R = \frac{L_1 * H_{L1} + D * H_D - R * H_R}{H_{V1}}$$

$$D + L_1 - R = L_1 * \frac{H_{L1}}{H_{V1}} + D * \frac{H_D}{H_{V1}} - R * \frac{H_R}{H_{V1}}$$

$$L_1 - L_1 * \frac{H_{L1}}{H_{V1}} = D * \frac{H_D}{H_{V1}} - D + R - R * \frac{H_R}{H_{V1}}$$

$$L_1 \left(1 - \frac{H_{L1}}{H_{V1}} \right) = D \left(\frac{H_D}{H_{V1}} - 1 \right) + R \left(1 - \frac{H_R}{H_{V1}} \right)$$

$$L_1 \left(\frac{H_{V1} - H_{L1}}{H_{V1}} \right) = D \left(\frac{H_D - H_{V1}}{H_{V1}} \right) + R \left(\frac{H_{V1} - H_R}{H_{V1}} \right)$$

$$L_1 (H_{V1} - H_{L1}) = D (H_D - H_{V1}) + R (H_{V1} - H_R)$$

$$L_1 = \left(\frac{H_D - H_{V1}}{H_{V1} - H_{L1}} \right) * D + \left(\frac{H_{V1} - H_R}{H_{V1} - H_{L1}} \right) * R$$

SUSTITUYENDO EN (1)

$$V_1 = D + \left(\frac{H_D - H_{V1}}{H_{V1} - H_{L1}} \right) * D + \left(\frac{H_{V1} - H_R}{H_{V1} - H_{L1}} \right) * R - R$$

$$V_1 = \left[1 + \left(\frac{H_D - H_{V1}}{H_{V1} - H_{L1}} \right) \right] * D + \left[\left(\frac{H_{V1} - H_R}{H_{V1} - H_{L1}} \right) - 1 \right] * R$$

1. ZONA DOMO

$$H_{V1} = C_{P1} (t_1 - 32) + \lambda_1$$

$$H_D = C_{PD} (t_D - 32) + \lambda_D$$

$$H_R = C_{PR} (t_R - 32)$$

$$H_{L1} = C_{P1} (t_1 - 32)$$

Donde:

λ_1 = Calor de Vaporización a t_1 , BTU/Lb

λ_D = Calor de Vaporización a t_D , BTU/Lb

H_{V1} = Entalpía del Vapor en la zona Domo, BTU/Lb

H_D = Entalpía del Vapor que sale del Domo, BTU/Lb

H_R = Entalpía del Líquido Reflujado a la Torre, BTU/Lb

H_{L1} = Entalpía del Líquido en la Zona Domo, BTU/Lb

t_D = Temperatura en la Salida del Domo de la Columna, ° F

t_R = Temperatura del Reflujo a la Columna, ° F

t_1 = Temperatura Estimada en la Zona Domo, ° F

t_{D1} = Temperatura Estimada a la Entrada de Zona Domo, ° F

$$t_1 = t_D + (G_T * N_D) \quad \text{Donde: } G_T = \frac{t_F - t_D}{N_P}$$

$$t_1 = \frac{t_D + t_{D1}}{2}$$

t_F = Temperatura en el Fondo de la Columna, ° F

N_P = Número Total de Platos en la Columna.

G_T = Gradiente de Temperaturas en toda la Columna, ° F

N_D = Número de Platos en la Zona del Domo.

C_{P1} = Capacidad Calorífica a t_1 , BTU/(Lb * ° F)

C_{PD} = Capacidad Calorífica a t_D , BTU/(Lb * ° F)

C_{PR} = Capacidad Calorífica a t_R , BTU/(Lb * ° F)

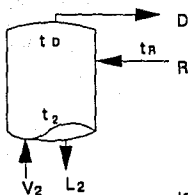
V_1 = Flujo de Vapores en la Zona Domo, Lb/Hr

L_1 = Flujo de Líquido en la Zona Domo, Lb/Hr

D = Flujo de Líquido en la Salida del Domo de la Columna, Lb/Hr

R = Flujo de Líquido Reflujado a la Columna, Lb/Hr

2. SOBRE ALIMENTACION



BALANCE DE MATERIA

$$R + V_2 = D + L_2 \Rightarrow V_2 = D + L_2 - R \quad (2)$$

BALANCE DE ENERGIA

$$R * H_R + V_2 * H_{V_2} = L_2 * H_{L_2} + D * H_D$$

$$V_2 = \frac{L_2 * H_{L_2} + D * H_D - R * H_R}{H_{V_2}}$$

IGUALANDO V DE BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA

$$D + L_2 - R = \frac{L_2 * H_{L_2} + D * H_D - R * H_R}{H_{V_2}}$$

$$D + L_2 - R = L_2 * \frac{H_{L_2}}{H_{V_2}} + D * \frac{H_D}{H_{V_2}} - R * \frac{H_R}{H_{V_2}}$$

$$L_2 - L_2 * \frac{H_{L_2}}{H_{V_2}} = D * \frac{H_D}{H_{V_2}} - D + R - R * \frac{H_R}{H_{V_2}}$$

$$L_2 \left(1 - \frac{H_{L_2}}{H_{V_2}} \right) = D \left(\frac{H_D}{H_{V_2}} - 1 \right) + R \left(1 - \frac{H_R}{H_{V_2}} \right)$$

$$L_2 \left(\frac{H_{V_2} - H_{L_2}}{H_{V_2}} \right) = D \left(\frac{H_D - H_{V_2}}{H_{V_2}} \right) + R \left(\frac{H_{V_2} - H_R}{H_{V_2}} \right)$$

$$L_2 (H_{V_2} - H_{L_2}) = D (H_D - H_{V_2}) + R (H_{V_2} - H_R)$$

$$L_2 = \left(\frac{H_D - H_{V_2}}{H_{V_2} - H_{L_2}} \right) * D + \left(\frac{H_{V_2} - H_R}{H_{V_2} - H_{L_2}} \right) * R$$

SUSTITUYENDO EN (1)

$$V_2 = D + \left(\frac{H_D - H_{V_2}}{H_{V_2} - H_{L_2}} \right) * D + \left(\frac{H_{V_2} - H_R}{H_{V_2} - H_{L_2}} \right) * R - R$$

$$V_2 = \left[1 + \left(\frac{H_D - H_{V_2}}{H_{V_2} - H_{L_2}} \right) \right] * D + \left[\left(\frac{H_{V_2} - H_R}{H_{V_2} - H_{L_2}} \right) - 1 \right] * R$$

2. ZONA SOBRE-ALIMENTACION

$$H_{V2} = C_{P2} (t_2 - 32) + \lambda_2$$

$$H_D = C_{PD} (t_D - 32) + \lambda_D$$

$$H_R = C_{PR} (t_R - 32)$$

$$H_{L2} = C_{P2} (T_2 - 32)$$

Donde:

λ_2 = Calor de Vaporización a t_2 BTU/Lb

H_{V2} = Entalpia del Vapor en la Zona Sobre Alimentación, BTU/Lb

H_{L2} = Entalpia del Líquido en la Zona Sobre-Alimentación, BTU/Lb

t_2 = Temperatura Estimada en la Zona Sobre Alimentación, °F

$$t_2 = \frac{t_{D1} + t_{PA}}{2} \quad \text{Donde: } t_{PA} = t_D + (G_T * N_{PA})$$

t_{PA} = Temperatura Estimada del Plato de Alimentación, °F

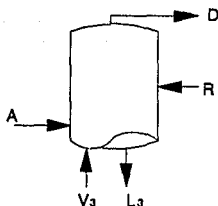
N_{PA} = Número de Platos desde el Domo hasta el Plato de Alimentación

C_{P2} = Capacidad Calorífica a t_2 , BTU/(Lb * °F)

V_2 = Flujo de Vapores en la Zona Sobre Alimentación, Lb /Hr

L_2 = Flujo de Líquido en la Zona Sobre Alimentación, Lb /Hr

3- ZONA BAJO ALIMENTACION



BALANCE DE MATERIA

$$R + V_3 + A = L_3 + D \Rightarrow V_3 = L + D - A - R \quad (3)$$

BALANCE DE ENERGIA

$$R * H_R + V_3 * H_{V3} + A * H_A = L_3 * H_{L3} + D * H_D$$

$$V_3 = \frac{L_3 * H_{L3} + D * H_D - A * H_A - R * H_R}{H_{V3}}$$

$$L_3 + D - A - R = \frac{L_3 * H_{L3} + D * H_D - A * H_A - R * H_R}{H_{V3}}$$

$$L_3 - L_3 * \frac{H_{L3}}{H_{V3}} = D * \frac{H_D}{H_{V3}} - D + A - A * \frac{H_A}{H_{V3}} + R - R * \frac{H_R}{H_{V3}}$$

$$L_3 \left(1 - \frac{H_{L3}}{H_{V3}} \right) = D \left(\frac{H_D}{H_{V3}} - 1 \right) + A \left(1 - \frac{H_A}{H_{V3}} \right) + R \left(1 - \frac{H_R}{H_{V3}} \right)$$

$$L_3 (H_{V3} - H_{L3}) = D (H_D - H_{V3}) + A (H_{V3} - H_A) + R (H_{V3} - H_R)$$

$$L_3 = \left(\frac{H_D - H_{V3}}{H_{V3} - H_{L3}} \right) * D + \left(\frac{H_{V3} - H_A}{H_{V3} - H_{L3}} \right) * A + \left(\frac{H_{V3} - H_R}{H_{V3} - H_{L3}} \right) * R$$

SUSTITUYENDO EN (3)

$$V_3 = \left(\frac{H_D - H_{V3}}{H_{V3} - H_{L3}} \right) * D + \left(\frac{H_{V3} - H_A}{H_{V3} - H_{L3}} \right) * A + \left(\frac{H_{V3} - H_R}{H_{V3} - H_{L3}} \right) * R + D - A - R$$

$$V_3 = \left[1 + \left(\frac{H_D - H_{V3}}{H_{V3} - H_{L3}} \right) \right] * D + \left[\left(\frac{H_{V3} - H_A}{H_{V3} - H_{L3}} \right) - 1 \right] * A + \left[\left(\frac{H_{V3} - H_R}{H_{V3} - H_{L3}} \right) - 1 \right] * R$$

3. ZONA BAJO ALIMENTACION

$$H_A = C_{PA}(t_A - 32) + \lambda_A$$

$$H_{V3} = C_{P3}(t_3 - 32) + \lambda_3$$

$$H_{L3} = C_{PL}(t_3 - 32)$$

$$H_D = C_{PD}(t_D - 32) + \lambda_D$$

$$H_R = C_{PR}(t_R - 32)$$

Donde:

λ_A = Calor de Vaporización a t_A , BTU/L_B

λ_3 = Calor de Vaporización a t_3 , BTU/L_B

H_A = Entalpia del Flujo de Alimentación a la Columna, BTU/L_B

H_{V3} = Entalpia del Vapor en la Zona Bajo Alimentación, BTU/L_B

H_{L3} = Entalpia del Líquido en la Zona Bajo Alimentación, BTU/L_B

t_A = Temperatura del Flujo de Alimentación a la Columna, °F

t_3 = Temperatura Estimada en la Zona Bajo Alimentación, °F

$$t_3 = \frac{t_{PA} + t_{BA}}{2} \quad \text{Donde: } t_{BA} = t_D + (Q_T * N_{BA})$$

t_{BA} = Temperatura Estimada del Plato Inferior de Zona Bajo Alimentación °F

N_{BA} = Número de Platos desde el Domo hasta la Zona Bajo Alimentación.

C_{PA} = Capacidad Calorífica a t_A , BTU/(L_B * °F)

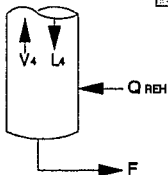
C_{P3} = Capacidad Calorífica a t_3 , BTU/(L_B * °F)

A = Flujo de Alimentación a la Columna, L_R/H_R

V_3 = Flujo de Vapores en la Zona Bajo Alimentación, L_R/H_R

L_3 = Flujo de Líquido en la Zona Bajo Alimentación, L_R/H_R

4. ZONA FONDO



BALANCE DE MATERIA

$$L_4 = V_4 + F \Rightarrow V_4 = L_4 - F \quad (4)$$

BALANCE DE ENERGIA

$$L_4 * H_{L4} + Q_{REH} = V_4 * H_{V4} + F * H_F$$

$$V_4 = \frac{L_4 * H_{L4} - F * H_F + Q_{REH}}{H_{V4}}$$

IGUALANDO

$$L_4 - F = \frac{L_4 * H_{L4} - F * H_F + Q_{REH}}{H_{V4}}$$

$$L_4 - L_4 * \frac{H_{L4}}{H_{V4}} = F - F * \frac{H_F}{H_{V4}} + \frac{Q_{REH}}{H_{V4}} \left(\frac{1}{H_{V4}} \right)$$

$$L_4 \left(\frac{H_{V4} - H_{L4}}{H_{V4}} \right) = F \left(\frac{H_{V4} - H_F}{H_{V4}} \right) + \frac{Q_{REH}}{H_{V4}} \left(\frac{1}{H_{V4}} \right)$$

$$L_4 = \left(\frac{H_{V4} - H_F}{H_{V4} - H_{L4}} \right) * F + \left(\frac{1}{H_{V4} - H_{L4}} \right) * Q_{REH}$$

SUSTITUYENDO EN (4)

$$V_4 = \left(\frac{H_{V4} - H_F}{H_{V4} - H_{L4}} \right) * F + \left(\frac{1}{H_{V4} - H_{L4}} \right) * Q_{REH} - F$$

$$V_4 = \left[\left(\frac{H_{V4} - H_F}{H_{V4} - H_{L4}} \right) - 1 \right] * F + \left[\left(\frac{1}{H_{V4} - H_{L4}} \right) \right] * Q_{REH}$$

4. ZONA FONDO

$$H_F = C_{PF} (t_F - 32)$$

$$H_{V4} = C_{P4} (t_4 - 32) + \lambda_4$$

$$H_{L4} = C_{P4} (t_4 - 32)$$

Donde:

λ_4 = Calor de Vaporización a t_4 BTU/Lb

H_F = Entalpia del Flujo que sale del Fondo de la Columna, BTU/Lb

H_{V4} = Entalpia del Vapor en la Zona del Fondo, BTU/Lb

H_{L4} = Entalpia del Líquido en la Zona del Fondo, BTU/Lb

Q_{REH} = Calor Suministrado por el Rehevidor, BTU/Hr

t_F = Temperatura del Flujo de Salida del Fondo, °F

t_4 = Temperatura Estimada en la Zona del Fondo, °F

$$t_4 = \frac{t_F + t_{BA}}{2}$$

C_{PF} = Capacidad Calorífica a t_F , BTU/(Lb * °F)

C_{P4} = Capacidad Calorífica a t_4 , BTU/(Lb * °F)

F = Flujo de Salida del Fondo de la Columna, Lb/Hr

V_4 = Flujo de Vapores en la Zona del Fondo, Lb/Hr

L_4 = Flujo de Líquido en la Zona del Fondo, Lb/Hr

PREPARACION PARA EL CHEQUEO HIDRAULICO

$$V' = \frac{V}{3600 * \rho_v}$$

$$\text{DONDE: } \rho_v = \frac{PP * \overline{PM}}{R * T}$$

DONDE:

ρ_v = Densidad del Vapor en Cada Zona, Lb / Ft^3

PP = Presión Absoluta en Cada Zona, Psa

\overline{PM} = Peso Molecular de los Vapores en Cada Zona, Lb / Lmol

R = Constante de los Gases.

