

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES¹
FAC. DE QUIMICA

TITULO DEL TEMA:

**CONSERVACION Y AHORRO DE ENERGIA
EN PLANTAS PETROQUIMICAS**

TESIS MANCOMUNADA
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
I N G E N I E R O Q U I M I C O
P R E S E N T A N

MANUEL DE JESUS PAVON GONZALEZ
ESTEBAN EDUARDO VILLANUEVA VILLANUEVA

1 9 8 2



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CONTENIDO

I.- INTRODUCCION.....	1
II.- GENERALIDADES.....	2
III.- TERMODINAMICA Y CONSERVACION DE LA ENERGIA.....	6
IV.- ALTERNATIVAS PARA LA CONSERVACION DE ENERGIA EN EQUIPO DE TRANSFERENCIA DE MASA, MOMENTUM Y --- CALOR.....	15
V.- ANALISIS PARA AHORRO Y CONSERVACION DE ENERGIA EN PLANTA.....	61
VI.- EJEMPLO DE APLICACION EN PLANTA FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS.....	100
VII.- ADENDUM Y CONCLUSIONES	116
VIII.- ANEXOS.....	119
IX.- BIBLIOGRAFIA.....	125

I
INTRODUCCION

INTRODUCCION

A partir de 1973 con el embargo petrolero, la industria ha puesto especial énfasis en la búsqueda y desarrollo de alternativas, que les permitan simultáneamente conservar energía, y eficientar el uso de la misma en -- sus plantas.

Corporaciones e institutos de investigación, han hecho posible el que a la fecha existan numerosos programas de conservación y ahorro de energía, nuevos unos, otros adaptación o revisión de técnicas consideradas anti económicas en el pasado.

El presente trabajo, tiene por objeto mostrar un panorama de las -- alternativas y medidas que a la fecha se han propuesto, y presentar como es que se lleva a cabo un análisis para la implementación de un programa de -- conservación y ahorro de energía, en una planta ya existente.

En primera instancia se procederá a desarrollar el marco teórico que constituye la base de toda medida conservacionista; apoyados en este -- marco se presentará una cierta gama de acciones que pueden llevarse a cabo, a fin de recuperar energía, y mejorar la operación, en función de aumentar la eficiencia de los diferentes equipos que en la operación intervengan. La -- aplicación de estas medidas queda de cualquier manera condicionada al tipo de operación de que se trate.

A continuación, y aprovechando todo lo anterior, será posible -- analizar integralmente, equipo por equipo, fase a fase (de diseño, planea--- ción y operación), como es que puede implementarse un programa de conserva--- ción y ahorro efectivos de energía.

Finalmente, un ejemplo de análisis sobre una planta ya existente (en operación), -- permitirá en forma práctica, demostrar la utilidad de los conceptos expuestos a todo lo largo de la tesis.

Con todo ello, se pretende no solo referirnos a técnicas de ----- amplio alcance dentro de este específico campo, sino ofrecer incluso una -- muestra de lo que es el diseño de plantas actual en México en la industria- petroquímica, y del vasto potencial que, en cuestión de ahorro de energía, -- puede en un momento dado, cerrarse.

II
GENERALIDADES

GENERALIDADES

Una revisión de las causas de la nueva situación energética mundial, tanto políticas como económicas, hace evidente que ésta se mantendrá así durante algún tiempo. La demanda de energía mundial, experimentó un avance continuo a una tasa del 5% anual en los setentas, si bien a la fecha hay signos que evidencian que tal ritmo de crecimiento decaerá. Actualmente, el petróleo satisface alrededor del 50% de la demanda mundial de energía, lo que conduce, en un cálculo proyectado hacia 1985, a suponer que el consumo de petróleo en todo el mundo crecerá, de un monto de 18×10^9 barriles por año en 1970, a 40×10^9 barriles en 1985. No hay razón pues para pensar que nuevos hallazgos de yacimientos de petróleo, aliviarán la potencial reducción de combustibles, tanto líquidos como gaseosos, en las siguientes décadas.

Resulta evidente pues, que el abastecimiento de gas y petróleo -- irá disminuyendo conforme pasa el tiempo, y que el escaso combustible disponible será encauzado (por decreto o por razones económicas), hacia usos preferenciales tales como: transportes, calefacción, y manufactura de productos químicos, por lo que la industria deberá entonces moverse, hacia combustibles cada vez menos apropiados: hacia líquidos cada vez más pesados y/o con mayor contenido de sólidos.

La excesiva demanda, por otra parte, ha originado que los precios de los energéticos en el mercado muestren una considerable tendencia alcista, lo que impacta fuertemente los costos de producción de cualquier planta.

A esto se debe aunar la necesidad de inversiones (cada vez mayores), para satisfacer los reglamentos producto de la continua preocupación, acerca de la calidad y preservación del medio ambiente.

Una reducción en el abastecimiento de crudo no sería un asunto crítico, si todos los vastos recursos de carbón del planeta se encontraran disponibles; sin embargo, a pesar de las muchas fuentes potenciales de carbón, éste es aceptable como combustible solo mediante el gasto de cantida--

des significativas de capital, para reducir las emisiones resultado de su combustión, a niveles ambientales aceptables. Mayores inversiones implican obviamente mayores costos de energía; la dificultad radica en adquirir combustibles aceptables desde el punto de vista contaminación ambiental, y desde el punto de vista facilidad de empleo. El resultado inevitable en cualquiera de las opciones, es un incremento en el costo de los combustibles.

Esta situación no fue imprevista, gobiernos e industria han llamado repetidamente la atención, acerca de una escasez potencial de energía para los siguientes diez años; sin embargo, la creencia o la fé en cantidades enormes e ilimitadas de energía, por parte del público en general, ha contribuido a que se consideren los hechos actuales, como resultado de la imprevisión por parte de la industria y gobiernos. A esto debe sumarse la ya mencionada preocupación por el deterioro del medio ambiente, que añade un enfoque distinto a la crisis provocada por los países ricos en petróleo.

Es innecesario demostrar el que una empresa se mantiene gracias a los beneficios que obtiene, por lo que naturalmente se concederá que cualquier incremento en el costo compromete tales beneficios, y la vida, entonces, de la empresa. A los ingenieros corresponde reconocer qué está pasando, y llevar a cabo diseños en los cuales se minimice el consumo de energía, y se contemple así la conservación de la misma, tanto como sea posible.

Esto es tanto más importante cuando, aunque los principios de diseño de proceso no se han modificado en sí, las curvas de costos contra variables críticas de diseño, están modificándose a medida que los costos de energía se elevan; en consecuencia, las reglas y cánones empíricos derivados de la época en que se consideraba la energía como ilimitada y de bajo costo, no son válidas ahora que tales condiciones no existen. Los cálculos detallados de diseño, que tales reglas permitían simplificar o ignorar, deben ahora realizarse cuidadosamente, y este estado de cosas permanecerá así, en tanto que los costos de energía no se estabilicen en un nivel dado, dentro de una escala valorativa, que permita el desarrollo de nuevas reglas empíricas

La conservación de energía, puede definirse como el acto de la prevenición de pérdida y/o desperdicio de la misma.

El ahorro, por su parte, es el acto de la práctica de acciones encaminadas a eficientar el uso de la energía dentro de la planta.

El objetivo que se persigue, es esencialmente el lograr una me--
jor utilización de los recursos, y el disminuir el impacto que el alza en el
costo de la energía tiene sobre los costos de producción.

Ahora bien, hay literalmente decenas de técnicas para conserva---
ción de la energía de las que se disponen; algunas, producto de un nuevo --
punto de vista, y otras por completo novedosas, que abarcan todas las fases
de planeación, diseño y operación.

Las técnicas de conservación de energía descritas en la reciente-
literatura, pueden agruparse bajo los siguiente incisos:

- 1.- Mejora de la eficiencia de los equipos y sistemas específicos
- 2.- Recuperación de calor.
- 3.- Recuperación de potencia.
- 4.- Recuperación y reutilización de materiales de desecho.
- 5.- Empleo de facilidades criogénicas.

No hay que perder de vista que la energía total conservada en una
planta, es usualmente la suma de todas las medidas que al efecto se tomen, -
aunque cada una por separado tenga un efecto insignificante en los costos -
totales de la planta. Así, un ciento de pequeñas medidas pueden proporcio--
nar el mismo beneficio, que una gran y drástica decisión.

Tomar una decisión acerca de la conveniencia o inconveniencia de
modificar la situación existente actual de operación de una planta, conlle-
va un minucioso estudio, y lo mismo ocurre cuando al diseñar una nueva plan-
ta se desea aprovechar al máximo las facilidades y técnicas que al respecto
existen.

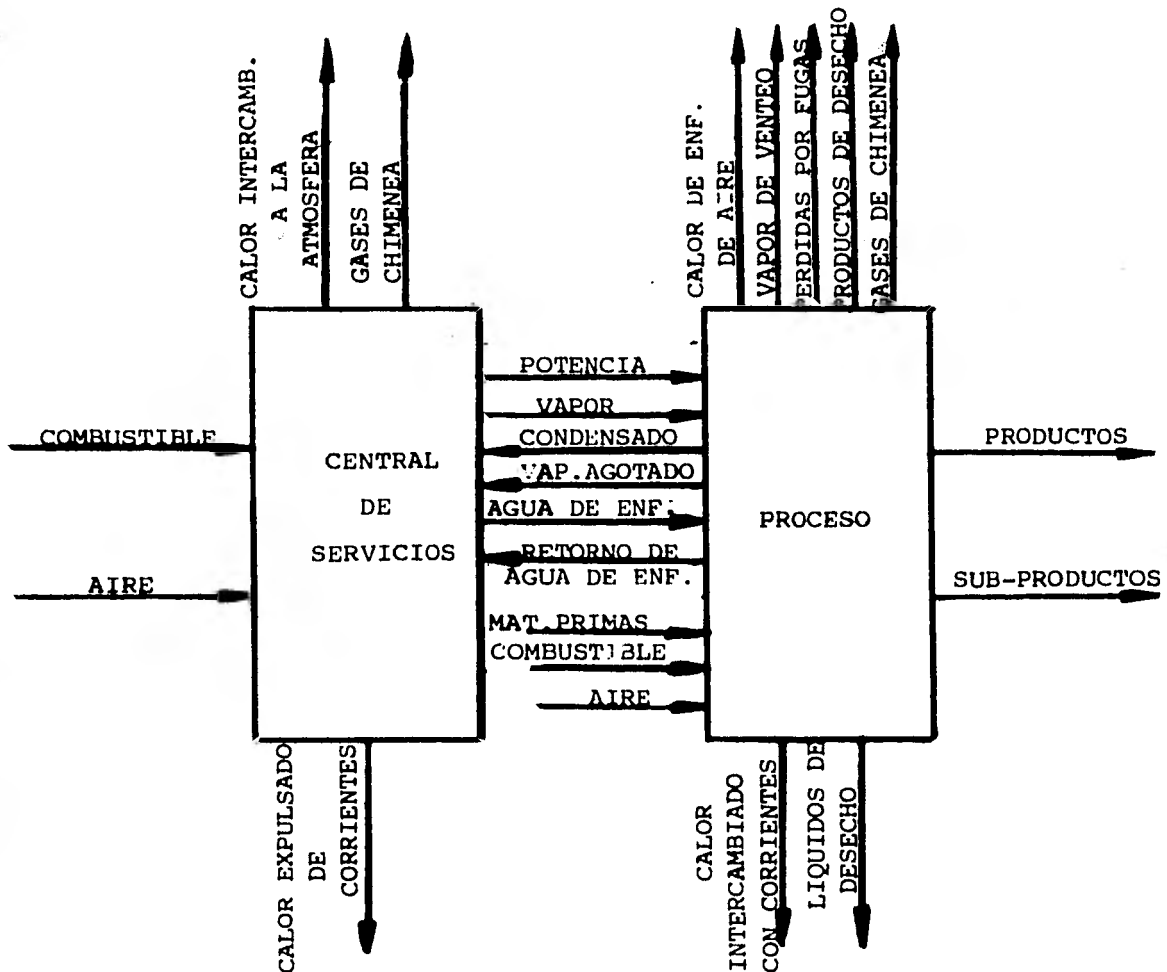
El elemento discriminante entre una decisión u otra, lo constituye siempre el aspecto económico, sin embargo, las bases del estudio son -- esencialmente termodinámicas; es por ello que el capítulo siguiente analiza la relación entre conservación de energía y termodinámica.

TERMODINAMICA Y CONSERVACION DE LA ENERGIA

Uno de los primeros pasos hacia la economización de la energía en el diseño de un proceso, es identificar los puntos de uso de energía.

Esto involucra, tanto los balances de materia y energía (llevados al detalle) para todo el proceso, como aquéllos de cada parte (considerada individualmente) del proceso.

En toda planta, el proceso químico y el sistema de servicios y --auxiliares, se encuentran íntimamente relacionados, tal y como se indica en la siguiente figura, que muestra esquemáticamente las entradas y salidas de energía asociadas a un proceso:



INTERACCIONES DE ENERGIA ENTRE EL PROCESO Y LOS SERVICIOS

III

TERMODINAMICA Y CONSERVACION DE LA ENERGIA

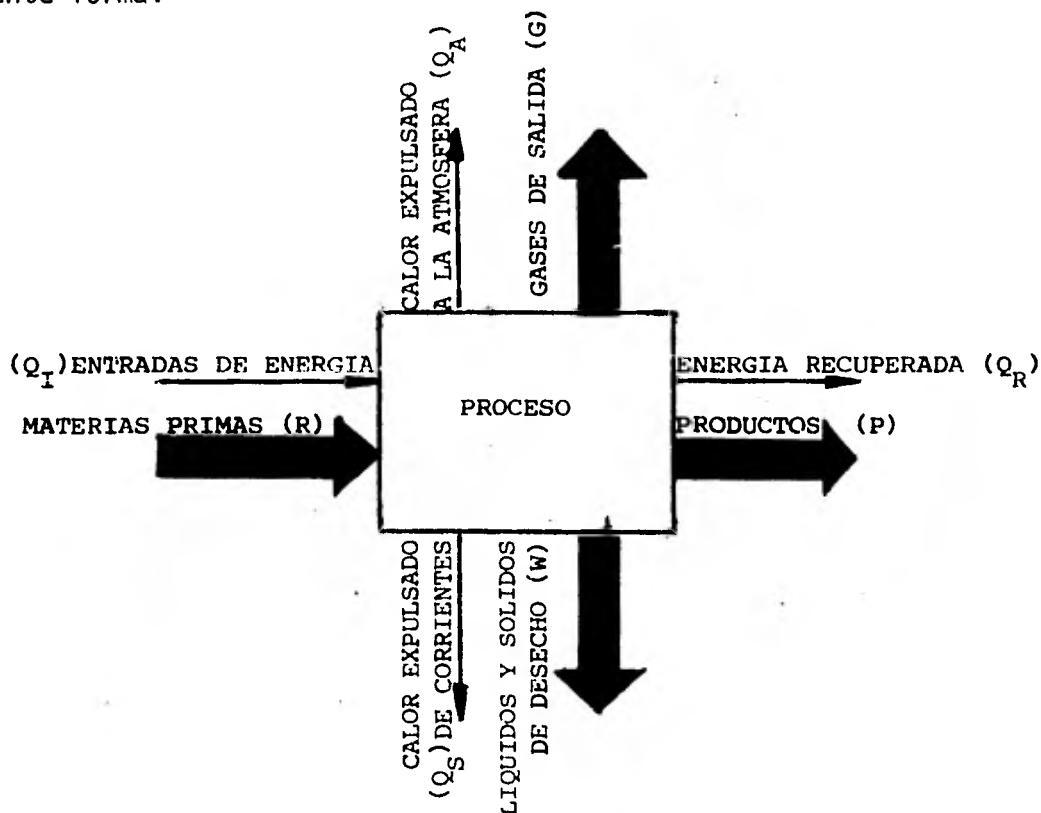
En general, el sistema de servicios y auxiliares sirve a un número determinado de procesos satélites. Aunque los principios de conservación de la energía son los mismos para el proceso, que para el sistema de servicios y auxiliares, la magnitud de operación es mucho mayor en estos últimos, por lo que, al tomar una decisión de tipo operativo o económico que afecte al sistema auxiliar, debe pensarse que su efecto será totalmente distinto al aplicarse al proceso, aún bajo las mismas condiciones técnicas.

Sin embargo, el punto central de los estudios sobre la conservación de la energía, reside en el proceso como tal, por lo que se considera a las líneas que lo unen al sistema de servicios como entradas y salidas del proceso, con sus costos asociados; a pesar de esto, la interacción del proceso con el sistema de servicios no es en modo alguno ignorada, las consideraciones acerca de los servicios son vitales en el establecimiento de los valores relativos de la energía, y sus diferentes formas y niveles de temperatura.

Hablemos ahora un poco de la naturaleza de la energía; aún cuando la primera ley de la termodinámica garantiza la existencia imperecedera de la energía, cuando se habla normalmente de usos de la misma, lo que realmente hacemos es hablar del como disminuimos el nivel al cual la energía se encuentra disponible. Para ejemplificar esto último, sigamos un BTU a través de un proceso; comencemos con el BTU en la flama de un quemador, y sigámoslo dentro de la corriente del proceso, a través de varios intercambiadores, y dentro del sistema de enfriamiento de agua. El BTU aún está ahí, pero ha perdido prácticamente todo valor para nosotros, al tiempo que sale del proceso. Esto nos lleva a la generalización de que la energía, per se, carece de valor; lo que en realidad importa, es disponer de energía situada en un nivel suficientemente alto para servir a nuestras necesidades.

Los sistemas de organización y administración de la planta, deben reconocer ampliamente este hecho, a fin de asignar adecuadamente el uso para cada nivel dado de energía.

De acuerdo a esta particular filosofía, y centrándonos exclusivamente en el proceso como tal, el diagrama esquemático de representación del proceso, en términos de energía de entrada y de salida, quedaría de la siguiente forma:



En función de la anterior figura, puede considerarse el proceso en términos de una reacción de tipo:



a fin de poder obtener las ecuaciones para el balance de energía, y es así como, si el proceso es continuo, y se encuentra ya en estado estacionario, el balance da:

$$Q_{\text{neto}} = \Delta H_f(G) + H_g + \Delta H_f(P) + \Delta H_f(W) + H_w - \Delta H_f(R) - H_r + H_p \quad (2)$$

Si el proceso es endotérmico, la energía neta consumida, Q_{neto} , es positivo; si el proceso es exotérmico, la energía neta producida, Q_{neto} , es negativa. El valor de Q_{neto} no puede alterarse por manipulación de corrientes de energía, ya que es una propiedad del proceso completamente determinada por el balance de materiales en la primera ecuación, y por el estado físico, presión y temperatura, de las materias primas, productos y corrientes.

tes de desecho. Si se quiere reducir el monto del calor neto, se deberá conservar energía, y deberá hacerse cambiando el proceso en sí, en lugar de manipular las corrientes de energía. Por ejemplo: El cambio en un proceso, que incremente el rendimiento con velocidad de producto constante (P), reducirá (R), lo cual reducirá la suma de (G + W), con lo que cambiará el calor neto. El cambio puede ser un incremento o un decremento al calcularlo en la ecuación (2).

Una reducción en la temperatura de cualquiera de los productos o corrientes de desecho, necesariamente reducirá el calor neto, mientras que un decremento en la temperatura de las corrientes de las materias primas, lo incrementará. Un cambio en la presión de cualquiera de las corrientes, repercutirá también sobre el calor neto. De manera general, puede decirse que los métodos para alterar el valor del Q_{neto} , y la conveniencia de hacerlo, dependen en gran parte del proceso de que se trate, pues involucra la manipulación del mismo.

Cambios mucho mayores pueden obtenerse recurriendo a procesos alternos, que empleen diferentes materias primas para producir las mismas cosas, sin embargo, dado que es factible introducir modificaciones sin recurrir a semejantes extremos, dirigiremos nuestra atención hacia las corrientes de energía de la figura representación del proceso, y asumiremos que son válidas las líneas de balance de materiales ahí mostradas, con lo que el valor del calor neto estará fijo.

El balance de energía mostrará que:

$$Q_{\text{neto}} = Q_I - Q_A - Q_R - Q_S \quad (3)$$

la relación de valor que existe entre un término y otro permitirá, de acuerdo a la hipótesis asumida, evaluar la eficiencia de uso de energía de un proceso.

Es obvio que cualquier incremento en los términos que implican salida de energía origina un incremento en el calor de entrada (Q_I) necesario.

También es obvio que, fijado el calor de entrada, un incremento en la energía recuperada (QR), dará como resultado una reducción en la suma del calor expulsado a la atmósfera, y del calor expulsado en las corrientes (QA+QS), que son las fuentes de desperdicio de energía; es por ello que se puede definir la eficiencia de uso de energía de un proceso como:

$$\xi = \frac{|Q_{\text{neto}}|}{|Q_{\text{neto}}| + Q_A + Q_S} \quad (4)$$

Tendremos un valor de 1 cuando (QA+ QS) sea igual a cero, aunque para cualquier proceso real será siempre menor a la unidad. En tanto más nos acerquemos al 100% de eficiencia, más caro resultará cualquier incremento posterior que se intente.

Una forma alternativa para la ecuación (4), de manera que sea más útil, consiste en medir la entrada y la recuperación de la energía, en lugar de las pérdidas de la misma:

$$\xi = \frac{|Q_{\text{neto}}|}{|Q_{\text{neto}}| + Q_I - Q_R - Q_{\text{neto}}} \quad (5)$$

Como no se puede modificar el valor del calor neto, para incrementar la eficiencia de energía se debe reducir el monto de la energía de entrada, o bien hacer crecer el valor de la energía recuperable. El enfoque -- cambia sustancialmente, apoyado en el hecho de que usualmente la energía de entrada, tiene un valor más alto que el de la energía recuperada, por lo que los pasos tomados para reducir los requerimientos de entrada de energía son más benéficos que los pasos tomados para recuperar energía.

Es conveniente por tanto analizar qué incluimos exactamente dentro de cada una de las corrientes de energía del proceso que hemos ilustrado.

La corriente (Q_I) entrada de energía comprende:

- a).- Energía eléctrica usada para impulsar motores, bombas, compresores, etc.

- b).- Vapor de alta presión para ser usado en los expansores.
- c).- Vapor de calentamiento
- d).- Poder calorífico de los combustibles usados directamente en los quemadores.
- e).- Agua caliente.
- f).- Calor recibido por intercambio con corrientes de proceso calientes.

El calor lanzado a la atmósfera (Q_A) comprende:

- a).- Energía no recuperable de gases de chimenea.
- b).- Vapor venteado.
- c).- Energía arrastrada por el aire de los intercambiadores enfriados por aire.
- d).- Fugas de energía.
- e).- Calor expulsado en la torre de enfriamiento de agua.