T = Temperatura, °R

V' = Flujo de Vapores en Cada Zona, Ft^3 / seg

V = Flujo de Vapores en Cada Zona, Lb / Hr

$$L' = \frac{L}{3600 * \rho_L}$$

DONDE:

ρ_L = Densidad del Líquido en Cada Zona, Lb / Ft^3

L' = Flujo de Líquido en Cada Zona, Ft^3 / seg

L = Flujo de Líquido en Cada Zona, Lb / Hr

CHEQUEO HIDRAULICO

METODOLOGIA PARA ESTIMACION DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA

Este método consiste básicamente en realizar una estimación previa del diámetro requerido de la columna, con el objeto de confirmar que la columna actual tiene el diámetro requerido o mayor que éste.

Para esta estimación preliminar se asumen los valores de 2 variables:

$ew = 0.05$, Fracción de líquido arrastrado de un plato a otro.

$how = 1.0$, Altura del líquido por arriba del rebosadero.

Las fórmulas a utilizar son:

$$D_t = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{V'}{V_c} \right) \right]^{1/2}$$

V_c se obtiene de:

$$ew = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{V_c}{S'} \right)^{3.2}$$

Donde

$$T's = T_s - 2.5 (hc)$$

Donde

$$hc = hw + how$$

* Nota: Se debe estimar el diámetro requerido de la columna para cada una de las diferentes zonas (Domo, Sobre-alimentación, etc.) de la misma.

El Diámetro requerido de la columna, será el valor mayor obtenido de la estimación en las diferentes zonas; esto es considerando que se desea tener o se tiene una columna de un solo diámetro.

**CHEQUEO HIDRAULICO
METODOLOGIA PARA ESTIMACION DEL
PORCENTAJE DE INUNDACION**

La velocidad del flujo de vapores, con la que se llega al punto de inundación se calcula de la siguiente manera:

+ Obtención del parámetro de capacidad (CSB_{FLOOD})

$$FLV = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1/2}$$

Con el valor de FLV y Ts

Se determina Csb en Gráfica 1

$$CSB_{FLOOD} = Csb \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2}$$

+ Obtención de la velocidad del vapor (UN_{FLOOD})

$$UN_{FLOOD} = CSB_{FLOOD} \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2}$$

+ Obtención del Flujo Volumétrico de Vapores para Inundación.

$$V'_{FLOOD} = UN_{FLOOD} (A_T - A_{DC})$$

$$\% \text{ Inundación} = \frac{V'_{zonas}}{V'_{FLOOD}}$$

CHEQUEO HIDRAULICO

METODOLOGÍA PARA ESTIMACION CAIDAS DE PRESION / PLATO

La caída de presión en los platos de la columna, es básicamente la suma de la caída de presión de plato seco (paso del vapor a través de los orificios del plato) más la caída de presión provocada por el nivel del líquido sobre el plato.

$$\Delta P_{\text{PLATO}} = \Delta P_{\text{SECO}} + h_L$$

+ Caída de presión de plato seco

$$\Delta P_{\text{SECO}} = \frac{0.186}{(C_o)^2} (V_H)^2 \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)$$

$$\text{Donde: } V_H = \frac{V'}{A_o \times N^{\circ} \text{ORIF}} = \frac{V'}{A_A} \quad A_{PC} = \frac{A_A}{A_B}$$

Con el porcentaje de Area Activa (A_{PC}) y la relación T_T / D_H , en la Gráfica 2 se puede leer el valor del Coeficiente de Descarga C_o .

+ Altura equivalente de líquido claro en el plato.

$$h_L = \beta (h_w + h_{ow} + 1/2 h_g)$$

$$\text{Donde: } h_{ow} = 0.48 F_w \left(\frac{\text{GPM}}{L_w} \right)^{2/3}$$

Con $\frac{\text{GPM}}{(L_w/12)^{2.5}}$ y $\frac{L_w}{D_1}$ Se obtiene el factor de corrección por longitud efectiva del vertedero, F_w en la Gráfica 3.

Con $\frac{V' \rho_v^{1/2}}{A_B}$ Se obtiene el Factor de Aereación, β en la Gráfica 4.

* Nota: El valor de h_g , el gradiente hidráulico es muy bajo, por lo que se considera despreciable.

CHEQUEO HIDRAULICO
METODOLOGIA PARA ESTIMACION DEL NIVEL DE LIQUIDO
EN LA BAJANTE

La altura de líquido en la bajante está dada, básicamente por la caída de presión en el plato, la altura del líquido en el mismo, así como por la caída de presión del líquido al pasar de la bajante hacia el plato.

$$h_{DC} = \Delta P_{PLATO} + h_w + h_{ow} + h_{UD}$$

+ Caída de Presión del Líquido al salir de la bajante

$$h_{UD} = 0.057 \left(\frac{GPM}{A_{DC}} \right)^2$$

+ Altura de la espuma en la bajante

$$h_{ESP} = \frac{h_{DC}}{FES}$$

Donde FES es el Factor de Espumeo.

Un valor conservador para FES, recomendado es de 0.5 a 0.7.

CHEQUEO HIDRAULICO

METODOLOGIA PARA ESTIMACION DE ARRASTRE DE LIQUIDO

El cálculo de la cantidad de líquido arrastrada de un plato hacia otro se estima de la siguiente forma:

$$ew = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{Vc}{S'} \right)^{3.2}$$

Donde:

$$T's = T_s - 2.5 (h_c)$$

$$h_c = h_w + h_{ow}$$

Para este caso, h_{ow} se sustituye por su valor estimado, durante el cálculo de la caída de presión por plato.

CHEQUEO HIDRAULICO METODOLOGIA PARA ESTIMACION DEL PUNTO DE LAGRIMEO

El punto de lagrimeo, ocurre cuando el flujo de vapores ascendente, no es suficiente para "sostener" el líquido que fluye sobre el plato.

Se estima la velocidad del vapor mediante:

$$\frac{V_{hw} \mu_v}{\sigma_{gc}} = 2.92 \times 10^{-4} \left(\frac{\mu_v^2 \rho_L \times 10^5}{\sigma_{gc} \rho_v^2 D'H} \right)^{0.379} \left(\frac{T_T}{D_H} \right)^{0.293} \left(\frac{2 A_B D'H}{1.73 P_T^3} \right)^{\frac{2.8}{(ZD'H)^{0.724}}}$$

$$\text{Factor Seguridad (Lagrimeo)} = \frac{V_H}{V_{hw}}$$

CHEQUEO HIDRAULICO

DETERMINACION ARREGLO MECANICO DE PLATO

$$A_A = A_{PC} \cdot A_B$$

$$N_{ORIF}^{\circ} = \frac{A_A}{A_O}$$

$$N_{OT} = A_{PERF} \cdot N_{OF2}$$

$$N_{OT} = N_{NA} + N_{ORIF}$$

DONDE

- N_{OT} = NUMERO DE ORIFICIOS TOTALES EN EL PLATO
- N_{OF2} = NUMERO DE ORIFICIOS POR FT² DE AREA PERFORABLE
- N_{NA} = NUMERO DE ORIFICIOS TAPADOS
- N_{ORIF}° = NUMERO DE ORIFICIOS ACTIVOS
- A_O = AREA DE ORIFICIO , FT²
- A_A = AREA TOTAL DE ORIFICIOS ACTIVOS , FT²
- A_B = AREA DE BURBUJEO , FT²
- A_{PERF} = AREA DE PLATO PARA PERFORACIONES , FT²

**B. METODOS CORTOS PARA CHEQUEO DE
CAMBIADORES DE CALOR**

+ METODO "CORTO" PARA CHEQUEO DEL REHERVIDOR

Para verificar en forma preliminar, si un rehervidor existente es adecuado para una cierta carga de calor, se realiza una estimación del Area de transferencia requerida, en base a un valor conservador del Coeficiente de Transferencia recomendado para el tipo de sistema (medio de calentamiento líquido a evaporar) y se compara con el Area del rehervidor existente.

Es obvio que si el Area de Transferencia estimada es menor que el Area del rehervidor existente, entonces el rehervidor existente podrá suministrar el servicio deseado.

$$A = \frac{Q_{REH}}{U_G * \Delta t}$$

DONDE:

Q_{REH} = Carga Térmica del Rehervidor, BTU/H R

U_G = Coeficiente de Transferencia Global Recomendado,
BTU/(H R * F T² * ° F)

$$\Delta t = t_v - t_f$$

DONDE:

t_v = Temperatura Medio Calentamiento, ° F

t_f = Temperatura Fondo de la torre, ° F

+ METODO "CORTO" PARA CHEQUEO DE CONDENSADOR-SUBENFRIADOR

Básicamente se utiliza la misma metodología que para el rehervidor, es decir, se estima un área de transferencia de calor en base al calor que hay que remover (en este caso) y a un coeficiente de Transferencia recomendado que sea conservador.

Nuevamente se utiliza la fórmula:

$$Q = U_a * A * \Delta t$$

En este caso se complica un poco más la estimación del Área de Transferencia, ya que Δt es un equivalente en base a las diferencias de temperatura en Condensación y en Subenfriamiento.

A continuación se muestra la metodología:

$$Q_c = D * \lambda_D$$

DONDE:

Q_c = Calor de Condensación, BTU/H_r

λ_D = Calor de Vaporización a t_D , BTU/L_a

D = Flujo de Vapores del Domo, L_a /H_r

$$Q_s = D * C_{ps} * (t_D - t_R)$$

DONDE:

Q_s = Calor de Subenfriador, BTU/H_r

C_{ps} = Capacidad Calorífica a Temperatura
media de subenfriamiento, BTU/(L_a * °F)

t_D = Temperatura del Domo de la Torre, °F

t_R = Temperatura del Reflujo, °F

$$Q_T = Q_c + Q_s$$

DONDE:

Q_T = Calor Total a Remover con el
Condensador-Subenfriador, BTU/H R

$$Q_T = W_A * C_P * (t_{22} - t_{11})$$

$$W_A = \frac{Q_T}{C_P * (t_{22} - t_{11})}$$

DONDE:

W_A = Flujo de Agua Utilizado para Remover Q_T , Lb /H R

C_P = Capacidad Calorífica del Agua A (t - t)/2, BTU/(Lb *° F)

t_{22} = Temperatura de Salida del Agua de Enfriamiento, ° F

t_{11} = Temperatura de Entrada del Agua de Enfriamiento, ° F

$$\Delta t_l = \frac{Q_c}{C_P * W}$$

DONDE:

Δt_l = Incremento de la Temperatura del Agua de Enfriamiento
durante la Condensación, ° F

$$\Delta t_D = t_{22} - \Delta t_l$$

DONDE:

t_D = Temperatura Estimada del Agua al Iniciar la Condensación, ° F

$$LMTD_{COND} = \frac{(T_{11} - t_{22}) - (T_{22} - t_0)}{\ln \frac{(T_{11} - t_{22})}{(T_{22} - t_0)}}$$

DONDE:

$LMTD_{COND}$ = Diferencial de Temperatura Media Logarítmica para la etapa de Condensación, ° F

T_{11} = Temperatura Inicial de Condensación, ° F

T_{22} = Temperatura Final de Condensación, ° F

$$LMTD_{SUB} = \frac{(T_{22} - t_0) - (t_R - t_{11})}{\ln \frac{(T_{22} - t_0)}{(t_R - t_{11})}}$$

DONDE:

$LMTD_{SUB}$ = Diferencial de Temperatura Media Logarítmica para la etapa de Subenfriamiento, ° F

t_R = Temperatura del Proceso después de Subenfriamiento (Igual a Temperatura del Reflujo), ° F

$$t_E = \frac{Q_T}{\frac{Q_C}{LMTD_{COND}} + \frac{Q_S}{LMTD_{SUB}}}$$

DONDE:

t_E = Diferencial de Temperatura Media Logarítmica Equivalente del Condensador-Subenfriador, ° F

$$Q_T = U_G * A * t_E$$

$$A = \frac{Q_T}{U_G * t_F}$$

Si A es menor que el Area de Transferencia del Condensador-Subenfriador existente, entonces no habrá necesidad de cambio.