El calor desechado en las corrientes (Q_S) comprende:

- a).- Energía en corrientes de desechos calientes.
- b).- Calor expulsado a través de agua de enfriamiento no recirculada

La recuperación de energía (Q_R) puede consistir de:

- a).- Trabajo recuperado en expansores de corrientes de gases o líquidos.

- b).- Vapor producido en calderas por acción de vapor procedente de otra parte de la planta.
- c).- Vapor agotado.
- d).- Agua de enfriamiento caliente.
- e).- Energía eléctrica recuperada a través de ciclos de potencia.
- f).- Vapor condensado.
- g).- Valor de la entalpia de los productos calientes y subproductos.
- h).- Energía recuperable de las corrientes de desperdicio.

La energía recuperable generalmente tiene poco valor, a menos que esté en una forma tal, que pueda ser usada directamente por el mismo proceso, o en alguna otra parte de la misma planta, o aceptada para retornar al sistema central de servicios y auxiliares; de otra manera se convierte finalmente en energía desperdiciada.

Las formas de energía en (Q_R) y (Q_I) son muy parecidas, por lo que las listas de formas de energía deben prepararse identificando el estado y la calidad de todos los requerimientos de entrada de energía, y de todos los recursos potenciales para recuperar la energía. Como ayuda para identificar los requerimientos y los recursos, el diagrama de flujo de proceso deberá descomponerse en una serie de pasos de proceso interactuantes, cada uno de los cuales pueda ser analizado en términos del proceso simbolizado en la figura 1. Cuando esto se hace, puede observarse que la recuperación en uno de los pasos de proceso puede servir como entrada a otro, reduciendo así los requerimientos de entrada de energía para el total del proceso.

ENERGIA LIBRE

La aplicación del balance de energía es sumamente útil para identificar las fuentes potenciales de conservación y ahorro de energía, pero el balance por sí solo no nos indica el total de las restricciones termodinámicas que existen en el proceso. Por ejemplo, todos sabemos que muchos -- procesos cuyo calor neto es igual a cero, no ocurren espontáneamente, aún -- cuando debieran de poder hacerlo, puesto que siempre es necesario proporcionar energía para impulsar al proceso y compensar así las pérdidas obligadas de energía, de modo de lograr el balance total.

La energía libre de Gibbs es el mejor indicador de la cantidad mínima de energía que deberá intercambiarse con el proceso.

La definición de la energía de Gibbs está dada por la ecuación --

$$G = H - TS$$

y el cambio de la energía libre es evaluado por la diferencial:

$$dG = - SdT + VdT$$

en un proceso en estado estacionario, el trabajo hecho por un sistema termodinámico reversible es dado por la expresión:

$$W_{rev} = VdP \tag{6}$$

Y si el proceso es isotérmico, tendremos que:

$$\Delta G = VdP = -W_{rev} \tag{7}$$

Así, ΔG representa la energía mínima de entrada como trabajo, -- requerida para llevar a cabo un proceso continuo a temperatura constante. -- El trabajo puede ser convertido directamente en calor, sin embargo, solamente una porción de la energía disponible como calor, puede ser transformada en trabajo. Como la energía en forma de trabajo es mas versátil que bajo la forma de calor, se puede generalizar y decir que:

$$\Delta G = (Q_I)_{min} \tag{8}$$

(Q_I) = Calor mínimo de entrada

y el error no es grande, si tomamos en cuenta que los procesos generalmente no son isotérmicos.

La imposición de un valor mínimo de (Q_I) , limita la eficiencia de la energía a un valor menor que el 100%, cuando el ΔG del proceso es positivo, y limita el monto de la energía recuperable del proceso, cuando el ΔG es negativo. Cuando esto último ocurre, Q_I representa el máximo de energía que puede ser extraída en forma de trabajo del proceso sin la correspondiente contraparte de trabajo dado al proceso a través de una fuente externa.

Todos conocemos procesos con valores de ΔG positivo que se llevan a cabo enteramente con calor, sin requerir de trabajo externo, la destilación es un ejemplo. Sin embargo, el calor mínimo de entrada es mucho mayor que el ΔG , por las limitaciones del ciclo de Carnot en la conversión de calor a trabajo:

$$(Q_I)_{\min} = \Delta G \frac{T_I}{T_I - T_0} \quad (9)$$

donde T_I es la temperatura del calor de entrada, y T_0 es la temperatura de salida.

Si visualizáramos a T_I como la temperatura del rehedidor, en una columna de destilación, y a T_0 como la temperatura del condensador, observaríamos que $(Q_I)_{\min}$ crece tanto cuanto T_I se acerque a T_0 . En otras palabras, se requiere de una alta relación de reflujo para separar mezclas de puntos de ebullición cercanos.

Somerfeld y Lenk han reconocido la importancia del gradiente de energía libre en los costos del proceso, y han correlacionado el precio de venta de un lote químico con la energía libre de formación; todo esto habla de la importancia que reviste el análisis de energía libre del proceso.

IV

ALTERNATIVAS PARA LA CONSERVACION DE ENERGIA EN EQUIPO DE
TRANSFERENCIA DE MASA, MOMENTUM Y CALOR

Se habló ya de como es que las diferentes técnicas de conservación de energía se agrupan bajo cinco rubros principales; de ellos, hay tres que requieren de una exposición más amplia, ellos son:

- I.- Recuperación de calor.
 - II.- Recuperación de potencia.
- Recuperación de energía.

III.- Mejora de la eficiencia de equipos y sistemas.

en este último inciso merecen particular atención los equipos intercambiadores de calor, y las torres de destilación o equipos similares (en principio) de separación.

Estos puntos se tratarán un tanto generalmente, pero cuando -- analicemos que es lo que puede hacerse en cada equipo en particular, se hará un desglose más profundo y mejor, de las diversas opciones que actualmente existen.

RECUPERACION DE ENERGIA

La energía tiene su más alto valor cuando se encuentra bajo la forma de trabajo (el precio por unidad de energía es siempre mayor para la energía eléctrica, convertible totalmente a trabajo, que para la energía transferida como calor).

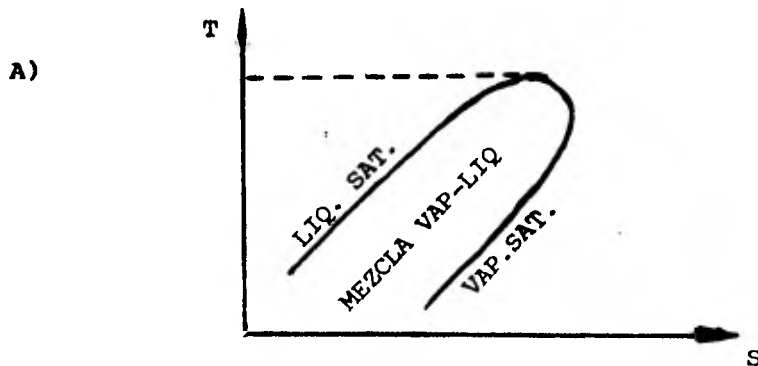
Donde quiera que se arroje calor (a alta temperatura) a la atmósfera, o que se disipe éste a través del intercambio con agua de enfriamiento, existe un potencial de energía recuperable como trabajo.

Las diversas operaciones que involucran recuperación de potencia o de calor, hacen uso del cambio de estado de corrientes de fluidos, o del cambio de sus propiedades, para intercambiar calor y trabajo.

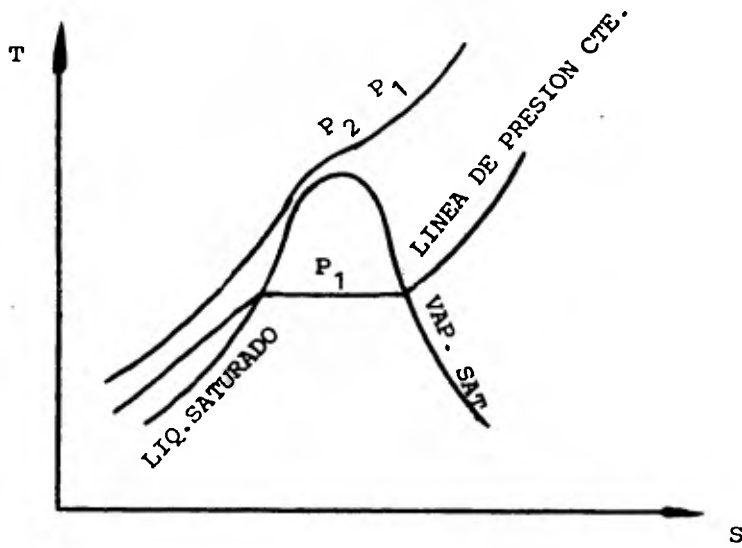
Las propiedades susceptibles de ser cambiadas, se muestran en una serie de diagramas termodinámicos. El diagrama de temperatura-entropía (T contra S) de un fluido, es muy útil para el establecimiento y visualización de los procesos de recuperación de potencia o de calor.

A fin de posteriormente analizar el como es que se pueden utilizar estos diagramas, es necesario dar una muestra de los tipos principales que de ellos existen. La eficiencia con la cual se lleve a cabo el intercambio de calor y/o trabajo, es función de las características que el diagrama T contra S del fluido en cuestión tenga.

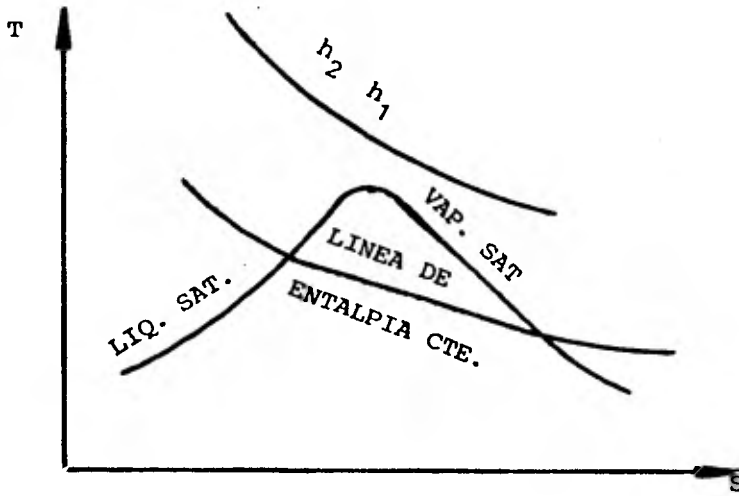
En términos generales existen tres tipos de diagramas que son típicos:



B)



C)



La diferencia primaria entre los tres tipos de diagrama, es la pendiente de la curva de vapor saturado. El tipo A es típico para la mayoría - de los compuestos orgánicos, excepto sustancias de peso molecular bajo. Estos, junto con los freones, corresponden a un diagrama de tipo B, mientras que el agua y los compuestos altamente polares responden al tipo C.

El agua constituye un ejemplo extremo de curva tipo C, en tanto - que éteres lineales de alto peso molecular, lo son de la curva tipo A, jun- to con algunos compuestos alifáticos fluorados.

I.- RECUPERACION DE POTENCIA

Recuperación de energía por expansión de corrientes de proceso.

Con frecuencia, una corriente de fluido en un proceso cualquiera, sale de uno de los pasos del mismo a alta presión, siendo que debe de entrar a la siguiente etapa a una presión considerablemente más baja, lo que oca-- siona que deba emplearse una válvula. Normalmente la caída de presión es -- usada para transportar el fluido de una etapa de proceso, a la siguiente, -- aquí sin embargo, la mayor parte de la caída de presión se verifica en una válvula, sin aportar nada a cambio por esta pérdida potencial de trabajo. -- Si la reducción de presión se llevara a cabo a través de un expansor, podría extraerse trabajo a una flecha para impulsar bombas, compresores, y otras - máquinas, o para generar electricidad. Las corrientes de líquido, tanto como las de gas, pueden ser así empleadas.