C. METODO "CORTO" PARA DISEÑO RECIBIDOR DE CONDENSADO

Para el caso de Recibidores de condensado del domo de una columna el parámetro a cuidar es el tiempo de residencia del condensado, considerando el nivel normal de operación del tanque.

$$TRR = \frac{A_{REC} * ALT}{D'} \quad ; \quad D' = \frac{D}{60 * \rho_{LR}}$$

D = Flujo de Vapores al Condensador, $L_b / H R$

D' = Flujo de líquido de llega al receptor, F_T^3 / min

ALT = Altura del nivel normal de operación del receptor, Ft

A_{REC} = Area transversal del receptor, F_T^2

TRR = Tiempo de residencia del líquido en el receptor, min.

ρ_{LR} = Densidad del líquido que llega al receptor, L_b / F_T^3

$$A_{REC} = \frac{\pi * D_{REC}^2}{4}$$

Donde:

D_{REC} = Diámetro del receptor, Ft

D. METODO "CORTO" PARA CHEQUEO DE TUBERIAS / SISTEMAS DE BOMBEO

El método consiste básicamente en verificar primeramente si la velocidad del líquido dentro de las tuberías se encuentra dentro de los valores razonables; posteriormente se hace una estimación de la caída de presión total en toda la tubería, para finalmente consultar la curvas de operación del sistema de bombeo en servicio (las cuales son suministradas por el proveedor de bomba), donde se verifica si la bomba es adecuada para el servicio.

A continuación se muestra la metodología:

- Estimación de velocidad de líquido en tuberías

$$VEL_1 = 0.059 * \frac{M}{d_{UBO}^2 * \rho L}$$

Donde:

VEL_1 = Velocidad del líquido en la tubería, FT/seg

M = flujo de líquido, LB / HR

d_{UBO} = Diámetro Interno de la tubería, Pulg.

ρL = Densidad del líquido, LB / FT³

- Estimación de caída de presión en tuberías

$$Re = 8.31 * \frac{M}{d_{UBO} * \mu L}$$

Donde:

μL = Viscosidad del líquido, LB / FT - seg

Re = Número de Reynolds

$$\Delta P_{100} = 0.000338 * \frac{f * M^2}{d_{UBO}^5 * \rho_L}$$

Donde:

f = Factor de fricción

ΔP_{100} = Caída de presión por cada 100 FT, Psi

$$TDH'_{REQ} = \Delta P_{100} * LEQV$$

$$TDH_{REQ} = \frac{TDH'_{REQ} * 144}{\rho_L}$$

Donde:

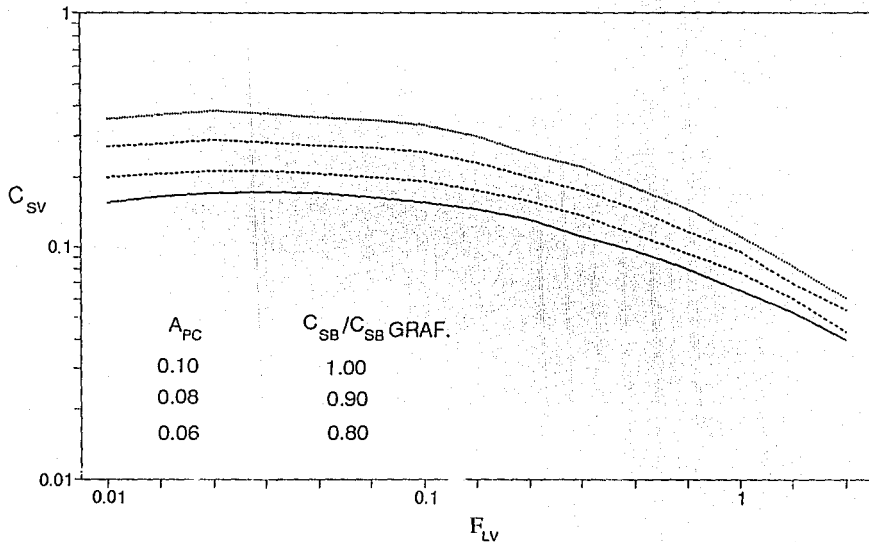
LEQV = Longitud equivalente de la tubería (Incluye pérdidas por fricción, elevaciones, contrapresiones, etc), FT

TDH'_{REQ} = Presión requerida en descarga de bomba, Psi

TDH_{REQ} = Cabeza total requerida, FT

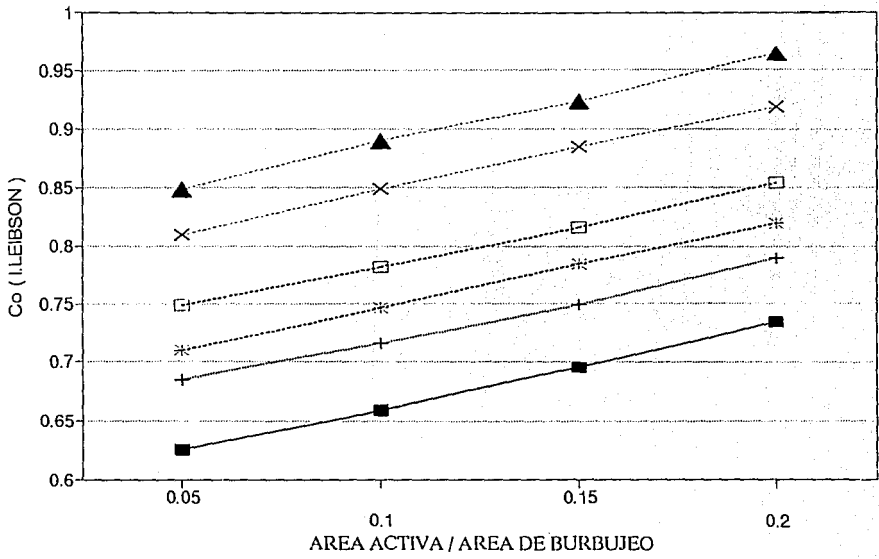
Se verifica con Curva de Operación de la bomba, si ésta puede dar el servicio o requiere alguna modificación (cambio de impulsor, motor, etc.) o si en el peor de los casos, se requiere cambiar de bomba.

GRAFICA 1
COEFICIENTE DE CAPACIDAD



TS = 24
 TS = 18
 TS = 12
 TS = 9

GRAFICA 2
COEFICIENTE DE DESCARGA (Co)

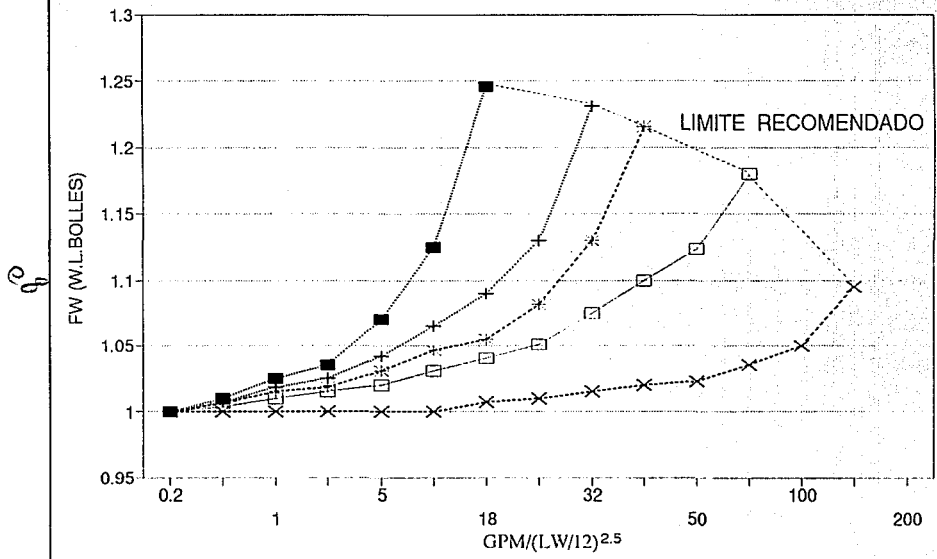


T_T / D_H

■	0.1	+	0.2	*	0.6
□	0.8	x	1.0	▲	1.2

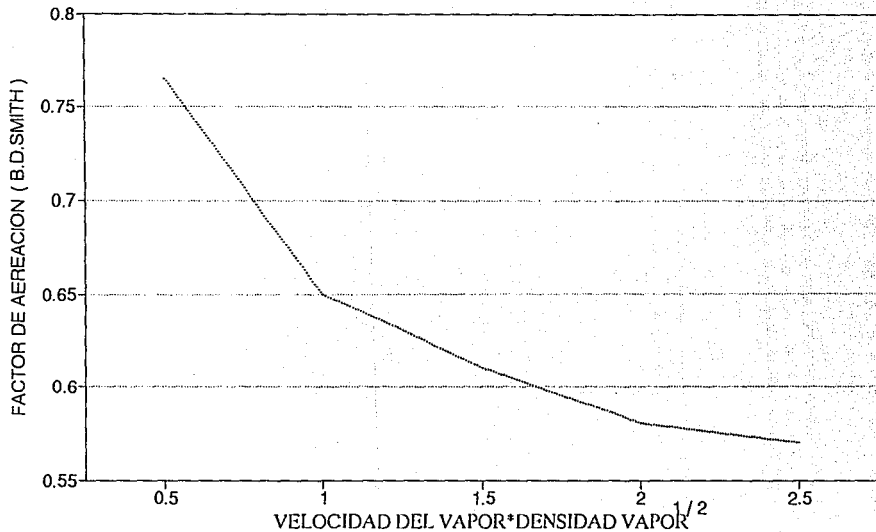
ESTE TRABAJO NO DEBE
 SALIR DE LA BIBLIOTECA

GRAFICA 3
FACTOR CORRECCION LONG. VERTEDERO.



LW/D _T	■	+	*
	□	x	

GRAFICA 4
FACTOR DE AEREACION



— FACTOR DE AEREACION

C A P I T U L O V

REDISEÑO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION Y SU EQUIPO PERIFERICO (CASO REAL)

CASO REAL

Se desea efectuar la expansión de un proceso para fabricación de Acetato de Vinilo equivalente a un 15% adicional a la capacidad actual.

Se requiere definir detalladamente los cambios requeridos en los internos de una de las columnas rectificadoras perteneciente al tren de purificación del proceso.

La columna en cuestión, es la encargada de llevar a cabo la separación de compuestos ligeros Acetaldehído (ACH) y Acetato de Vinilo (VAM), de los compuestos más pesados manejados en dicha columna, Acido Acético (HAC) y Anhídrido Acético (Ac₂O).

Se muestran a continuación las condiciones de operación actuales, así como las condiciones de operación a las que deberá operar dicha columna con un 15% adicional de capacidad.

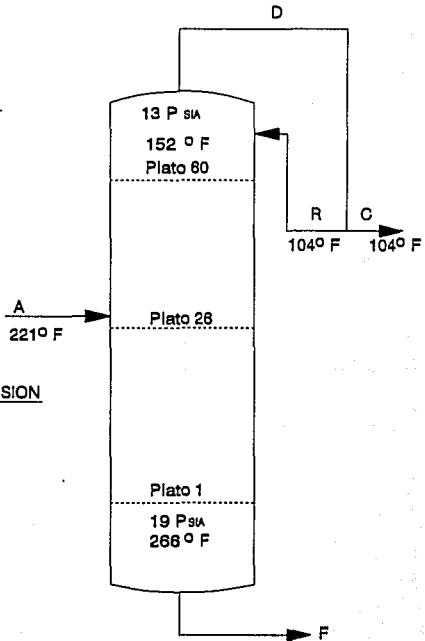
COLUMNA RECUPERADORA DE ACIDO ACETICO Y ANHIDRIDO ACETICO

CONDICIONES ACTUALES

A = 17956 lb /H_R
R = 15890 lb /H_R
F = 9195 lb /H_R
D = 24651 lb /H_R
C = 8781 lb /H_R

CONDICIONES DE EXPANSION

A = 20649 lb /H_R
R = 18274 lb /H_R
F = 10575 lb /H_R
D = 28348 lb /H_R
C = 10075 lb /H_R



BALANCE DE MATERIALES / COMPOSICIONES TIPICAS

* BALANCE ACTUAL

	FLUJOS (Lb /Hr)				COMPOSICIONES (% PESO)			
	A	R	D	F	A	R	D	F
AcH	27	49	76	--	0.15	0.31	0.31	--
VAM	8754	15841	24575	20	48.75	99.69	99.69	0.22
HAc	7398	--	--	7398	41.19	--	--	80.44
Ac2O	1779	--	--	1779	9.91	--	--	19.34
TOTAL	17958	15890	24651	9195	100.00	100.00	100.00	100.00