El trabajo que puede ser extraído de una corriente de líquido, es calculado por la ecuación:

$$W_{rev} = - \int_{P_1}^{P_2} V dP = V(P_2 - P_1) \quad (10)$$

donde V es el flujo volumétrico. El trabajo real obtenido es menor que el - trabajo reversible, por el factor de eficiencia.

$$W = \epsilon_e (P_1 - P_2) V \quad (11)$$

Eficiencias de expansión cercanas al 50%, pueden obtenerse a tra-

vés de una bomba centrífuga, que actúe como expansor al circular por ella un flujo en sentido contrario. Altas eficiencias pueden esperarse en expansores diseñados específicamente..

El trabajo que puede obtenerse de una corriente de gas al expandirse, es más difícil de calcular, aunque puede hacerse si asumimos que se trata de un gas ideal. El trabajo es expresado como una eficiencia de expansión multiplicada por el trabajo de expansión isentrópico

$$W = \frac{\epsilon_e \cdot N k R T_1}{k-1} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} \right] \quad (12)$$

Expansores diseñados especialmente, pueden tener eficiencias tan altas como .85, pero normalmente se espera una eficiencia de tan solo el 50% en los expansores normales.

La temperatura de una corriente de gas que sale de un expansor, también considerando un proceso isentrópico, puede ser estimada por:

$$T_2 = T_1 \left\{ 1 - \epsilon_e \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(K-1)/K} \right] \right\} \quad (13)$$

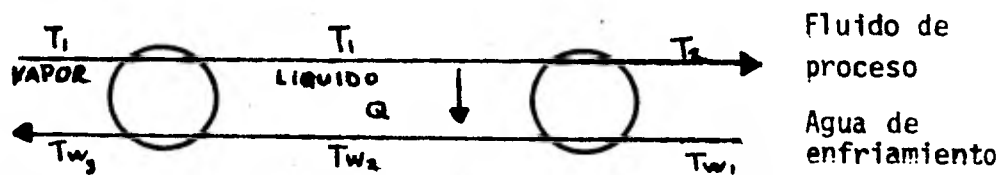
Si T_2 está por debajo del punto de rocío de la corriente que se encuentra a la presión (P_2), el expansor puede resultar dañado. Para fluidos con diagramas T contra S tipo A y B, esto no sucede.

Frecuentemente la temperatura de salida de un expansor puede ser bastante baja, y la corriente resultante podría ser usada en lugar de refrigerante en un intercambiador de calor.

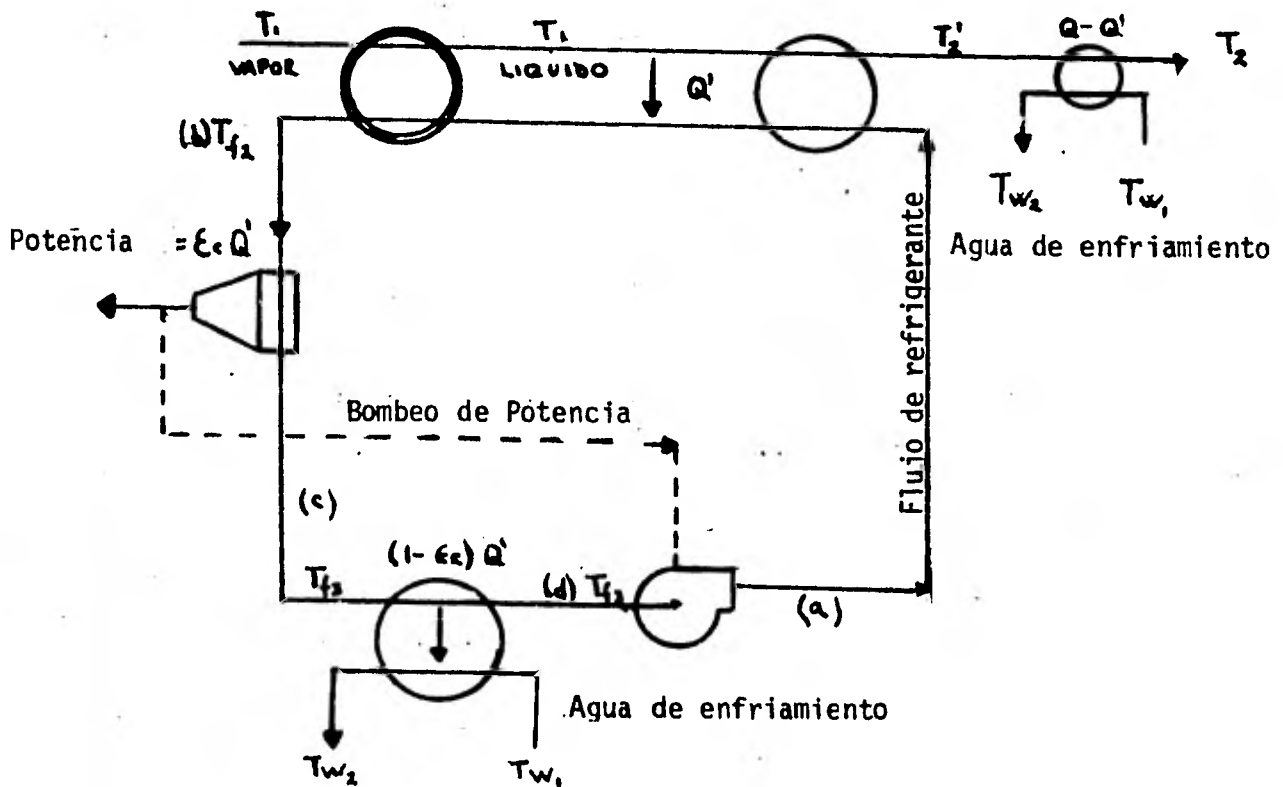
Ciclos de recuperación de energía.

Muchas veces, en procesos donde existen corrientes calientes de fluidos que deben de ser enfriados, el calor se intercambia con agua de enfriamiento, con lo que en última instancia se arroja a la atmósfera.

Insertando un motor o máquina con ciclo de Rankine, entre la corriente caliente y el agua de enfriamiento, puede extraerse una porción de esta energía como potencia, para impulsar (a través de una flecha), equipo, o para generar energía eléctrica. La cantidad de calor que puede expulsarse al medio ambiente es menor que el monto neto de trabajo extraído. Las temperaturas normalmente involucradas son muy bajas como para aprovechar la eficiencia del ciclo de vapor, aunque pueden emplearse fluidos orgánicos (generalmente freones). Un arreglo típico se muestra esquemáticamente en la figura:



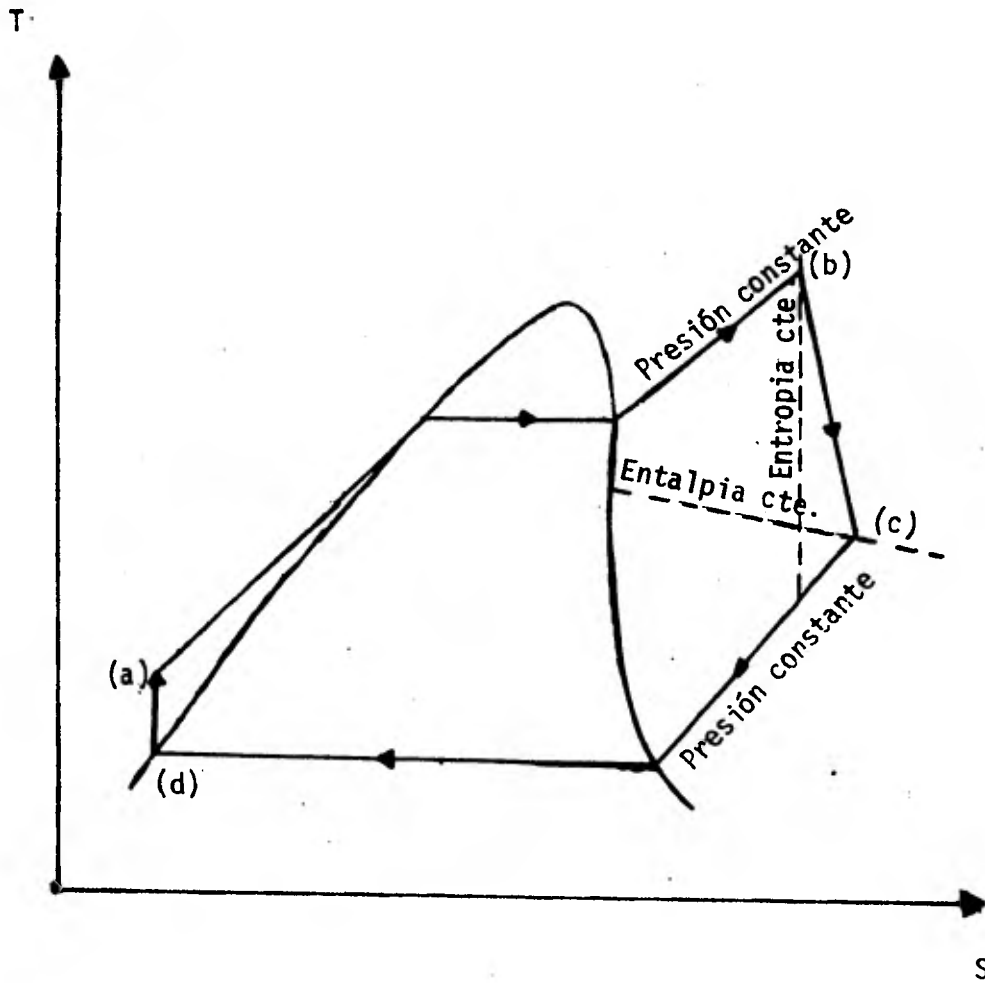
ANTES DE EXTRACCION DE POTENCIA



DESPUES DE EXTRACCION DE POTENCIA

CICLO RANKINE PARA EXTRAER POTENCIA DE UNA CORRIENTE DE PROCESO

La ruta del fluido refrigerante empleado superpuesta en su diagrama T contra S, se muestra en la figura siguiente:



RECORRIDO DEL FLUIDO DE ENFRIAMIENTO EN EL CICLO DE RANKINE

Como puede verse en la figura, el ciclo consiste de:

- 1.- Transferencia de calor del fluido refrigerante a la corriente de proceso, resultando la vaporización del fluido. Paso -- a \longrightarrow b
- 2.- Expansión del fluido refrigerante a través de un expansor que extrae la energía para el impulsor de la bomba de recirculación y para uso externo. Paso b \longrightarrow c
- 3.- Condensación del fluido refrigerante por transferencia de calor al agua de enfriamiento. Paso c \longrightarrow d
- 4.- Bombeo del fluido refrigerante condensado, a la presión del vaporizador.

El ciclo puede analizarse propiamente con el uso de cartas o tablas de propiedades termodinámicas del fluido refrigerante; sin embargo, para una estimación primaria, pueden hacerse aproximaciones útiles asumiendo que el vapor del fluido refrigerante se comporta como un gas ideal.

El trabajo extraído por mol de fluido refrigerante en el expansor, considerando nuevamente una eficiencia isoentrópica, es dado por:

$$W_e = \frac{\epsilon_e kRT}{k-1} \left[1 - \left(\frac{P_c}{P_b} \right)^{k-1/k} \right] \quad (14)$$

El trabajo para impulsar la bomba se calcula de:

$$W_p = V_L (P_b - P_c) / \epsilon_p \quad (15)$$

El trabajo neto del ciclo, por su parte, se calcula con:

$$W_c = W_e - W_p \quad (16)$$

La temperatura en el punto c es dada por:

$$T_c = T_b \cdot \left\{ 1 - \epsilon \left[1 - \left(P_c / P_b \right)^{k-1/k} \right] \right\} \quad (17)$$

El calor transferido por el refrigerante en el condensador, se calcula de:

$$Q_c = C_p (T_c - T_d) + \Delta H_{vap} \quad (18)$$

El calor total absorbido por el fluido de proceso es:

$$Q' = W_e - W_p + Q_c \quad (19)$$

Y la eficiencia del ciclo es dada por:

$$\epsilon_c = \frac{W_e - W_p}{Q'} \quad (20)$$

Se puede usar la ecuación (20) para determinar cualitativamente -- las características deseadas en nuestro fluido refrigerante. Es evidente -- que, para una eficiencia máxima, el óptimo se daría cuando T_s fuera igual a T_d , esto es, que el efluente del expansor quedara en la línea de vapor saturado. Esto no es una condición necesaria, ya que podría usarse un regenerador para intercambiar calor entre el vapor en el punto c y elevar la temperatura en nuestro líquido refrigerante por encima del punto a. Para efectos del caso que se considera, si se recupera calor de la corriente de proceso, incrementando la temperatura del fluido de la figura, también incrementamos T_2' , reduciendo así la cantidad de calor Q' , que puede ser recuperado del fluido de proceso. En consecuencia, el uso del regenerador carece de utilidad aquí.

Un examen más profundo de la ecuación (20), muestra que la relación T_c/P_b puede ser tan baja como sea práctico. P_c es fijada por la pre---

sión del vapor a la temperatura T_d , la temperatura a la cual el calor del ciclo debe salir de éste. Así, incrementaremos T_c solamente mediante el aumento de P_b ; T_b es fijada por la temperatura del fluido caliente del proceso. P_b es aumentada por el movimiento del punto b isotérmicamente hacia la izquierda, hasta que la línea $b \rightarrow c$ intercepte la curva de vapor saturado. Si el punto b se mueve más allá (en su camino hacia la izquierda), -- tendremos un líquido y un vapor en el expansor, condición que puede dañar a éste último, por lo que esta situación debe impedirse. Es por ello que una presión por debajo de la atmosférica, o bien ligeramente superior, es aconsejable; es recomendable también el fijar una presión máxima, generalmente de 100 psig.

La discusión anterior, indica que los fluidos tipo A en su curva-T contra S deben evitarse, en tanto que, para lograr una máxima eficiencia, debe contarse con un fluido para el cual la curva de expansión $b \rightarrow c$ --- coincida con la curva de vapor saturado. La pendiente de la relación presión-temperatura para el vapor saturado, es dada por la ecuación de Clausius-Clapeyron

$$\frac{dP}{dT} = \frac{P \Delta H_{vap}}{RT^2} \quad (21)$$

La ecuación para la curva de expansión adaptada de la ecuación -- (13), es:

$$T = T' \left\{ 1 - \epsilon_e \left(1 - \left[\frac{P}{P'} \right]^{k-1/k} \right) \right\}$$

$$\frac{dT}{dT'} = \frac{k}{\epsilon_e (k-1)} \left(\frac{P}{P'} \right)^{1/k} \frac{P'}{T'} \quad (22)$$

o haciendo que $P' \rightarrow P$ y que $T' \rightarrow T$

$$\frac{dT}{dT} = \frac{k}{\epsilon_e (k-1)} \frac{P}{T} \quad (23)$$

Igualando las ecuaciones (21) y (23), tenemos:

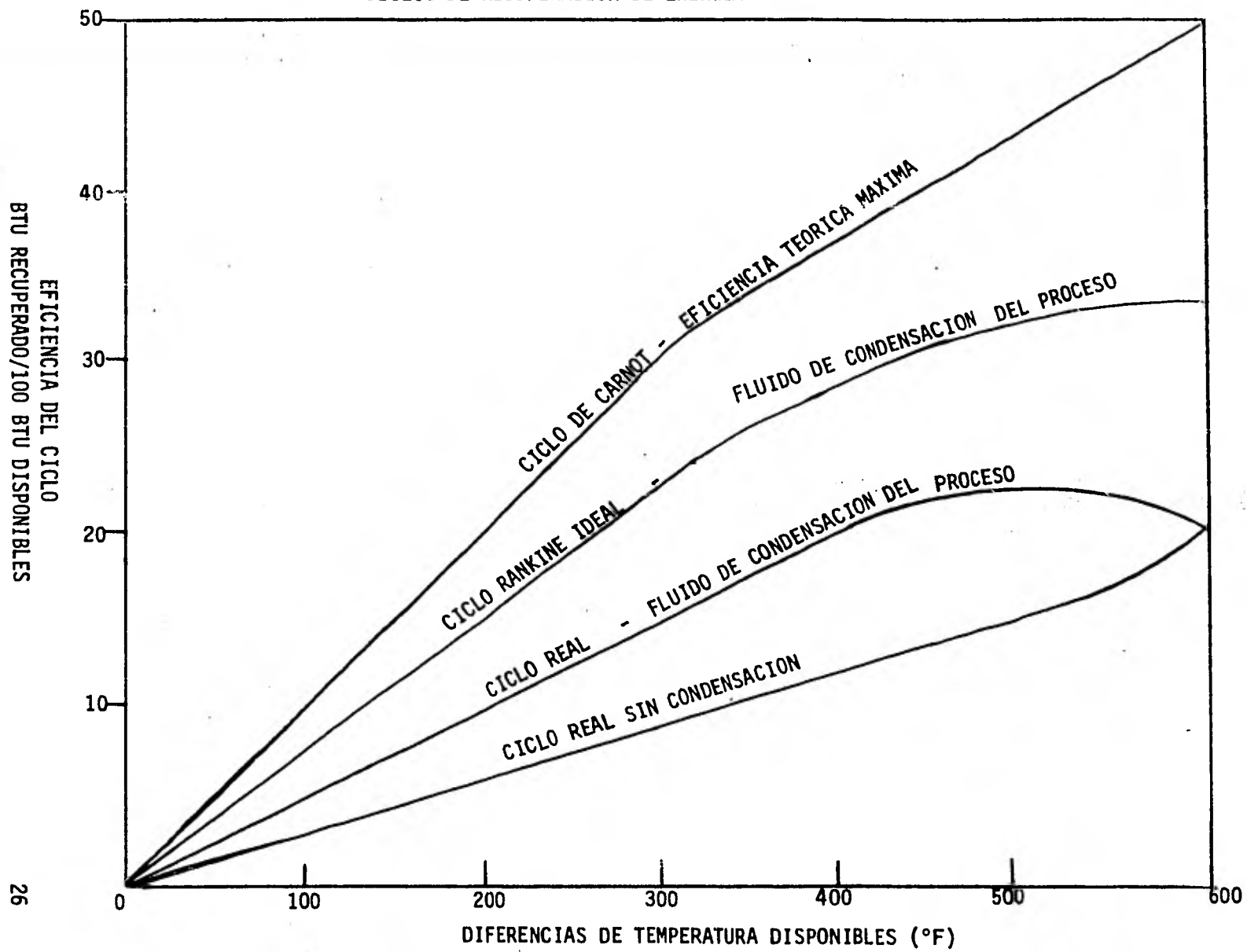
$$I = \frac{\Delta H_{\text{vap}}}{C_p T} = \frac{1}{\epsilon_e}$$

(24) -

Entonces, el fluido más eficiente en la práctica, es uno en el cual el factor I sea igual al recíproco de la eficiencia de expansión. El factor I es igual a 1 para un fluido cuya gráfica T contra S sea de tipo B, mayor que la unidad para uno del tipo C y menor que la unidad para uno del tipo A. El fluido cuyo valor I es el más alto, es el agua, cuyo factor I es igual a 3.34 a 100^oc; podría ser el fluido óptimo si la eficiencia del expansor fuera solo del 30%.

La figura siguiente, es una ayuda para la estimación de los ciclos de recuperación de energía. Los cálculos del ciclo fueron hechos usando las propiedades termodinámicas actuales, para fluidos refrigerantes de trabajo.

CICLOS DE RECUPERACION DE ENERGIA



EFICIENCIA DEL CICLO
BTU RECUPERADO/100 BTU DISPONIBLES

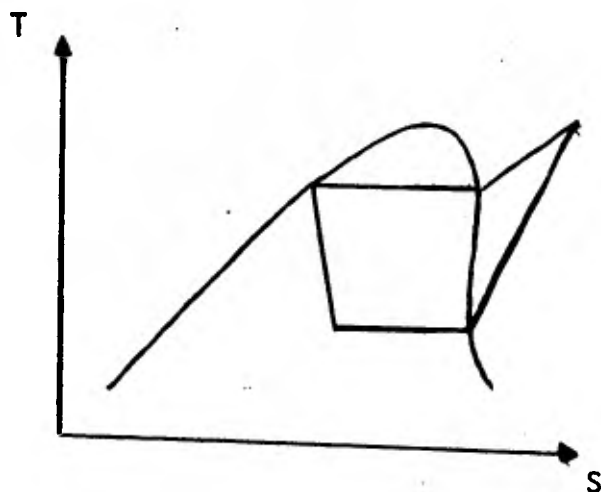
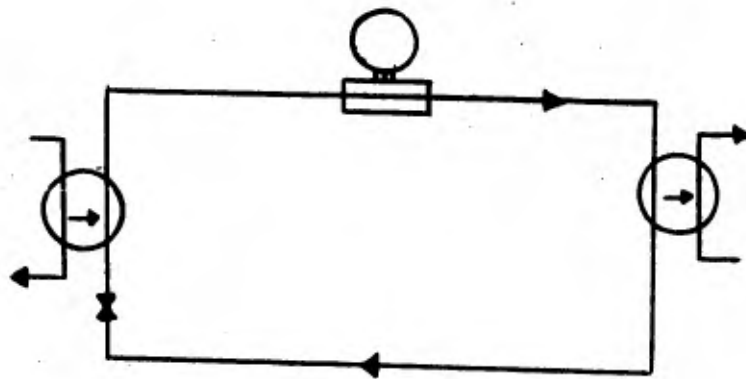
II.- RECUPERACION DE CALOR

Refrigeración-bombas de calor.

Tiene su aplicación dondequiera que deba transferirse calor de -- una corriente de proceso que se encuentre a una temperatura menor que la -- que pueda alcanzarse usando aire o agua de enfriamiento.

La refrigeración implica el proporcionar trabajo (de una fuente - externa), para bombear calor de una baja temperatura a una alta.

Un ciclo típico, aunque simplificado, y su representación en un -- diagrama de temperatura-entropía se muestra en las figuras siguientes:



El ciclo de refrigeración se completa o no, dependiendo de si se emplea un fluido de proceso como fluido refrigerante de trabajo.