* BALANCE CON EXPANSION

	FLUJOS (Lb /Hr)				COMPOSICIONES (% PESO)			
	A	R	D	F	A	R	D	F
AcH	31	57	88	--	0.15	0.31	0.31	--
VAM	10066	18217	28260	23	48.75	99.69	99.69	0.22
HAc	8505	--	--	8505	41.19	--	--	80.44
Ac2O	2047	--	--	2047	9.91	--	--	19.34
TOTAL	20649	18274	28348	10575	100.00	100.00	100.00	100.00

$$A + R = D + F$$

$$C = D - R$$

ESTIMACION CARGAS INTERNAS

1. ZONA DOMO

CARGAS

$$L_i = \left(\frac{H_D - H_{V1}}{H_{V1} - H_{L1}} \right) * D + \left(\frac{H_{V1} - H_R}{H_{V1} - H_{L1}} \right) * R$$

$$L_i = \left(\frac{221.9 - 226.1}{226.1 - 63.0} \right) * 28348 + \left(\frac{226.1 - 33.1}{226.1 - 63.0} \right) * 18274$$

$$L_i = 20894$$

=====

$$V_i = \left[1 + \left(\frac{H_D - H_V}{H_{V1} - H_{L1}} \right) \right] * D + \left[\left(\frac{H_{V1} - H_R}{H_{V1} - H_{L1}} \right) - 1 \right] * R$$

$$V_i = \left[1 + \left(\frac{221.9 - 226.1}{226.1 - 63.0} \right) \right] * 28348 + \left[\left(\frac{226.1 - 33.1}{226.1 - 63.0} \right) - 1 \right] * 18274$$

$$V_i = 30968$$

=====

COMPROBACION:

$$18274 + 30968 = 28348 + 20894$$
$$49242 = 49242$$

CARGAS EN ZONA DOMO

$$V_i = 30968 \text{ Lb /H R}$$

$$L_i = 20894 \text{ Lb /H R}$$

ESTIMACION CARGAS INTERNAS

1. ZONA DOMO

ENTALPIAS

$$t_{D1} = t_D + (G_T * N_D)$$

$$G_T = \frac{t_F - t_D}{N_P} \Rightarrow G_T = \frac{268 - 152}{80} = 1.9 \text{ } ^\circ\text{F/Plato}$$

$$t_{D1} = 152 + (1.9 * 15) = 180.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = \frac{t_{D1} + t_D}{2} \Rightarrow t_1 = \frac{180.5 + 152}{2} = 166 \text{ } ^\circ\text{F} (75 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$C_{P1} = 0.470 \text{ BTU/LB } ^\circ\text{F} \quad t_D = 152 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_{PD} = 0.485 \text{ BTU/LB } ^\circ\text{F} \quad t_F = 268 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_{PR} = 0.480 \text{ BTU/LB } ^\circ\text{F} \quad t_R = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\lambda_1 = 163.1 \text{ BTU/LB}$$

$$\lambda_D = 168.1 \text{ BTU/LB}$$

$$H_{V1} = 0.470 * (166 - 32) + 163.1 \Rightarrow H_{V1} = 228.1$$

$$H_D = 0.485 * (152 - 32) + 168.1 \Rightarrow H_D = 221.9$$

$$H_R = 0.480 * (104 - 32) \Rightarrow H_R = 33.1$$

$$H_{L1} = 0.470 * (166 - 32) \Rightarrow H_{L1} = 63.0$$

ESTIMACION CARGAS INTERNAS

2. ZONA SOBRE-ALIMENTACION

CARGAS

$$L_2 = \left(\frac{H_D - H_{V2}}{H_{V2} - H_{L2}} \right) * D + \left(\frac{H_{V2} - H_R}{H_{V2} - H_{L2}} \right) * R$$

$$L_2 = \left(\frac{221.9 - 246.5}{246.5 - 79.0} \right) * 28348 + \left(\frac{246.5 - 33.1}{246.5 - 79.0} \right) * 18274$$

$$\underline{\underline{L_2 = 19119}}$$

$$V_2 = \left[1 + \left(\frac{H_D - H_V}{H_{V2} - H_{L2}} \right) \right] * D + \left[\left(\frac{H_{V2} - H_R}{H_{V2} - H_{L2}} \right) - 1 \right] * R$$

$$V_2 = \left[1 + \left(\frac{221.9 - 246.5}{246.5 - 79.0} \right) \right] * 28348 + \left[\left(\frac{246.5 - 33.1}{246.5 - 79.0} \right) - 1 \right] * 18274$$

$$\underline{\underline{V_2 = 29193}}$$

COMPROBACION:

$$R + V_2 = L_2 + D$$

$$18274 + 29193 = 19119 + 28348$$

$$47467 = 47487$$

CARGAS EN ZONA SOBRE-ALIMENTACION

$$V_2 = 29193 L_B / H_R$$

$$L_2 = 19119 L_B / H_R$$

ESTIMACION CARGAS INTERNAS

2. ZONA SOBRE-ALIMENTACION

ENTALPIAS

$$t_{PA} = t_D + (G_T * N_{PA})$$

$$t_{PA} = 152 + (1.9 * 30) = 209.0 \text{ F}$$

$$t_2 = \frac{t_{D1} + t_{PA}}{2} \Rightarrow t_2 = \frac{180.5 + 209.0}{2} = 194.8 \text{ F (} 90^\circ\text{C)}$$

$$C_{P2} = 0.485$$

$$\lambda_2 = 167.5$$

$$H_{V2} = 0.485 (194.8 - 32) + 167.5$$

$$H_{V2} = 246.5 \text{ BTU/Lb}$$

$$H_{L2} = 0.485 (194.8 - 32)$$

$$H_{L2} = 79.0 \text{ BTU/Lb}$$

ESTIMACION CARGAS INTERNAS

3. ZONA BAJO-ALIMENTACION

CARGAS

$$L_3 = \left(\frac{H_D - H_{V3}}{H_{V3} - H_{L3}} \right) * D + \left(\frac{H_{V3} - H_A}{H_{V3} - H_{L3}} \right) * A + \left(\frac{H_{V3} - H_R}{H_{V3} - H_{L3}} \right) * R$$

$$L_3 = \left(\frac{221.9 - 256.4}{256.4 - 93.2} \right) * 28348 + \left(\frac{256.4 - 97.0}{256.4 - 93.2} \right) * 20649 + \left(\frac{256.4 - 33.1}{256.4 - 93.2} \right) * 18274$$

$$L_3 = 39179$$

=====

$$V_3 = \left[1 + \left(\frac{H_D - H_{V3}}{H_{V3} - H_{L3}} \right) \right] * D + \left[\left(\frac{H_{V3} - H_A}{H_{V3} - H_{L3}} \right) - 1 \right] * A + \left[\left(\frac{H_{V3} - H_R}{H_{V3} - H_{L3}} \right) - 1 \right] * R$$

$$V_3 = \left[1 + \left(\frac{221.9 - 246.5}{256.4 - 93.2} \right) \right] * 28348 + \left[\left(\frac{256.4 - 97.0}{256.4 - 93.2} \right) - 1 \right] * 20649 + \left[\left(\frac{256.4 - 33.1}{256.4 - 93.2} \right) - 1 \right] * 18274$$

$$V_3 = 28604$$

=====

COMPROBACION:

$$R + V_3 + A = L + D_3$$

$$18274 + 28604 + 20649 = 39179 + 28348$$

$$67527 = 67527$$

CARGAS EN ZONA BAJO-ALIMENTACION

$$V_3 = 28604 \text{ Lb / H R}$$

$$L_3 = 39179 \text{ Lb / H R}$$

ESTIMACION CARGAS INTERNAS

3. ZONA BAJO-ALIMENTACION

ENTALPIAS

$$t_{BA} = t_D + (G_T * N_{BA})$$

$$t_{BA} = 152 + (1.9 * 45) = 237.5^{\circ} F$$

$$t^3 = \frac{t_{PA} + t_{BA}}{2} = \frac{209.0 + 237.5}{2} = 223.3^{\circ} F (106^{\circ} C)$$

$$t_A = 230^{\circ} F (110^{\circ} C)$$

$$C_{PA} = 0.487$$

$$C_{PB} = 0.490$$

$$\lambda^3 = 163.2$$

$$H_A = 0.490 (230 - 32)$$

$$H_A = 97.0 \text{ BTU/LB}$$

$$H_{v3} = 0.487 (223.3 - 32) + 163.2$$

$$H_{v3} = 256.4 \text{ BTU/LB}$$

$$H_L3 = 0.487 (223.3 - 32)$$

$$H_L3 = 93.2 \text{ BTU/LB}$$

ESTIMACION CARGAS INTERNAS

4. ZONA FONDO

CARGAS

$$L_4 = \left(\frac{H_{V4} - H_F}{H_{V4} - H_{L4}} \right) * F + \left(\frac{1}{H_{V4} - H_{L4}} \right) * Q_{REH}$$

$$L_4 = \left(\frac{281.7 - 119.3}{281.7 - 111.4} \right) * 10575 + \left(\frac{1}{281.7 - 111.4} \right) * 4944196$$

$$L_4 = 39118$$

=====

$$V_4 = \left[\left(\frac{H_{V4} - H_F}{H_{V4} - H_{L4}} \right) - 1 \right] * F + \left[\left(\frac{1}{H_{V4} - H_{L4}} \right) \right] * Q_{REH}$$

$$V_4 = \left[\left(\frac{281.7 - 119.3}{281.7 - 111.4} \right) - 1 \right] * 10575 + \left[\left(\frac{1}{281.7 - 111.4} \right) \right] * 4944196$$

$$V_4 = 28541$$

=====

COMPROBACION:

$$V_4 = L_4 - F$$

$$28541 = 39118 - 10575$$

$$28541 = 28541$$

CARGAS EN ZONA FONDO

$$V_4 = 28541 \text{ Lb /H R}$$

$$L_4 = 39118 \text{ Lb /H R}$$

ESTIMACION CARGAS INTERNAS

4. ZONA FONDO

ENTALPIAS

$$t_4 = \frac{t_F + t_{BA}}{2} \Rightarrow t_4 = \frac{266 + 237.5}{2} = 251.8 \text{ } ^\circ\text{F} (122 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$t_F = 266 \text{ } ^\circ\text{F} (130 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$C_{PA} = 0.507$$

$$C_{PF} = 0.510$$

$$\lambda_4 = 170.3$$

$$H_F = 0.510 (266 - 32)$$

$$H_F = 119.3$$

$$H_{w4} = 0.507 (251.8 - 32) + 170.3$$

$$H_{w4} = 281.7$$

$$H_{L4} = 0.507 (251.8 - 32)$$

$$H_{L4} = 111.4$$

BALANCES GENERALES

* Materia

$$A + R = F + D$$

* Energía

$$A * H_A + R * H_R + Q_{REH} = F * H_F + D * H_D$$

$$Q_{REH} = (F * H_F + D * H_D) - (A * H_A + R * H_R)$$

$$Q_{REH} = (10575 * 119.3 + 28348 * 221.9) - (20849 * 97.0 + 18274 * 33.1)$$

$$Q_{REH} = 4944198 \text{ BTU/Hr}$$

RESUMEN DE CARGAS INTERNAS

ZONA	V (L _B / H _R)	L (L _B / H _R)
DOMO	30968	20894
SOBRE-ALIMENTACION	29193	19119
BAJO-ALIMENTACION	28604	39179
FONDO	28541	39118

CARGA DE REHERVIDOR = 4 966 196 BTU/H_R

PREPARACION PARA EL CHEQUEO HIDRAULICO

1. ZONA DOMO

$$V' 1 = \frac{30968}{3600 * 0.166} \Rightarrow V' 1 = 51.8 \text{ FT}^3 / \text{seg}$$

$$L' 1 = \frac{20894}{3600 * 53.5} \Rightarrow L' 1 = 0.108 \text{ FT}^3 / \text{seg}$$

2. ZONA SOBRE ALIMENTACION

$$V' 2 = \frac{29193}{3600 * 0.200} \Rightarrow V' 2 = 40.5 \text{ FT}^3 / \text{seg}$$

$$L' 2 = \frac{19119}{3600 * 56.3} \Rightarrow L' 2 = 0.094 \text{ FT}^3 / \text{seg}$$

3. ZONA BAJO ALIMENTACION

$$V' 3 = \frac{28604}{3600 * 0.217} \Rightarrow V' 3 = 36.6 \text{ FT}^3 / \text{seg}$$

$$L' 3 = \frac{39179}{3600 * 55.1} \Rightarrow L' 3 = 0.198 \text{ FT}^3 / \text{seg}$$

4. ZONA FONDO

$$V' 4 = \frac{28541}{3600 * 0.252} \Rightarrow V' 4 = 31.5 \text{ FT}^3 / \text{seg}$$

$$L' 4 = \frac{39116}{3600 * 58.3} \Rightarrow L' 4 = 0.186 \text{ FT}^3 / \text{seg}$$

CHEQUEO HIDRAULICO ESTIMACION DIAMETRO DE LA COLUMNA

1. ZONA DOMO

$$V'_{1} = 51.8 \text{ Ft}^3 / \text{seg}$$

$$T_s = 18 \text{ Pulg}$$

$$\sigma_1 = 17.8 \text{ dinas/cm}$$

$$h_w = 1.5 \text{ Pulg}$$

$$ew = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{V_c}{T's} \right)^{3.2} \quad ; \quad D_t = \left[\frac{4}{\pi} \left(\frac{V'_{1}}{V_c} \right) \right]^{1/2}$$

$$h_c = h_w + h_{ow}$$

$$\text{Asumiendo } h_{ow} = 1$$

$$h_c = 1.5 + 1.0 \Rightarrow h_c = 2.5$$

$$T's = T_s - 2.5 * h_c$$

$$T's = 18 - 2.5 * 2.5 \Rightarrow T's = 11.75$$

$$\text{Asumiendo } ew = 0.05$$

$$0.05 = 0.22 \left(\frac{73}{17.8} \right) \left(\frac{V_c}{11.75} \right)^{3.2}$$

Despejando:

$$V_c = 4.78 \text{ Ft}^3 / \text{seg}$$

$$D_t = \left[\frac{4 \times 51.8}{\pi \times 4.78} \right]^{1/2} \Rightarrow D_t = 3.7 \text{ Ft}$$

CHEQUEO HIDRAULICO
ESTIMACION DIAMETRO DE LA COLUMNA

2. ZONA SOBRE ALIMENTACION

$$V'z = 40.5 \text{ Ft}^3 / \text{seg}$$

$$T's = 15 \text{ Pulg}$$

$$\sigma'z = 18.8 \text{ dinas/cm}$$

$$hw = 1.5 \text{ Pulg}$$

Asumiendo $h_{ow} = 1.0$

$$h_c = 1.5 + 1.0 \Rightarrow h_c = 2.5$$

$$T's = 15 - 2.5 * 2.5 \Rightarrow T's = 8.75 \text{ in.}$$

Asumiendo $ew = 0.05$

$$0.05 = 0.22 \left(\frac{73}{18.8} \right) \left(\frac{V_c}{8.75} \right)^{3.2}$$

Despejando:

$$V_c = 3.60 \text{ Ft}^3 / \text{seg}$$

$$D_i = \left[\frac{4 \times 40.5}{\pi \times 4.63} \right]^{1/2} \Rightarrow D_i = 3.8 \text{ Ft}$$

CHEQUEO HIDRAULICO
ESTIMACION DIAMETRO DE LA COLUMNA

3. ZONA BAJO ALIMENTACION

$$V_s = 38.8 \text{ Ft}^3 / \text{seg}$$

$$T_s = 15 \text{ Pulg}$$

$$\sigma_s = 17.0 \text{ dinas/cm}$$

$$h_w = 1.5 \text{ Pulg}$$

Asumiendo $h_{ow} = 1.0$

$$h_c = 1.5 + 1.0 \Rightarrow h_c = 2.5$$

$$T's = 15 - 2.5 * 2.5 \Rightarrow T's = 8.75$$

Asumiendo $e_w = 0.05$

$$0.05 = 0.22 \left(\frac{73}{17.0} \right) \left(\frac{V_c}{8.75} \right)^{3.2}$$

Despejando:

$$V_c = 3.49 \text{ Ft}^3 / \text{seg}$$

$$D_t = \left[\frac{4 \times 38.8}{\pi \times 3.49} \right]^{1/2} \Rightarrow D_t = 3.6 \text{ Ft}$$

CHEQUEO HIDRAULICO ESTIMACION DIAMETRO DE LA COLUMNA

4. ZONA FONDO

$$V'_{4} = 31.5 \text{ Ft}^3 / \text{seg}$$

$$T_s = 15 \text{ Pulg}$$

$$\sigma'_{4} = 18.1 \text{ dinas/cm}$$

$$h_w = 1.5 \text{ Pulg}$$

Asumiendo $h_{ow} = 1.0$

$$h_c = 1.5 + 1.0 \Rightarrow h_c = 2.5$$

$$T'_s = 15 - 2.5 * 2.5 \Rightarrow T'_s = 8.75$$

Asumiendo $e_w = 0.05$

$$0.05 = 0.22 \left(\frac{73}{18.1} \right) \left(\frac{V_c}{8.75} \right)^{3.2}$$

Despejando:

$$V_c = 3.58 \text{ Ft} / \text{seg}$$

$$D_i = \left[\frac{4 \times 31.5}{\pi \times 3.58} \right]^{1/2} \Rightarrow D_i = 3.4 \text{ Ft}$$

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DEL PORCENTAJE DE INUNDACION

DOMO

$$\begin{array}{lll}
 V_1 = 30988 \text{ LB / HR} & \rho_{V1} = 0.166 \text{ LB / FT}^3 & V'_1 = 51.8 \text{ FT}^3/\text{seg} \\
 L_1 = 20894 \text{ LB / HR} & \rho_{L1} = 53.5 \text{ LB / FT}^3 & \\
 APC_1 = 0.18 & \sigma_1 = 17.8 \text{ DINAS/cm} &
 \end{array}$$

$$FLV = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{1/2} \Rightarrow FLV = \frac{20894}{30988} \left(\frac{0.166}{53.5} \right)^{1/2}$$

$$FLV = 0.0378$$

Utilizando Gráfica 1 y $T_s = 18$

Encontramos $CSB_{GRAF} = 1.0 \times 0.29$

$$CSB_{FLOOD} = CSB_{GRAF} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \Rightarrow CSB_{FLOOD} = 0.29 \left(\frac{17.8}{20} \right)^{0.2}$$

$$CSB_{FLOOD} = 0.283$$

$$UN_{FLOOD} = CSB_{FLOOD} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2} \Rightarrow UN_{FLOOD} = 0.283 \left(\frac{53.5 - 0.166}{0.166} \right)^{1/2}$$

$$CSB_{FLOOD} = 5.07 \text{ FT / seg}$$

$$V'_1 \text{ FLOOD} = UN_{FLOOD} * A_{FV}$$

$$V'_1 \text{ FLOOD} = 5.07 * (12.566 - 0.906) \Rightarrow V'_1 \text{ FLOOD} = 59.15 \text{ FT}^3/\text{seg}$$

$$\% \text{ Inundación} = \frac{51.8}{59.15} \Rightarrow \% \text{ Inundación} = 87.5$$

$$\text{Factor de Seguridad} = 1.14$$

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DEL PORCENTAJE DE INUNDACION

SOBRE ALIMENTACION

$$\begin{aligned}
 V_2 &= 29193 \text{ LB / HR} & \rho_{V_2} &= 0.200 \text{ LB / FT}^3 & V'_2 &= 40.5 \text{ FT}^3/\text{seg} \\
 L_2 &= 19119 \text{ LB / HR} & \rho_{L_2} &= 58.3 \text{ LB / FT}^3 \\
 APC_2 &= 0.12 & \sigma_2 &= 18.8 \text{ DINAS/cm}
 \end{aligned}$$

$$FLV = \frac{19119}{20894} \left(\frac{0.200}{58.3} \right)^{1/2}$$

$$FLV = 0.0545$$

Utilizando Gráfica 1 y $T_s = 15$

Encontramos $CSB_{GRAF} = 1.0 \times 0.25 = 0.25$

$$CSB_{FLOOD} = 0.25 \left(\frac{18.8}{20} \right)^{0.2}$$

$$CSB_{FLOOD} = 0.247$$

$$UN_{FLOOD} = 0.247 \left(\frac{58.3 - 0.200}{0.200} \right)^{1.2}$$

$$UN_{FLOOD} = 4.14 \text{ FT / seg}$$

$$V'_2_{FLOOD} = 4.14 * (12.568 - 0.906) \Rightarrow V'_2_{FLOOD} = 48.2 \text{ FT}^3/\text{seg}$$

$$\% \text{ Inundación} = \frac{40.5}{48.2} \Rightarrow \% \text{ Inundación} = 84.0$$

$$\text{Factor de Seguridad} = 1.19$$

CHEQUEO HIDRAULICO
ESTIMACION DEL PORCENTAJE DE INUNDACION

BAJO ALIMENTACION

$$\begin{array}{lll}
 V_3 = 28604 \text{ LB / HR} & \rho V_3 = 0.217 \text{ LB / FT}^3 & V'_3 = 36.6 \text{ FT}^3/\text{seg} \\
 L_3 = 39179 \text{ LB / HR} & \rho L_3 = 55.1 \text{ LB / FT}^3 & \\
 APC_3 = 0.10 & \sigma_3 = 17.0 \text{ DINAS/cm} &
 \end{array}$$

$$FLV = \frac{39179}{28604} \left(\frac{0.217}{55.1} \right)^{1/2}$$

$$FLV = 0.0860$$

Utilizando Gráfica 1 y $T_s = 15$

Encontramos $CSB_{GRAF} = 1.0 \times 0.235 = 0.235$

$$CSB_{FLOOD} = 0.235 \left(\frac{17}{20} \right)^{0.2}$$

$$CSB_{FLOOD} = 0.227$$

$$UN_{FLOOD} = 0.227 \left(\frac{55.1 - 0.217}{0.217} \right)^{1/2}$$

$$UN_{FLOOD} = 3.62 \text{ FT /seg}$$

$$V'_3_{FLOOD} = 3.62 (12.568 - 0.906) \Rightarrow V'_3_{FLOOD} = 42.2 \text{ FT}^3/\text{seg}$$

$$\% \text{ inundación} = \frac{36.6}{42.2} \Rightarrow \% \text{ Inundación} = 86.7$$

$$\text{Factor de Seguridad} = 1.15$$

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DEL PORCENTAJE DE INUNDACION

FONDO

$$\begin{aligned}
 V_4 &= 28541 \text{ LB / HR} & \rho_{V_4} &= 0.252 \text{ LB / FT}^3 & V'_4 &= 31.5 \text{ FT}^3/\text{seg} \\
 L_4 &= 39118 \text{ LB / HR} & \rho_{L_4} &= 58.3 \text{ LB / FT}^3 \\
 APC_4 &= 0.10 & \sigma_4 &= 18.1 \text{ DINAS/cm}
 \end{aligned}$$

$$FLV = \frac{39118}{28541} \left(\frac{0.252}{58.3} \right)^{1/2}$$

$$FLV = 0.090$$

Utilizando Gráfica 1 y $T_s = 15$

Encontramos $C_{SB \text{ GRAF}} = 1.0 \times 0.23 = 0.23$

$$C_{SB \text{ FLOOD}} = 0.23 \left(\frac{18.1}{20} \right)^{0.2}$$

$$C_{SB \text{ FLOOD}} = 0.225$$

$$UN \text{ FLOOD} = 0.225 \left(\frac{58.3 - 0.252}{0.252} \right)^{1/2}$$

$$UN \text{ FLOOD} = 3.42 \text{ FT / seg}$$

$$V'_4 \text{ FLOOD} = 3.42 \times 11.66 \Rightarrow V'_4 \text{ FLOOD} = 39.9 \text{ FT}^3/\text{seg}$$

$$\% \text{ Inundación} = \frac{31.5}{39.9} \Rightarrow \% \text{ Inundación} = 79.0$$

$$\text{Factor de Seguridad} = 1.28$$

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DE CAIDAS DE PRESION / PLATO

DOMO

$$\begin{array}{lll}
 APC_1 = 0.18 & GPM_1 = 48.48 \text{ GAL/min} & V_1 = 51.8 \text{ FT}^3/\text{seg} \\
 h_w = 1.5 \text{ Pulg} & A_B = 10.75 \text{ FT}^2 & \rho V_1 = 0.166 \text{ LB / FT}^3 \\
 L_w = 31.75 \text{ Pulg} & T_T = 0.125 \text{ Pulg} & \rho L_1 = 53.5 \text{ LB / FT}^3 \\
 T_s = 18 \text{ Pulg} & D_H = 0.3125 \text{ Pulg} &
 \end{array}$$

$$AA = APC \times A_B \Rightarrow AA = 0.18 \times 10.75 \Rightarrow AA = 1.72$$

$$V_H = \frac{V_1}{AA} \Rightarrow V_H = \frac{51.8}{1.72} \Rightarrow V_H = 30.1 \text{ FT / seg}$$

$$\text{Con } APC_1 = 0.18 \text{ Y } T_T/D_H = 0.40$$

Encontramos en Gráfica 2, $C_o = 0.77$

Sustituyendo en:

$$\Delta P_{SECO} = \frac{0.166}{(C_o)^2} (V_H)^2 \left(\frac{\rho V}{\rho L} \right) \Rightarrow \Delta P_{SECO} = \frac{0.166}{(0.77)^2} (30.1)^2 \left(\frac{0.166}{53.5} \right)$$

$$\Delta P_{SECO} = 0.88 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\text{Con } \frac{GPM}{(L_w/12)^{2.5}} = 4.28 \text{ y } \frac{L_w}{D_T} = 0.88, \text{ encontramos en Gráfica 3, } F_w = 1.04$$

$$\text{Con } \frac{V_1 \rho^{1/2}}{AB} = 1.96, \text{ encontramos en Gráfica 4, } \beta = 0.57$$

$$h_{ow} = 0.48 F_w \left(\frac{GPM}{L_w} \right)^{2/3} \Rightarrow h_{ow} = 0.48 \times 1.04 \left(\frac{48.48}{31.75} \right)^{2/3} \Rightarrow h_{ow} = 0.66 \text{ Pulg LIQ}$$

$$h_L = \beta (h_w + h_{ow}) \Rightarrow h_L = 0.57 (1.5 + 0.66) \Rightarrow h_L = 1.23 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\Delta P_{PLATO} = \Delta P_{SECO} + h_L \Rightarrow \Delta P_{PLATO} = 0.88 + 1.23 \Delta P_{PLATO} = 2.11 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\Delta P_{PLATO} = 0.065 \text{ PSI}$$

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DE CAIDAS DE PRESION / PLATO