El cálculo de las variables que intervienen en el ciclo se verifica a través de las relaciones siguientes:

- El trabajo de compresión por mol de fluido circulante es dado por la ecuación:

$$W = \frac{kRT_1}{\epsilon_k} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \quad (25)$$

En tanto que la relación entre las temperaturas del ciclo, se dan en:

$$T_2 = T_1 \left\{ 1 + \frac{1}{\epsilon_k} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \right\} \quad (26)$$

- El calor desechado, esencialmente a T_3 es:

$$Q_{\text{desecho}} = C_p (T_2 - T_3) + \Delta H_{\text{vap}} \quad (27)$$

Y el calor absorbido a T_1 es:

$$Q_{\text{abs}} = C_p (T_2 - T_1) + \Delta H_{\text{vap}} + W \quad (28)$$

El trabajo expresado en términos de temperaturas queda:

$$-W = C_p (T_2 - T_1) \quad (29)$$

Con lo que, el calor arrojado por unidad de energía de entrada es:

$$\frac{Q_{\text{desecho}}}{-W} = \frac{C_p (T_2 - T_3) + \Delta H_{\text{vap}}}{C_p (T_2 - T_1)} \quad (30)$$

Las temperaturas T_3 y T_1 son fijadas por los requerimientos del proceso. El calor desechado por la unidad de trabajo de compresión, puede maximizarse si se escoge un fluido para el cual T_2 es igual a T_3 ; al igual que en el caso del ciclo de potencia, lo ideal es que la ruta de compresión, corresponda a la curva de vapor saturado. Si se analiza de forma similar a como se hizo para el ciclo de potencia, concluiremos que:

$$I_{opt} = \frac{\Delta H_{vap}}{C_p T} = \epsilon_k \quad (31)$$

Dado que $\epsilon_k < 1$, el fluido óptimo para refrigeración sería del tipo A (recordar los tipos de diagrama expuestos en la introducción del capítulo).

El análisis de la ecuación (30) muestra que, a medida de que T_2 se aproxima a T_1 , pueden transferirse cantidades tremendas de calor gastando una cantidad mínima de trabajo. Sin embargo, dado que el trabajo es la forma de energía más cara, el bombeo de calor usualmente se emplea solo cuando se trata de temperaturas sub-ambiente.

El cambio de la economía en general, puede llegar a provocar que sea preferible el bombeo de calor entre dos corrientes, al calentamiento y enfriamiento externos aún cuando no se trate de casos, en donde existan temperaturas por debajo de la ambiental.

III MEJORA DE LA EFICIENCIA DE EQUIPOS Y SISTEMAS

Dentro de los esquemas para llevar a cabo una sustancial mejora - en lo que respecta a la eficiencia de operación de equipos y sistemas, intervienen más que nunca las consideraciones de tipo económico, y es por ello que, siendo extremadamente importantes, es que requieren de un análisis específico y detallado. Como ya se mencionó, en este rubro destacan principalmente:

A).- Intercambiadores de calor.

B).- Equipos para procesos de separación.

A).- Intercambiadores de calor. Para estos equipos es vital considerar --- los siguientes puntos:

1.- Caída óptima de presión

2.- Velocidad óptima.

3.- Gradiente óptimo de temperatura.

Se procederá a continuación a revisar cada uno de ellos, señalando en cada caso las implicaciones propias que conlleva..

1.- Caída de presión óptima. Para la mayoría de los intercambiadores de calor, existe una caída de presión óptima; ésta resulta del balance de -- costos de capital contra los costos de bombeo o compresión. Un prejuicio común es que los costos de la energía son triviales comparados con los costos de capital. La consecuencia es que el diseñador de proceso - siente que cualquier número que escoja (basándose en una serie de re---glas empíricas y costumbristas), es el adecuado, sin embargo, aún cuando la curva de costos totales forma una meseta alrededor del óptimo, los - costos de energía de bombeo son raramente despreciables.

Relación costos operativos contra costos de capital.

Los costos asociados con un intercambiador dado, consisten de -- tres partes:

$$C = C_C + C_{p_t} + C_{p_s} \quad (1)$$

Donde:

C_C = costo anual de capital por superficie.

$$C = K_1 W_C (T_1 - T_2) / U \Delta T_m$$

C_{p_t} = costo anual de bombeo para contrarrestar la ΔP del lado de los tubos.

$$C_{p_t} = K_{p_t} (V_t) (\Delta P_t)$$

C_{p_s} = costo anual de bombeo para contrarrestar la ΔP del lado de la coraza.

$$C_{p_s} = K_{p_s} (V_s) (\Delta P_s)$$

K_1 = costos anuales por unidad de superficie.

K_{p_t} = costos anuales por unidad de potencia (bombeo) para el lado de los tubos.

K_{p_s} = costos anuales por unidad de potencia para el lado - de la coraza.

Cabe aclarar que el K_{p_t} es diferente del K_{p_s} ya que incluye el costo de capital y la ineficiencia de la bomba o del compresor que proporciona la po tencia.

Para el caso donde:

$$U = hT$$

$$C = \left(\frac{T_1 - T_2}{\Delta T_m} \right) V \left(\frac{K_1 \rho c}{h} + \frac{K_D G^2}{4gc \rho} \left(\frac{C \mu}{K} \right)^{0.6} \right) \quad (2)$$

donde todos los términos se refieren al lado de los tubos.

Hay que notar que el primer término en el paréntesis es proporcional a C_c y el segundo a C_p .

Al derivar la ecuación (2), se emplean las siguientes relaciones:

$$h = 0.023 \frac{k}{D} \left(\frac{DG}{\mu} \right)^{.8} \left(\frac{C \mu}{K} \right)^{.4} \quad (3)$$

$$f = 0.046 \frac{DG}{\mu}^{-0.02} \quad (4)$$

$$\frac{L}{D} = \frac{Gc}{4\mu} \frac{T_1 - T_2}{\Delta T_m} \quad (4a)$$

Usando (2) para definir h, (3), obtenemos la relación

$$\frac{C_p}{C_c} = K_3 G^{2.8} \quad (5)$$

más aún, cuando diferenciamos (2) con respecto a G e igualamos a cero, encontramos el óptimo para G

$$G = \left(.8 / 2K_3 \right)^{1/2.8} \quad (6)$$

combinando (6) y (5)

$$\frac{C_p}{C_c} = \frac{.8}{2} .4 \quad (6a)$$

de esta simple derivación, pueden observarse dos hechos fundamentales:

- a).- Las únicas propiedades físicas que intervienen para fijar G óptima (la velocidad), son la densidad y la viscosidad. No intervienen ni la conductividad térmica, ni la capacidad térmica (calor específico).
- b).- El costo de la potencia es el 40% del incremento del costo de capital en el óptimo. Esta relación no se ve afectada por las propiedades físicas ni por el costo por unidad de superficie o de potencia (esto se observa simplemente de los --- exponentes de G en las ecuaciones (3) y (4).).

La relación que resulta de efectuar la derivación respecto al lado de la coraza, y que viene a ser equivalente a la ecuación (6a), es 0.27. Consistente con estas dos relaciones, se encuentra el hallazgo de Jenssen para el caso donde el mismo fluido circula por los dos lados del intercambiador. El encontró que, a una relación de 0.33 se obtenía el costo mínimo con un 2% de variación para fluidos, incluyendo aceites viscosos, gases y agua.

Admitiendo que intervienen otros aspectos en el costo de capital, estas relaciones los ignoran. Con frecuencia, una gran parte de este capital es asociado con el factor de incrustamiento (Fouling) de la superficie y con la resistencia del tubo. Además hay un costo básico para decidir la construcción de un intercambiador, ejemplo el costo de las cabezas, boquillas, etc. Sin embargo, un punto importante permanece constante, el incremento en el costo de la energía, está alrededor de un tercio del incremento del costo del capital, en el óptimo. Esto simplifica grandemente las cosas a la hora de fijar el ΔT óptimo.

2.- Velocidad óptima. McAdams resume y presenta el resultado de la gran mayoría de las derivaciones que sobre este asunto se han hecho, entre --- ellas:

a).- Cuando la velocidad tanto del lado de los tubos como del lado de la coraza es una variable dependiente.

$$G_{T \text{ opt}} = \left[\frac{\frac{K_1}{K_{pt} K_t}}{2.5 + 2.76 \frac{h_t}{h_s}} \right]^{1/2.8} \quad (7)$$

$$G_{S \text{ opt}} = \left[\frac{\frac{K_1}{K_{ps} K_B}}{3.75 + 3.39 \frac{h_s}{h_t}} \right]^{1/2.8} \quad (8)$$

donde:

$$K_t = \frac{B_t \cdot 0.046 \cdot \mu_T^{0.2}}{2gc \cdot \rho_T^2 \cdot D_i^2}$$

B_t = es el factor de incremento de caída de presión que se da a la entrada y salida de los tubos y en los retornos de los pasos.

$$K_s = \frac{B_t \cdot 0.046 \cdot \mu_T^{0.2}}{2gc \cdot \rho_T^2 \cdot D_i^2}$$

B_s = es el factor que incrementa la caída de presión por inversión de flujo y otras caídas de presión parásitas. "Y" es el claro entre tubos.

Para fluidos similares McAdams hace notar que las ecuaciones (7) y (8) dan un óptimo de velocidad mucho menor para el lado de la coraza que para el lado de los tubos.

Cuando las ecuaciones (7) y (8) son usadas para definir la potencia requerida, tanto para el lado de la coraza, como para el lado de los tubos:

$$C = \frac{K_1 W_c (T_1 - T_2)}{U \Delta T_m} \left[1 + \frac{1}{2.5 + 2.76 \frac{h_t}{h_s}} + \frac{1}{3.75 + 3.39 \frac{h_s}{h_t}} \right] \quad (9)$$

y para cuando $h_t = h_s$ resulta que:

$$\frac{C_{pt} + C_{ps}}{C_c} = 0.33$$

lo que brinda mayor credibilidad a la relación de Jenssen.

b).- Cuando la transferencia de calor es afectada por la velocidad de un solo lado.- Aquí el coeficiente de transferencia de calor por un lado del intercambiador no es afectado por la velocidad. Esto es frecuentemente cierto para los casos de ebullición y condensación.

$$\dot{G}_T \text{ opt} = \left[\frac{\frac{K_1}{K_{pt} K_t}}{\left(3.5 \frac{h_t}{U} \right) - 1} \right]^{1/2.8} \quad (10)$$

$$\dot{G}_S \text{ opt} = \left[\frac{\frac{K_1}{K_{ps} K_s}}{\left(4.75 \frac{h_s}{U} - 1 \right)} \right]^{1/2.8} \quad (11)$$

ambas ecuaciones requieren una solución por prueba y error, donde h/U necesita ser determinada.

Es necesario conocer el óptimo de velocidad para saber que es lo que realmente pasa con la caída de presión. Básicamente la caída óptima de presión se obtiene a partir de la velocidad óptima, calculando la caída de presión por unidad de longitud y calculando la longitud vía ecuaciones tales como la (4a). La ecuación (4a) introduce dos conceptos que es importante -- hacer notar:

a).- La caída de presión debe de ser proporcional a: $\frac{T_1 - T_2}{\Delta T_m}$

Esta relación de temperaturas es considerada frecuentemente como el número de unidades de transferencia necesarias. (N).

b).- La caída de presión será menor a medida que la relación C/U cae.

Recapitulando.

Todo lo anterior ha tratado de centrarse en aspectos claves del problema, caída de presión óptima-velocidad óptima, como son:

- 1.- El óptimo es amplio. Puede ser ignorado un tanto, sin tener -- grandes consecuencias económicas.
- 2.- El incremento de la relación costo de energía/costo de superficie, anda alrededor de 0.33 del óptimo.
- 3.- A medida que aumenta el número de unidades de transferencia, - aumenta la caída de presión.
- 4.- El valor óptimo de Psi/N que debe usarse será mucho menor para gases que para líquidos. Este factor varía con las propiedades físicas estrechamente.
- 5.- Los valores óptimos de Psi/N crecen también estrechamente con la relación

$$\frac{\text{Costo por unidad de superficie}}{\text{Costo por unidad de potencia}} = 0.75$$

Las conclusiones anteriores son en gran parte la verdad, sin embargo, desde un punto de vista operacional, solo son parte de la verdad, por lo que se debe de considerar además, los siguientes puntos:

- 1.- La incrustación es un factor de costo tanto de capital como de potencia. Varía con la velocidad, de forma que empuja (ori

lla). hacia caídas de presión óptimas mayores que las indicadas anteriormente.