SOBRE ALIMENTACION

$APC_2 = 0.12$	$GPM_2 = 42.20 \text{ GAL/min}$	$V_2 = 40.5 \text{ FT}^3/\text{seg}$
$h_w = 1.5 \text{ Pulg}$	$A_B = 10.75 \text{ FT}^2$	$\rho V_2 = 0.200 \text{ LB / FT}^3$
$L_w = 31.75 \text{ Pulg}$	$T_T = 0.125 \text{ Pulg}$	$\rho L_2 = 58.3 \text{ LB / FT}^3$
$T_s = 15 \text{ Pulg}$	$D_H = 0.3125 \text{ Pulg}$	

$$AA = 0.12 \times 10.75 = \blacktriangleright AA = 1.29$$

$$V_H = \frac{40.5}{1.29} = \blacktriangleright V_H = 31.4 \text{ FT/seg}$$

$$\text{Con } APC_2 = 0.12 \text{ Y } T_T/D_H = 0.40$$

Encontramos en Gráfica 2, $C_o = 0.74$

Sustituyendo en:

$$\Delta P_{SECO} = \frac{0.188}{(0.74)^2} (31.4)^2 \left(\frac{0.200}{58.3} \right)$$

$$\Delta P_{SECO} = 1.19 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\text{Con } \frac{GPM}{(L_w/12)^{2.5}} = 3.71 \text{ y } \frac{L_w}{T_T} = 0.66, \text{ encontramos en Gráfica 3, } F_w = 1.035$$

$$\text{Con } \frac{V \rho v^{1/2}}{AB} = 1.68, \text{ encontramos en Gráfica 4, } \beta = 0.60$$

$$h_{ow} = 0.48 \times 1.035 \left(\frac{42.20}{31.75} \right)^{2/3} = \blacktriangleright h_{ow} = 0.80 \text{ Pulg LIQ}$$

$$h_L = 0.60 (1.5 + 0.8) = \blacktriangleright h_L = 1.26 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\Delta P_{PLATO} = 1.19 + 1.26 = \blacktriangleright \Delta P_{PLATO} = 2.45 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\Delta P_{PLATO} = 0.080 \text{ PSI}$$

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DE CAIDAS DE PRESION / PLATO

BAJO ALIMENTACION

$$A_{PC3} = 0.10$$

$$GPM_3 = 88.88 \text{ GAL/min}$$

$$V_3 = 36.6 \text{ FT}^3/\text{seg}$$

$$h_w = 1.5 \text{ Pulg}$$

$$A_B = 10.75 \text{ FT}^2$$

$$\rho V_3 = 0.217 \text{ LB / FT}^3$$

$$L_w = 31.75 \text{ Pulg}$$

$$T_T = 0.125 \text{ Pulg}$$

$$\rho L_3 = 55.1 \text{ LB / FT}^3$$

$$T_s = 15 \text{ Pulg}$$

$$D_H = 0.3125 \text{ Pulg}$$

$$AA = 0.10 \times 10.75 = \blacktriangleright AA = 1.075$$

$$V_H = \frac{36.6}{1.075} = \blacktriangleright V_H = 34.0 \text{ FT/seg}$$

$$\text{Con } A_{PC3} = 0.10 \text{ Y } T_T/D_H = 0.40$$

Encontramos en Gráfica 2, $C_o = 0.73$

Sustituyendo en:

$$\Delta P_{SECO} = \frac{0.186}{(0.73)^2} (34.0)^2 \left(\frac{0.217}{55.1} \right)$$

$$\Delta P_{SECO} = 1.59 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\text{Con } \frac{GPM}{(L_w/12)^{2.5}} = 7.8 \text{ y } \frac{L_w}{T_T} = 0.86, \text{ encontramos en Gráfica 3, } F_w = 1.065$$

$$\text{Con } \frac{V' \rho V^{1/2}}{AB} = 1.59, \text{ encontramos en Gráfica 4, } \beta$$

$$h_{ow} = 0.48 \times 1.065 \left(\frac{88.88}{31.75} \right)^{2/3} = \blacktriangleright h_{ow} = 1.02 \text{ Pulg LIQ}$$

$$h_L = 0.61 (1.5 + 1.02) = \blacktriangleright h_L = 1.53 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\Delta P_{PLATO} = 1.59 + 1.53$$

$$= \blacktriangleright \Delta P_{PLATO} = 3.12 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\Delta P_{PLATO} = 0.099 \text{ PSI}$$

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DE CAIDAS DE PRESION / PLATO

FONDO

$$APC_4 = 0.10$$

$$GPM_4 = 83.50 \text{ GAL/min}$$

$$V_4 = 31.5 \text{ FT}^3/\text{seg}$$

$$h_w = 1.5 \text{ Pulg}$$

$$AB = 10.75 \text{ FT}^2$$

$$\rho V_4 = 0.252 \text{ LB / FT}^3$$

$$L_w = 31.75 \text{ Pulg}$$

$$T_T = 0.125 \text{ Pulg}$$

$$\rho L_4 = 58.3 \text{ LB / FT}^3$$

$$T_s = 15 \text{ Pulg}$$

$$DH = 0.3125 \text{ Pulg}$$

$$AA = 0.10 \times 10.75 \Rightarrow AA = 1.075$$

$$V_H = \frac{31.5}{1.075} \Rightarrow V_H = 29.3 \text{ FT/seg}$$

$$\text{Con } APC_4 = 0.10 \text{ Y } T_T/DH = 0.40$$

Encontramos en Gráfica 2, $C_o = 0.73$

Sustituyendo en:

$$\Delta P_{SECO} = \frac{0.186}{(0.73)^2} (29.3)^2 \left(\frac{0.252}{58.3} \right)$$

$$\Delta P_{SECO} = 1.30 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\text{Con } \frac{GPM}{(L_w/12)^{2.5}} = 7.3 \text{ y } \frac{L_w}{T_T} = 0.68, \text{ encontramos en Gráfica 3, } F_w = 1.06$$

$$\text{Con } \frac{V' \rho V^{1/2}}{AB} = 1.47, \text{ encontramos en Gráfica 4, } \beta = 0.62$$

$$h_{ow} = 0.48 \times 1.06 \left(\frac{83.50}{31.75} \right)^{2/3} \Rightarrow h_{ow} = 0.97 \text{ Pulg LIQ}$$

$$h_L = 0.62 (1.5 + 0.97) \Rightarrow h_L = 1.53 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\Delta P_{PLATO} = 1.30 + 1.53$$

$$\Rightarrow \Delta P_{PLATO} = 2.83 \text{ Pulg LIQ}$$

$$\Delta P_{PLATO} = 0.095 \text{ PSI}$$

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DEL NIVEL DE LIQUIDO EN LA BAJANTE

DOMO

$$h_{UD} = 0.057 \left(\frac{GPM}{A_{DC}} \right)^2$$

$$h_{UD} = 0.057 \left(\frac{48.48}{31.75} \right)^2 \Rightarrow h_{UD} = 0.13 \text{ Pulg LIQ}$$

$$h_{DC} = \Delta P_{PLATO} + h_w + h_{ow} + h_{UD}$$

$$h_{DC} = 2.11 + 1.5 + 0.66 + 0.13$$

$$h_{DC} = 4.40 \text{ Pulg LIQ}$$

Nivel Líquido en Bajante.

$$h_{ESP} = \frac{h_{DC}}{FES}$$

$$h_{ESP} = \frac{4.40}{0.60}$$

$$h_{ESP} = 7.33 \text{ Pulg}$$

Nivel Espuma en Bajante

$$\text{Factor de Seguridad} = \frac{T_s + h_w}{h_{ESP}}$$

$$\text{Factor de Seguridad} = \frac{18 + 1.5}{7.33} = 2.66$$

% Inundación Bajante = 38

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DEL NIVEL DE LIQUIDO EN LA BAJANTE

SOBRE ALIMENTACION

$$h_{UD} = 0.057 \left(\frac{42.20}{31.75} \right)^2 \Rightarrow h_{UD} = 0.10 \text{ Pulg LIQ}$$

$$h_{DC} = 2.45 + 1.5 + 0.60 + 0.10$$

$$h_{DC} = 4.65 \text{ Pulg LIQ} \quad \text{Nivel Líquido en Bajante.}$$

$$h_{ESP} = \frac{4.85}{0.60}$$

$$h_{ESP} = 7.75 \text{ Pulg} \quad \text{Nivel Espuma en Bajante}$$

$$\text{Factor de Seguridad} = \frac{15 + 1.5}{7.75} = 2.13$$

$$\% \text{ Inundación Bajante} = 47$$

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DEL NIVEL DE LIQUIDO EN LA BAJANTE

BAJO ALIMENTACION

$$h_{UD} = 0.057 \left(\frac{88.88}{31.75} \right)^2 \Rightarrow h_{UD} = 0.45 \text{ Pulg LIQ}$$

$$h_{DC} = 3.12 + 1.5 + 1.02 + 0.45$$

$$h_{DC} = 6.09 \text{ Pulg LIQ} \quad \text{Nivel L\u00edquido en Bajante.}$$

$$h_{ESP} = \frac{6.09}{0.60}$$

$$h_{ESP} = 10.15 \text{ Pulg} \quad \text{Nivel Espuma en Bajante}$$

$$\text{Factor de Seguridad} = \frac{15 + 1.5}{10.15} = 1.63$$

$$\% \text{ Inundaci\u00f3n Bajante} = 61$$

CHEQUEO HIDRAULICO

ESTIMACION DEL NIVEL DE LIQUIDO EN LA BAJANTE

FONDO

$$h_{UD} = 0.057 \left(\frac{83.50}{31.75} \right)^2 = \blacktriangleright h_{UD} = 0.39 \text{ Pulg LIQ}$$

$$h_{DC} = 2.83 + 1.5 + 0.97 + 0.39$$

$$h_{DC} = 5.69 \text{ Pulg LIQ} \quad \text{Nivel Líquido en Bajante.}$$

$$h_{ESP} = \frac{5.69}{0.60}$$

$$h_{ESP} = 9.48 \text{ Pulg} \quad \text{Nivel Espuma en Bajante}$$

$$\text{Factor de Seguridad} = \frac{15 + 1.5}{9.48} = 1.74$$

$$\% \text{ Inundación Bajante} = 57$$

CHEQUEO HIDRAULICO
ESTIMACION DEL ARRASTRE DE LIQUIDO

DOMO

$$h_c = h_w + h_{ow}$$

$$h_c = 1.5 + 0.66$$

$$h_c = 2.16 \text{ Pulg LIQ}$$

$$T's = T_s - 2.5 (h_c)$$

$$T's = 18 - 2.5 (2.16)$$

$$T's = 12.8 \text{ Pulg}$$

$$e_w = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{V_c}{S'} \right)^{3.2}$$

$$e_w = 0.22 \left(\frac{73}{17.8} \right) \left(\frac{51.8 / 12.568}{12.6} \right)^{3.2}$$

$$e_w = 0.025$$

$$\% \text{ Arrastre} = 2.5$$

CHEQUEO HIDRAULICO
ESTIMACION DEL ARRASTRE DE LIQUIDO

SOBRE ALIMENTACION

$$h_c = 1.5 + 0.80$$

$$h_c = 2.10 \text{ Pulg LQ}$$

$$T's = 15 - 2.5 (2.1)$$

$$T's = 9.75 \text{ Pulg}$$

$$e_w = 0.22 \left(\frac{73}{18.8} \right) \left(\frac{40.5 / 12.586}{9.75} \right)^{3.2}$$

$$e_w = 0.024$$

$$\% \text{ Arrastre} = 2.4$$

CHEQUEO HIDRAULICO
ESTIMACION DEL ARRASTRE DE LIQUIDO

BAJO ALIMENTACION

$$h_c = 1.5 + 1.02$$

$$h_c = 2.52 \text{ Pulg LIQ}$$

$$T's = 15 - 2.5 (2.52)$$

$$T's = 8.70 \text{ Pulg}$$

$$e_w = 0.22 \left(\frac{73}{17} \right) \left(\frac{36.6 / 12.568}{8.70} \right)^{3.2}$$

$$e_w = 0.028$$

$$\% \text{ Arrastre} = 2.8$$

CHEQUEO HIDRAULICO
ESTIMACION DEL ARRASTRE DE LIQUIDO

FONDO

$$h_c = 1.5 + 0.97$$

$$h_c = 2.47 \text{ Pulg LIQ}$$

$$T's = 15 - 2.5 (2.47)$$

$$T's = 8.82 \text{ Pulg}$$

$$e_w = 0.22 \left(\frac{73}{18.1} \right) \left(\frac{31.5 / 12.568}{8.82} \right)^{3.2}$$

$$e_w = 0.016$$

$$\% \text{ Arrastre} = 1.6$$

CHEQUEO HIDRAULICO ESTIMACION DEL PUNTO DE LAGRIMEO

DOMO

$$\begin{aligned} \mu'v &= 6.05 \times 10^{-6} \text{ Lb/FT-seg} & P_T &= 0.0417 \text{ Ft} & D_H &= 0.026 \text{ Ft} \\ g_c &= 32.2 \text{ Lb-FT/Lb } f\text{-seg}^2 & Z &= 3.0 \text{ Ft} & \sigma' &= 1.22 \times 10^{-3} \text{ Lb } f/\text{FT} \end{aligned}$$

Sustituyendo en:

$$\frac{V_{hw} \mu'v}{\sigma' g_c} = 2.92 \times 10^{-4} \left(\frac{\mu'v^2 \rho_L \times 10^5}{\sigma' g_c \rho_v^2 D_H} \right)^{0.379} \left(\frac{T_T}{D_H} \right)^{0.293} \left(\frac{2 A_B D_H}{1.73 P_T^3} \right)^{\frac{2.8}{(Z/D_H)^{0.724}}}$$

$$\frac{V_{hw} \times 6.05 \times 10^{-6}}{1.22 \times 10^{-3} \times 32.2} = 2.92 \times 10^{-4} \left(\frac{[6.05 \times 10^{-6}]^2 \times 53.5 \times 10^5}{1.22 \times 10^{-3} \times 32.2 \times 0.166^2 \times 0.026} \right)^{0.379} \left(\frac{0.125}{0.3125} \right)^{0.293} \left(\frac{2 \times 10.75 \times 0.026}{1.73 \times 0.0417^3} \right)^{\frac{2.8}{(3/0.026)^{0.724}}}$$

$$V_{hw} = 6.45 \text{ Ft-seg}$$

$$\text{Factor Seguridad} = \frac{30.1}{6.45} = 4.67$$

CHEQUEO HIDRAULICO ESTIMACION DEL PUNTO DE LAGRIMO

SOBRE ALIMENTACION

$$\begin{aligned} \mu v &= 6.72 \times 10^{-6} \text{ LB/FT-sec} & P_T &= 0.0417 \text{ FT} & D_H &= 0.026 \text{ FT} \\ g_c &= 32.2 \text{ LB-FT/LB } \cdot \text{sec}^2 & Z &= 3.0 \text{ FT} & \sigma' &= 1.29 \times 10^{-3} \text{ LB } \cdot \text{FT} \end{aligned}$$

$$\frac{V_{hw} \times 6.72 \times 10^{-6}}{1.29 \times 10^{-3} \times 32.2} = 2.92 \times 10^{-4} \left(\frac{[6.72 \times 10^{-6}]^2 \times 56.3 \times 10^5}{1.29 \times 10^{-3} \times 32.2 \times 0.2^2 \times 0.026} \right)^{0.379} \left(\frac{0.125}{0.3125} \right)^{0.293} \left(\frac{2 \times 10.75 \times 0.026}{1.73 \times 0.0417^3} \right)^{\frac{2.8}{(3/0.026)^{0.724}}}$$

$$V_{hw} = 5.76 \text{ FT-sec}$$

$$\text{Factor Seguridad} = \frac{31.4}{5.76} = 5.45$$

CHEQUEO HIDRAULICO ESTIMACION DEL PUNTO DE LAGRIMEO

BAJO ALIMENTACION

$$\begin{aligned} \mu v &= 7.39 \times 10^{-6} \text{ LB/FT-sec} & P_T &= 0.0417 \text{ FT} & D_H &= 0.026 \text{ FT} \\ g_c &= 32.2 \text{ LB-FT/LB } t\text{-seg}^2 & Z &= 3.0 \text{ FT} & \sigma' &= 1.16 \times 10^{-3} \text{ LB } t/\text{FT} \end{aligned}$$

$$\frac{V_{hw} \times 7.39 \times 10^{-6}}{1.16 \times 10^{-3} \times 32.2} = 2.92 \times 10^{-4} \left(\frac{[7.39 \times 10^{-6}]^2 \times 55.1 \times 10^5}{1.16 \times 10^{-3} \times 32.2 \times 0.21^2 \times 0.026} \right)^{0.379} \left(\frac{0.125}{0.3125} \right)^{0.293} \left(\frac{2 \times 10.75 \times 0.026}{1.73 \times 0.0417^3} \right)^{\frac{2.8}{(3 \times 0.026)^{0.724}}}$$

$$V_{hw} = 4.91 \text{ FT-sec}$$

$$\text{Factor Seguridad} = \frac{34.0}{4.91} = 6.92$$

CHEQUEO HIDRAULICO ESTIMACION DEL PUNTO DE LAGRIMEO

FONDO

$$\begin{aligned} \mu v &= 1.01 \times 10^{-5} \text{ LB/FT-seg} & P_T &= 0.0417 \text{ FT} & D_H &= 0.026 \text{ FT} \\ g_c &= 32.2 \text{ LB-FT/LB } l\text{-seg}^2 & Z &= 3.0 \text{ FT} & \sigma' &= 1.24 \times 10^{-3} \text{ LB } l/\text{FT} \end{aligned}$$

$$\frac{V_{hw} \times 1.05 \times 10^{-6}}{1.24 \times 10^{-3} \times 32.2} = 2.92 \times 10^{-4} \left(\frac{[1.01 \times 10^{-5}]^2 \times 58.3 \times 10^5}{1.24 \times 10^{-3} \times 32.2 \times 0.25^2 \times 0.026} \right)^{0.379} \left(\frac{0.125}{0.3125} \right)^{0.293} \left(\frac{2 \times 10.75 \times 0.026}{1.73 \times 0.0417^3} \right)^{0.724}$$

$$V_{hw} = 4.17 \text{ FT-seg}$$

$$\text{Factor Seguridad} = \frac{29.3}{4.17} = 7.03$$

CHEQUEO HIDRAULICO
DETERMINACION ARREGLO MECANICO DE PLATO

DOMO

$$A_A - 0.16 \cdot 10.75 - 1.72$$

$$N_{ORIF}^{o} - \frac{1.72}{0.00053} - 3245$$

$$N_{OT} - 7.9 \cdot 665 - 5275$$

$$N_{NA} - 5275 - 3245 - 2030$$

CHEQUEO HIDRAULICO
DETERMINACION ARREGLO MECANICO DE PLATO

SOBRE ALIMENTACION

$$A_A - 0.12 \cdot 10.75 - 1.29$$

$$N_{ORIF}^o - \frac{1.29}{0.00053} - 2434$$

$$N_{OT} - 7.9 \cdot 665 - 5275$$

$$N_{NA} - 5275 - 2434 - 2841$$

CHEQUEO HIDRAULICO
DETERMINACION ARREGLO MECANICO DE PLATO

BAJO ALIMENTACION

$$A_A - 0.10 \cdot 10.75 = 1.075$$

$$N_{ORIF}^{\circ} = \frac{1.075}{0.00053} = 2028$$

$$N_{OT} = 7.9 \cdot 665 = 5275$$

$$N_{NA} = 5275 - 2028 = 3247$$

CHEQUEO HIDRAULICO
DETERMINACION ARREGLO MECANICO DE PLATO

FONDO

$$A_A = 0.10 \cdot 10.75 = 1.075$$

$$N_{ORIF}^{\circ} = \frac{1.075}{0.00053} = 2028$$

$$N_{OT} = 7.9 \cdot 665 = 5275$$

$$N_{NA} = 5275 - 2028 = 3247$$

+ CHEQUEO DEL REHERVIDOR. CASO REAL

$$Q_{REH} = 4\,944\,196 \text{ BTU/Hr}$$

$$U_G = 100 - 200 \text{ Recomendado para Orgánicos Ligeros}$$

Medio Calentamiento = Vapor Saturado 120 Psia

$$t_v = 341.3^\circ \text{ F}$$

$$t_f = 266.0^\circ \text{ F}$$

Rehervidor Existente: Diámetro = 3 Ft

Altura = 5 Ft

$$\text{Area} = 750 \text{ Ft}^2$$

Asumiendo el valor más conservador del Coeficiente de Transferencia

$$U_G = 100$$

Entonces:

$$A = \frac{4944196}{100 * (341.3 - 266.0)} \Rightarrow A = 600 \text{ Ft}^2$$

El Area de transferencia estimada (600 Ft²) es menor que el Area del rehervidor existente (750 Ft²).

En base a lo anterior, no es necesario instalar un nuevo rehervidor.

+ CHEQUEO DEL CONDENSADOR - SUBENFRIADOR. CASO REAL

$$\lambda_D = 166.1 \text{ BTU/Lb}$$

$$D = 28348 \text{ Lb/Hr}$$

$$t_D = 152^\circ\text{F}$$

$$t_R = 104^\circ\text{F}$$

$$C_{PS} = 0.478 \text{ BTU/(Lb} \cdot ^\circ\text{F)}$$

$$t_{22} = 95^\circ\text{F}$$

$$t_{11} = 77^\circ\text{F}$$

$$C_P = 1.0 \text{ BTU/(Lb} \cdot ^\circ\text{F)}$$

$$U_G \text{ Recomendado} = 75 - 150 \text{ BTU/(Hr} \cdot \text{F} \cdot \text{T}^2 \cdot ^\circ\text{F)}$$

Condensador - Subenfriador Existente: Diámetro = 2.33 Ft

Longitud = 20 Ft

Area = 1900 Ft²

$$Q_c = 28348 \cdot 166.1 \Rightarrow Q_c = 4708608 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_s = 28348 \cdot 0.478 \cdot (152-104)$$

$$Q_s = 650417 \text{ BTU/Hr}$$

$$Q_T = 4708603 + 650417 \Rightarrow Q_T = 5359020 \text{ BTU/Hr}$$

$$W = \frac{5359020}{1.0 \cdot (95-77)} \Rightarrow W = 297723 \text{ Lb/Hr}$$

$$\Delta t_l = \frac{4708603}{1.0 \cdot 297723} \Rightarrow \Delta t_l = 15.8^\circ\text{F}$$

$$t_D = 95 - 15.8 \Rightarrow t_D = 79.2^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD}_{\text{COND}} = \frac{(152 - 95) - (152 - 79.2)}{\frac{\ln(152 - 95)}{(152 - 79.2)}} = \text{LMTD}_{\text{COND}} = 64.6^\circ \text{F}$$

$$\text{LMTD}_{\text{SUB}} = \frac{(152 - 79.2) - (104 - 77)}{\frac{\ln(152 - 79.2)}{(104 - 77)}} = \text{LMTD}_{\text{SUB}} = 48.2^\circ \text{F}$$

$$t_E = \frac{5359020}{\frac{47080603}{64.6} + \frac{850417}{48.2}} \Rightarrow t_E = 61.8^\circ \text{F}$$

Asumiendo el valor más conservador de U_a

$$A = \frac{5359020}{75 * 61.6} \Rightarrow A = 1160 \text{ Ft}^2$$

En base a esta área de transferencia estimada, se puede concluir que el condensador-subenfriador estará aún sobrediseñado no obstante el incremento de capacidad del proceso.

C. CHEQUEO DEL DISEÑO DEL RECIBIDOR DE CONDENSADO

$$D = 28348 \text{ lb / Hr}$$
$$\rho_{\text{LA}} = 58.7 \text{ lb / Ft}^3$$

El tanque recibidor existente en el domo de la columna tiene las siguientes características:

TANQUE VERTICAL ATMOSFERICO

$$\text{DIAMETRO} = D_{\text{REC}} = 4.0 \text{ Ft}$$

$$\text{ALTURA} = 6.0 \text{ Ft}$$

$$\text{NIVEL DE OPERACION 50\%} \Rightarrow \text{ALT} = 0.5 * 6 = 3 \text{ Ft}$$

$$D_1 = \frac{28348}{60 * 58.7} \Rightarrow D_1 = 8.33 \text{ Ft}^3 / \text{min}$$

$$A_{\text{REC}} = \frac{\pi * (4.0)^2}{4} \Rightarrow A_{\text{REC}} = 12.6 \text{ Ft}^2$$

$$\text{TRR} = \frac{12.6 * 3.0}{8.33} \Rightarrow \text{TRR} = 4.5 \text{ min}$$

Se considera que con este tiempo de residencia, el actual recibidor es pequeño para el servicio, por lo que se deberá diseñar otro tanque que tenga un tiempo de residencia mayor (≈ 10 min.)

D. CHEQUEO DE TUBERIAS / SISTEMAS DE BOMBEO

+ Flujo de Alimentación a la Columna.

El diámetro actual de la tubería de alimentación es de 2 in.

El flujo de alimentación sería 20,849 LB / H R

$$\mu_A = 0.289 \text{ CP}$$

$$\rho_A = 54.5 \text{ LB / FT}^3$$

$$V_{EL1} = 0.0509 * \frac{20849}{2.067^2 * 54.5} \Rightarrow V_{EL1} = 4.51 \text{ FT/seg}$$

Se considera que es una velocidad razonable

$$Re = \frac{6.31 * 20849}{2.067 * 0.289} \Rightarrow Re = 22000 \xrightarrow{\text{CRANE}} f = 0.021$$

$$\Delta P_{100} = \frac{0.000336 * 0.021 * (20849)^2}{2.067^5 * 54.2} \Rightarrow \Delta P_{100} = \frac{1.46 \text{ Psi}}{100 \text{ FT}}$$

+ Flujo del Fondo de la Columna

El diámetro nominal actual de la tubería de alimentación es de 1.5 in.

El flujo de alimentación sería 10575 Lb / Hr

$$\mu_F = 0.324 \text{ CP}$$

$$\rho_F = 57.8 \text{ Lb / Ft}^3$$

$$V_{ELT} = 0.0509 * \frac{10575}{1.61^2 * 57.6} \Rightarrow V_{ELT} = 3.8 \text{ Ft / seg}$$

También se considera una velocidad razonable

$$Re = \frac{8.31 * 10575}{1.61 * 0.324} \Rightarrow Re = 128000 \xrightarrow{\text{CRANE}} f = 0.0225$$

$$\Delta P_{100} = \frac{0.000338 * 0.0225 * (10575)^2}{1.61^5 * 57.6} \Rightarrow \Delta P_{100} = 1.36 \frac{\text{P}_{SL}}{100 \text{ Ft}}$$

+ Reflujo a la Columna.

El diámetro nominal actual de la tubería de reflujo es de 1.5 in.

La cantidad de reflujo que se utilizaría es 10575 gal / Hr

$$\mu_R = 0.341 \text{ CP}$$

$$\rho_R = 58.7 \text{ Lb / Ft}^3$$

$$V_{EL1} = 0.0509 * \frac{18274}{1.61^2 * 58.7} \Rightarrow V_{EL1} = 6.3 \text{ Ft / seg}$$

Se considera relativamente elevada la velocidad en la tubería.

$$Re = \frac{6.31 * 18274}{1.61 * 0.341} \Rightarrow Re = 210000 \Rightarrow f = 0.0215$$

$$\Delta P_{100} = \frac{0.000338 * 0.0225 * (18274)^2}{1.61^5 * 58.7} \Rightarrow \Delta P_{100} = 4.12 \frac{\text{Psi}}{100 \text{ Ft}}$$

+ Corte del Domo de la Columna

El diámetro nominal actual de la tubería del corte de domo es de 1.5 Pulg.