- 2.- El coeficiente de transferencia de calor "Insensible a la potencia", prevalece menos de lo que uno pudiera pensar.
- 3.- Todo lo anterior considera turbulencia. McAdams presenta un sistema que puede ser usado para determinar la velocidad óptima de flujo laminar. Sin embargo, la transferencia de calor laminar, es fuertemente dependientemente de la geometría, y es éste caso donde uno puede comparar diseños específicos -- más que confiar en reglas generales.
- 4.- Hay otras maneras de atacar el problema, además de gastar dinero en la superficie o en la potencia, algunas veces un tipo diferente de superficie tal como tubos aletados, debe ser considerado.
- 5.- Lo arriba mencionado asume que un fluido dado puede sufrir - una caída de presión tan alta como queramos. Implícitamente - esto puede ser dado por un alargamiento o acortamiento del camino del flujo. Algunas veces hay restricciones físicas que impiden al diseñador alargar o acortar el camino como él desearía.
- 6.- Frecuentemente, el diseñador no tiene un control (o un límite) sobre la caída de presión que puede permitirse.

Diferencia óptima de temperatura.

Grandes diferenciales de temperatura originan intercambiadores pequeños. Sin embargo hay dos factores que se oponen a esta pretendida preferencia, arguyendo en favor de pequeños diferenciales y grandes intercambiadores.

- 1.- Grandes diferenciales en un tren de intercambiadores de calor, significan menor cantidad de calor recuperado.
- 2.- Un más costoso fluido de servicio puede ser necesario para remover o añadir los BTU's requeridos.

Hay cuatro casos generales a considerar:

- a).- Solo un fluido involucra transferencia de calor sensible.
- b).- Ambos fluidos involucran transferencia de calor sensible, bajo idénticos cambios de temperatura.
- c).- Ninguno de los fluidos involucran transferencia de calor sensible.
- d).- Ambos fluidos involucran transferencia de calor sensible, pero tienen diferentes cambios de temperatura.

a).- Solo un fluido es sensible.

i).- Recuperación simple de calor de desperdicio.- En este caso, recuperaremos energía de una corriente de salida de gas. Para encontrar el óptimo, reduciremos el ΔT hasta que el incremento de los costos sea igual al del ahorro

$$\frac{dC}{d\Delta T_2} = \frac{dS}{d\Delta T_2} \quad (12)$$

donde:

C = es definido por la ecuación (1)

S = ahorro de servicios anual

K_v = valor de la energía por horas de operación/año.

El costo (C) contiene los términos de potencia (Cp) y de capital- (Cc), pero si se usa la estrecha relación hallada en la sección anterior, - (C) puede simplificarse y ser definida como 1.33 x Cc.

$$C = 1.33 k_1 A \quad (13)$$

$$C = 1.33 k_1 W_c \left(\frac{T_1 - T_2}{\Delta T_m} \right) U^{-1} \quad (13a)$$

para una cesión de calor lineal contra temperatura

$$C = \frac{1.3 k_1 W_c}{U} \left(\frac{\ln \Delta T_1}{\ln \Delta T_2} \right) \quad (13b)$$

entonces la ecuación (12) puede ser reducida a

$$K_v = \frac{1.3 K_1}{U \Delta T_2} \quad (14)$$

$$\Delta T_2 = \frac{1.3 K_1}{K_v U} \quad (14a)$$

ii).- Intercambiadores de calor en cascada.- En este caso se escoge una temperatura intermedia entre dos niveles de servicio. El problema puede ser definido en términos de cuanto calor se va a recuperar (o meter), a alta temperatura en lugar de a baja temperatura; o cuando un enfriamiento debe hacerse para un nivel bajo de refrigeración, en lugar de -- uno alto. Aquí la temperatura intermedia óptima es definida por T_i :

$$(T_h - T_i)(T_L - T_i) = \frac{(T_h - T_L) 1.33 K_1}{(K_{vh} - K_{vL}) U} \quad (15)$$

b).- Ambos fluidos sensibles y balanceados.

En el caso en que intercambiamos calor entre dos corrientes iguales, es común aproximar el intercambio entre los efluentes alimentados a -- reactores o rehervidores en un rectificador de solventes. El valor de calor intercambiado, es el de los servicios que pueden ser usados para proporcionar el calor o el enfriamiento, si el intercambio no ocurre. El acercamiento básico es, otra vez, el ΔT que balancea el incremento de los costos y ahorros. El desarrollo, análogo al del caso A-i nos conduce a un intercambiador a contracorriente

$$T_2 = \frac{1.33 K_1 (T_1 - T_2)_{\max}}{K_v U}$$

(16)

donde $(t_1 - t_2)_{\max}$. es igual al máximo cambio de temperatura posible. El significado de éste, es que entre más calor es intercambiado, dado un incremento en la reducción de la fuerza impulsora, se necesitará aumentar el área requerida.

c).- Ningún fluido es sensible.

Esto ocurre en muchos casos donde se necesita evaporar o condensar un fluido, con un fluido de servicio condensador o evaporador. Esto es particularmente común para rehervidores y condensadores en torres de destilación. Usualmente nuestra elección de temperatura (T_u) es limitada a dos niveles, y el más seguro acercamiento, es simplemente determinar el intercambiador para ambos niveles, y ver si el incremento en la diferencia de área es lo suficientemente grande, como para justificar un aumento en el valor de los servicios.

Dada una infinita variedad de niveles de temperatura a elegir, -- que varían ligeramente en valor con la temperatura, se tiene aún el problema de tener una U total que varía con las diferencias de temperatura no linealmente.

Pero si se ignora esto y se asigna a la energía un valor que varía con la temperatura (como se discutió anteriormente), se encuentra el óptimo T_u , en el cual:

$$\frac{d K T_u}{d T_u} = \frac{K_1 d (T_p - T_u)}{U d T_u} \quad (17)$$

donde:

T_p = temperatura del proceso.

T_u = temperatura del fluido de servicio.

$K_v (T_u)$ = valor de la energía para los servicios a T_u

si se usa un ciclo de Carnot, para asignar el valor de la refrigeración, tenemos:

$$K_v = K_p \left(\frac{T_r - T_u}{T_u} \right) \frac{F_e}{\epsilon_m \epsilon_r} \quad (18)$$

similarmente si se reconoce a un fluido de calentamiento solo por su capacidad para producir trabajo:

$$K_v = K_p \left(\frac{T_u - T_r}{T_u} \right) \epsilon_m \epsilon_r \quad (19)$$

Donde:

K_p = valor de la potencia

ϵ_m = eficiencia mecánica

ϵ_f = eficiencia del fluido

T_r = temperatura a la cual el calor es arrojado

F_c = factor de contabilidad para el capital en sistemas de refrigeración.

además se encuentra que, para la refrigeración:

$$T_p - T_u = \left(\frac{K_1 \epsilon_m \epsilon_r}{T_r U K F_c} \right)^{.5} T_u \quad (20)$$

y para calentamiento

$$T_u - T_p = \left(\frac{K_1}{T_r U K_p \epsilon_m \epsilon_r} \right)^{.5} T_u \quad (21)$$

como $(T_u - T_p)$ es generalmente una pequeña fracción de T_u , las ecuaciones (21) y (22) pueden ser generalizadas diciendo que el óptimo ΔT se eleva con la temperatura del proceso. Nótese que esto no es general para otros casos, dado que un aumento en T , normalmente, incrementa el valor de la energía, y en consecuencia justifica un diferencial menor.

d).- Ambos fluidos sensibles pero no balanceados.

Este es el caso general. Su solución involucra una ecuación cuadrática:

$$\Delta T_2^2 \frac{r}{R} + \Delta T^2 (T_1 - T_2)_{\max} \left(1 - \frac{r}{R} \right) - (T_1 - T_2)_{\max} \frac{1.33}{U} \frac{K}{K_v} = 0 \quad (22)$$

Donde: $\frac{r}{R} = \frac{w_c}{W_c}$

Impacto de las propiedades del fluido en el ΔT .

Las propiedades del fluido se consideran en la determinación del ΔT óptimo via su impacto en U. Si tomamos la masa velocidad óptima de las ecuaciones (10) y (11) podremos establecer las siguientes dependencias con las propiedades

$$h_{tO} \propto k^{.6} c^{.4} \rho^{.57} \mu^{-.34} \quad (23)$$

$$h_{sO} \propto k^{.6} c^{.4} \rho^{.42} \mu^{-.17} \quad (24)$$

en consecuencia, si consideramos fluidos del mismo tipo en ambos lados de un intercambiador balanceado, podremos establecer las siguientes dependencias aproximadas de ΔT_o :

$$\frac{1}{\Delta T_o} \propto (k^{.6} c^{.4} \rho^{.5} \mu^{-.25})^{1/2} \quad (25)$$

$$\Delta T_o \propto k^{-.3} c^{-.2} \rho^{-.25} \mu^{.125} \quad (26)$$

Recapitulando.

Todo lo anterior puede resumirse como sigue:

- 1.- El óptimo ΔT depende de que sea lo que esté del otro lado -- del intercambiador.
- 2.- El acercamiento óptimo es mucho más próximo, cuando un fluido es evaporado o condensado a una temperatura constante.

- 3.- El acercamiento óptimo es generalmente más próximo, cuando el intercambiador en 2 es una unidad sencilla y no parte de una cascada de intercambiadores, que intercambian entre el proceso y un cierto número de niveles de servicio.
- 4.- Para cualquier intercambiador de calor, el óptimo ΔT baja conforme los costos de la superficie bajan, el coeficiente de transferencia de calor sube y el valor de los servicios aumentan.
- 5.- Para los intercambiadores, donde ambos fluidos sufren un cambio de temperatura, ΔT óptimo aumenta a medida que la diferencia de temperatura entre las corrientes de entrada, aumenta. Para corrientes balanceadas, el incremento es la raíz cuadrada de la diferencia.
- 6.- Cuando ningún fluido es sensible, al óptimo ΔT es mejor determinarlo por el dimensionamiento de la unidad para los servicios candidatos, viendo si el ahorro en el incremento de superficie, justifica un aumento en los precios de los servicios.
- 7.- El sistema eficiencia-unidad de transferencia, es uno conveniente en el cual operar. Usando la pendiente dE/dM puede determinarse fácilmente el óptimo para cualquier intercambiador del cual existan cartas.
- 8.- Las propiedades del fluido tienen un fuerte impacto en el óptimo ΔT , dado que fijan los coeficientes de transferencia.

B).- Equipo para procesos de separación.

Requerimientos de energía para la separación.