El corte del domo en fase líquida es 100075 LB / H R

$$\mu_c = 0.341 \text{ CP}$$

$$\rho_c = 56.7 \text{ LB / FT}^3$$

Se tiene una velocidad adecuada.

$$Re = \frac{6.31 * 10075}{1.61 * 0.341} \Rightarrow Re = 115000 \Rightarrow f = 0.0225$$

$$\Delta P_{100} = \frac{0.000338 * 0.0225 * (10075)^2}{1.61^5 * 56.7} \Rightarrow \Delta P_{100} = 1.25 \text{ Psi/100 FT}$$

RESUMEN

EXPANSION DE UNIDADES DE PROCESO INDUSTRIALES.

Cuando un análisis de mercado y de resultados económicos de una determinada línea de productos, muestra perspectivas favorables para el mediano y largo plazo, entonces se hace necesario llevar a cabo una expansión de la capacidad de producción de una unidad de proceso.

Para la instalación de casi cualquier unidad de procesos, estamos hablando de inversiones mínimas de 1 millón de Dólares, por lo cual es muy obvio que las compañías prefieren eliminar "Cuellos de Botella" de sus unidades actuales, en vez de instalar una unidad nueva, aunque también hay ocasiones en que prácticamente la unidad llegó a su límite máximo de capacidad, por lo que no es posible "Descuellarla".

El objetivo principal de esta tesis es mostrar la metodología utilizada en la práctica, para "descuellar" una columna de rectificación, equipo muy usado en la industria química, sobretodo la de la petroquímica así como mostrar algunos aspectos económicos a considerar en la evaluación de un proyecto.

ASPECTOS ECONOMICOS.

En el análisis y evaluación de casi cualquier proyecto, se deben evaluar diversos parámetros de medición económicos, que muestran la rentabilidad del proyecto.

T.I.R.: Tasa Interna de Retorno.

V.P.N.: Valor Presente Neto.

R.S.C.C.: Rendimiento sobre Capital Contable.

R.S.A.N.: Rendimiento Sobre los Activos Netos.

T.R.I.: Tiempo de recuperación de la inversión.

Un aspecto muy importante a cubrir, durante la evaluación económica de un proyecto son las proyecciones de volúmenes de venta y sobre todo las de precios de venta de producto, así como precios de materias primas.

TEORIA / BASES PARA DISEÑO.

Para el desarrollo de esta tesis se hizo necesario hacer una revisión de la teoría sobre mezclas, rectificación de las mismas, intercambio de calor, flujo de fluidos.

METODOS PARA REDISEÑO DE EQUIPO.

1. Método Riguroso Rediseño de Columnas.

El método comprende básicamente de 3 etapas.

A) Determinación de Cargas Internas.

Es la determinación de los flujos internos de líquido y vapor dentro de la columna, asumiendo que la columna se divide en diferentes zonas con flujos similares de vapor y líquido (Fondo, Bajo Alimentación, Sobre Alimentación y Domo).

B) Determinación de Parámetros Hidráulicos.

Es la determinación (por zona de la columna) de los diferentes parámetros que gobiernan una operación adecuada de la columna.

Los parámetros a estimar son:

- + Porcentajes de inundación.
- + Caídas de presión por plato.
- + Nivel de líquido en bajantes.
- + Porcentajes de arrastre de líquido.
- + Punto de lagrimeo.
- + Area activa de plato.

E) Determinación de Arreglo Final Mecánico de Plato.

Las áreas activas requeridas, se utilizan para determinar la cantidad de orificios libros y tapados que deberán tener los platos en las diferentes zonas de la columna.

CONCLUSIONES

A. REDISEÑO DE LA COLUMNA

I. Estimación de cargas internas.

- + Las zonas del Domo y Sobre Alimentación requieren manejar valores más altos de cargas volumétricas internas de vapor, esto es básicamente por la diferencia de presiones/temperaturas, y por los tanto de densidades de vapor a través de toda la columna.
- + Las zonas de Bajo Alimentación y Fondo, requieren manejar valores más altos de cargas máscas y volumétricas internas de líquido, debido principalmente a la diferencia de temperaturas a través de la columna, además del hecho de que debe llegar suficiente flujo máscico al fondo de la columna, para poder suministrar el calor requerido por el sistema.

II. Determinación de Parámetros Hidráulicos.

a) Estimación del Diámetro de la Columna.

- + El método utilizado implica la suposición de un valor de altura de líquido (HOW), el cual es mantenido constante para la estimación del diámetro de la columna en sus diferentes zonas; esto hace al método, relativamente insensible a las diferencias de cargas volumétricas internas de líquido.
- + El método utilizado es mucho más sensible, a las cargas volumétricas internas de vapor, ya que estas se varían en las diferentes zonas de la columna, para la estimación de la velocidad de los vapores.
- + Las zonas del Domo y Sobre Alimentación, presentar valores de diámetro requerido de columna (3.7 Ft y 3.8 Ft. respectivamente) mayores que los de las zonas de Bajo Alimentación y Fondo (3.6 Ft y 3.4 Ft respectivamente), lo cual indica que la columna está más "Justa" en sus zonas de arriba de Alimentación.

+ Los diámetros requeridos estimados para las zonas de Fondo y Sobre Alimentación, permiten suponer que a pesar de la insensibilidad del método a las cargas internas de líquido, que la columna actual, con un diámetro de 4.0 Ft puede realizar el servicio. Esto es comprobado en la estimación de caídas de presión por plato, así como de la altura real del líquido sobre el vertedero.

+ Las cargas internas de vapor tendrán mayor influencia para el diseño del plato en las zonas de Domo y Sobre Alimentación, mientras que las cargas internas de líquido serán las controlantes en el diseño para las zonas de la parte interior de la columna.

b) Estimación del Porcentaje de Inundación.

+ El método utilizado para determinación del factor de capacidad CS_B no es muy sensible porcentajes de área de perforaciones mayor a 10%, sin embargo, a pesar de eso, las estimaciones obtenidas de % de inundación, presentan variaciones de solo 10% de lo predicho por las correcciones empíricas del FRI.

+ Las zonas del Domo y Sobre Alimentación presentan % de inundación entre 84 y 87.5%, lo cual es equivalente a valores entre 75 y 80% predichos por el FRI.

+ La zona de Bajo Alimentación, tiene un % de inundación estimado de 86.7%, lo cual es muy cercano a lo predicho por el FRI; se considera que la columna puede trabajar adecuadamente, con este valor de inundación, ya que la condición de diseño controlante para esta zona es la caída de presión por plato.

+ Para la Zona del Fondo, el valor del % de inundación ronda el 80%, lo cual se considera adecuado, sin embargo, para esta zona, se considera que la caída de presión en el plato es la controlante para la determinación del área activa.

c) Estimación de Caídas de Presión/Plato

+ Las zonas de Domo y Sobre Alimentación presentan caídas de presión por plato de 0.065 Psi y 0.08 Psi respectivamente (vs un valor recomendado de 0.100 Psi), lo cual, nos permitiría disminuir algo el área activa de perforaciones en esas

zonas; sin embargo no es conveniente hacerlo, pues los % de inundación en estas zonas se incrementarías a valores arriba del 90% de inundación.

- + Para las zonas de Sobre Alimentación y Fondo se obtienen valores de caídas de presión por plato de 0.099 Psi y 0.095 Psi los cuales son muy recomendables; de hecho estos valores son los que determinan los valores de área activa de perforaciones en estas zonas.
- d) Estimación de Nivel de Líquido en Bajantes.
 - + Las zonas con mayor carga de líquido (Fondo y Sobre Alimentación) presentan valores de % de inundación de las bajantes muy razonables (alrededor de 60%).
- e) Estimación de Porcentajes de Arrastre de Líquido.
 - + Se tienen % de arrastre de líquido en todas las zonas de la columna, del orden de 2%, lo cual es muy recomendable, ya que valores considerados como aceptables son entre 5 y 6% de arrastre.

B. CHEQUEO DE CAMBIADORES DE CALOR

I. Rehervidor.

- + El Rehervidor actual de la columna tiene un área de 750 Ft²; el área requerida estimada es de 660 Ft², por lo que en principio el Rehervidor puede soportar la carga adicional de calor a suministrar.
- + Es necesario hacer el chequeo detallado del Rehervidor ya que el área estimada requerida es el 90% del área actual.

II. Condensador - Subenfriador.

- + El área estimada requerida es de 1160 Ft², contra un área del cambiador actual de 1900 Ft², por lo cual, no habrá ningún problema.
- + De hecho, no es necesario un cálculo detallado de este cambiador, para confirmar que puede dar un servicio adecuado.

C. CHEQUEO DEL RECIBIDOR DE CONDENSADO DEL DOMO.

- + Se considera que este recibidor no es el adecuado, ya que tendría un tiempo de residencia de 4.5 min.
- + Será necesario instalar un recipiente que permita tener tiempos de residencia de 10 min.

D. CHEQUEO DE TUBERIAS / EQUIPO DE BOMBEO.

I. Tubería para Alimentación a la Columna.

- + Esta tubería presenta velocidad y caída de presión adecuada.
- + La caída de presión adicional en el sistema, es de 1.0 Psi, el cual será absorbido por la válvula de control.
- + El equipo de bombeo es el adecuado.

II. Tubería para el Corte del Fondo de la Columna.

- + Presenta velocidad el fluido y caída de presión adecuadas.
- + La caída de presión adicional es de 1.3 Psi, la cual será absorbida por la válvula de control.

III. Tubería del Reflujo a la Columna.

- + Presenta velocidad del fluido en el rango alto, 6.3 Ft/seg, sin embargo dentro de lo permisible.
- + La caída de presión adicional en el sistema es de 5.0 Psi, por lo que se requiere cambiar equipo de bombeo o válvula de control.

IV. Tubería del Corte de Domo de la Columna.

- + Presenta velocidad de fluido y caída de presión muy razonable.
- + No es necesario efectuar ningún cambio.

E. GENERALES.

- + La columna es adecuada para soportar el incremento de capacidad con mínimas modificaciones, es decir solo se requiere aumentar el área activa de perforaciones.

- + Las modificaciones en el equipo periférico son mínimas.
- + Se requiere estudiar detalladamente las válvulas de control de los diferentes flujos, con objeto de confirmar lo mencionado respecto a los equipos de bombeo.
- + No se hace necesario, entrar a cálculos detallados de eficiencia de platos, en este caso, ya que la relación de reflujo y las composiciones de Alimentación, Domo y Fondo son básicamente las mismas antes y después de una expansión.
- + En general, los métodos de cálculo encontrados en la literatura abierta, y que fueron los utilizados en este estudio, son más conservadores que los del FRI, dando sobrediseños de aproximadamente 10% mayores.
- + Para sistemas (Zonas de la columna) en las que las cargas de líquido, sean controlantes, es necesario asegurar basar el diseño del plato (Area Activa), en base a los caídas de presión por plato y alturas de líquido en las bajantes.
- + Para zonas de la columna, en las que las cargas de vapor, sean controlantes, es necesario cuidar el parámetro espaciamiento de platos, así como % de inundación.

F. OTROS COMENTARIOS.

- + En la industria química, este es básicamente el método seguido, para estudios de factibilidad de un proyecto de expansión de una unidad de proceso.
- + Es importante que antes del rediseño / chequeo de capacidad de una columna de separación, el Ing. Químico conozca la operación de dicha columna: caídas de presión reales en las diferentes zonas, sensibilidad de la columna a cambios suaves y bruscos, componente clave a purificar / separar, etc., es decir que "sienta" a la columna.
- + Con lo anterior, tendrá una sensibilidad adecuada, para analizar los diferentes resultados del chequeo de capacidad.

B I B L I O G R A F I A

- 1) Crane, Co., "Flow of Fluids, Technical Paper 410", Crane co, New York, 16th Printing, 1976.
- 2) Economopoulos, A.P., "Computer Design of Sieve Trays and Tray Columns", Chemical Engineering, December 4, 1978.
- 3) Fair, J.R., "Modern Distillation Technology", University of Texas, Instituto Tecnológico de Celaya, Junio, 1984.
- 4) Glitsch, Inc., "Ballast Tray Design Manual, Bulletin 4900", Glitsch, Inc, 3rd Edition, Dallas, 1978.
- 5) Holland, C.D., "Fundamentos de Destilación de Mezclas Multicomponentes", Editorial Limusa, México, 1ª Edición, 1988.
- 6) Kern, D.Q., "Procesos de Transferencia de Calor", Editorial Continental, México, 12ava Impresión, 1978.
- 7) King, J.C., "Separation Processes", McGraw-Hill Book Company, New York, 1st Edition, 1971.
- 8) Ludwig, E.E., "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Volume 2, Gulf Publishing Company, 2nd Edition, 1979.
- 9) Lygeros, A.I., Magoulas, K.G., "Column Flooding and Entrainment", Hydrocarbon Processing, December 1986.
- 10) Maron, S.H., Prutton C.F., "Fundamentos de Fisicoquímica", Editorial Limusa, 5a impresión, 1974.
- 11) Peters, M.S., Timmerhaus, K.D.; "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", McGraw-Hill Book Company, New York, 4th Edition, 1990.
- 12) Smith, B.D., "Design of Equilibrium Stage Processes", McGraw-Hill Book Company, New York, 1st Edition, 1963.
- 13) Smith, M.J., Van Ness, C.H., "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", McGraw-Hill Book Company, New York, 4th Edition, 1990.
- 14) Treybal, R.E., "Mass-Transfer Operations", McGraw-Hill Book Company, New York, 2nd Edition, 1968.
- 15) Valle-Riestra F.J., "Project Evaluation", McGraw-Hill Book Company, New York, 1st Edition, 1983.