El cambio de energía libre que ocurre en el mezclado es dado por la ecuación siguiente:

$$\Delta G_{\text{mezclado}} = RT \sum_{i=1}^n N_i \ln \gamma_i x_i \quad (27)$$

Recíprocamente, el cambio de energía libre en la separación de -- una mezcla es:

$$\Delta G_{\text{separación}} = -RT \sum_{i=1}^n N_i \ln \gamma_i x_i \quad (28)$$

y el trabajo reversible e isotérmico realizado por el sistema en la separación de una mezcla es:

$$W = -\Delta G_{\text{sep}} = RT \sum_{i=1}^n N_i \ln \gamma_i x_i \quad (29)$$

Todos los valores de X_i son menores que la unidad; en consecuencia si se examina la ecuación 29 observaremos que, a menos que γ_i sea sustancialmente mayor que la unidad, el trabajo en la ecuación 29 será negativo, y en consecuencia deberá ser realizado por el sistema a fin de --- efectuar la separación. Cuando las γ_i son muy grandes, el trabajo es positivo y la separación ocurre espontáneamente; tal es el caso de líquidos inmiscibles. Para soluciones ideales ($\gamma_i = 1$), el trabajo es siempre negativo, y debe proporcionarse energía al sistema, para que pueda llevarse a cabo la separación; la energía necesaria se determina a partir de la ecuación:

$$Q_{\text{min}} = RT \sum N_i \ln x_i \quad (30)$$

De acuerdo a esto, la tabla siguiente presenta algunos valores -- de energía mínima por mol de mezcla separada a 25°C:

Fracción mol del componente 1	Q_{\min} (BTU/lb mol)
0	0
0.1	346.5
0.2	533.3
0.3	651.1
0.4	717.3
0.5	738.8
0.6	717.3
0.7	651.1
0.8	533.3
0.9	346.4
1.0	0

Y esto es lo que constituye el principio básico de las bombas de calor y la necesidad de su empleo.

Bombas de calor.

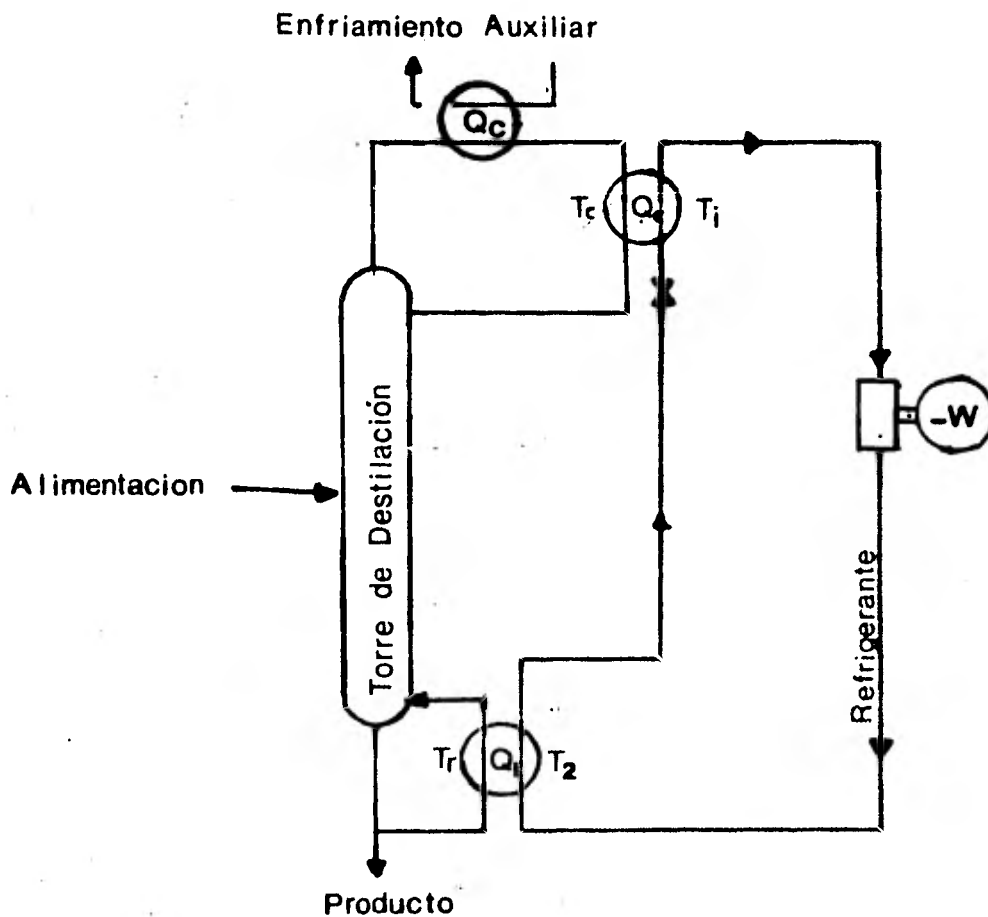
Se ha expuesto ya cuales son los requerimientos de energía para el bombeo de calor y, en una sección anterior, se ha hablado de la selección de fluidos refrigerantes; ahora relacionaremos ambos temas.

Si se asume que el fluido empleado es el óptimo para la aplicación a la cual se le destina, puede derivarse la relación entre el calor ex pulsado y el calor requerido para el ciclo de bombeo de calor. La ecuación resultante es:

$$\frac{Q_2}{-W} = \frac{\epsilon_k \bar{T}_2}{T_2 - T_1} \quad (31)$$

Para cálculos de diseño preliminar, puede usarse la ecuación 31 suponiendo que $\epsilon_k = 0.5$, aunque para el diseño final deben tomarse en cuenta las propiedades reales del fluido y la eficiencia del compresor.

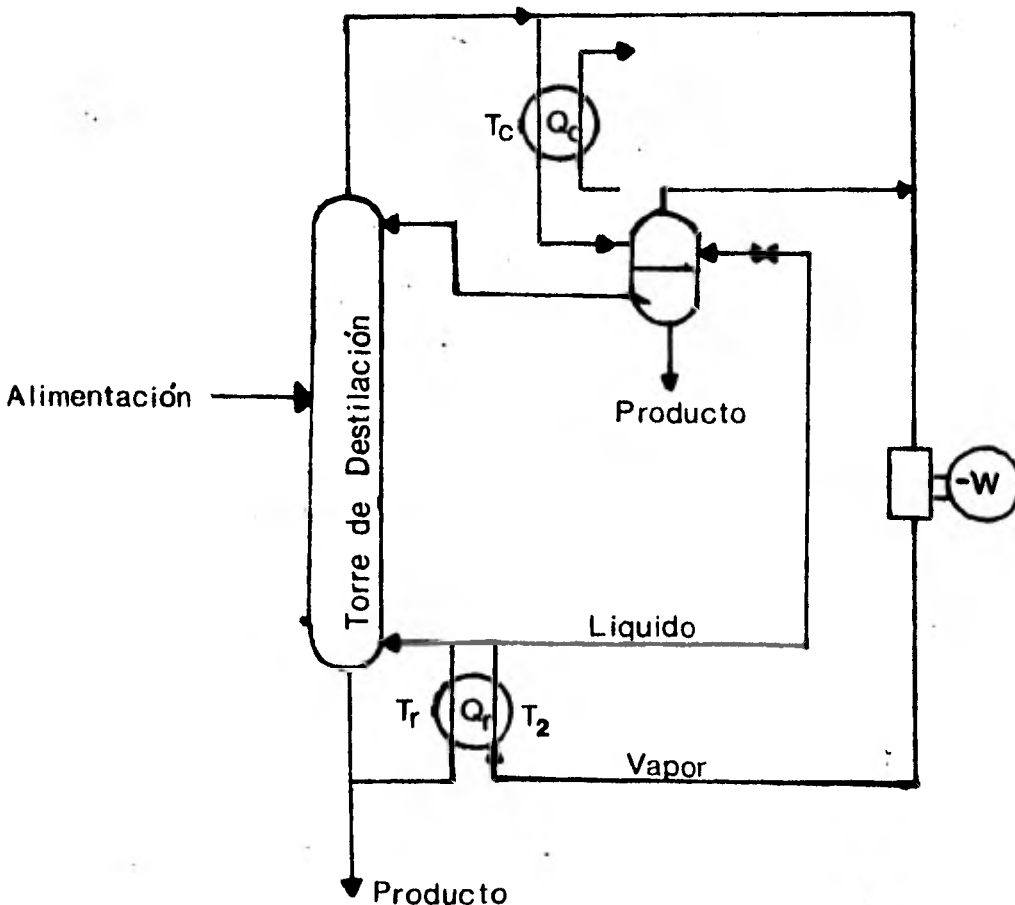
El proceso de refrigeración convencional para una torre de destilación, se ilustra en la figura siguiente:



Instalando un sistema de bombeo de calor, se reduce la cantidad de energía que debe aportarse externamente; sin embargo, la energía ahora usada es una forma de trabajo opuesta a la forma de calor previo.

El gasto de instalación de una bomba de calor no se justifica, a menos que el factor de ahorro sea mayor que la relación de costos de potencia/calor, al nivel de temperatura requerido. En el pasado, las bombas de calor fueron generalmente usadas cuando la temperatura de condensación era lo suficientemente baja como para requerir de algún sistema de refrigeración. El cambio de filosofía respecto a la economía de la energía, requiere que se examine esta alternativa al sistema, con mucha más frecuencia.

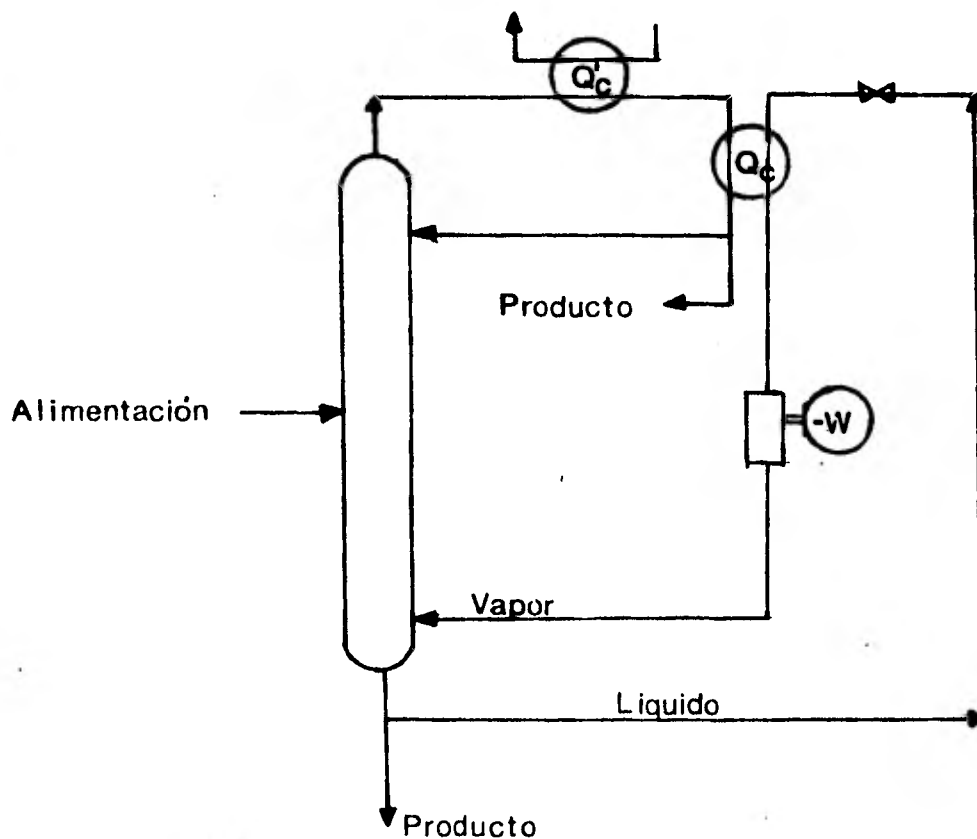
La compresión de los vapores del domo, puede ser utilizada cuando el producto del domo puede ser empleado como fluido refrigerante. Un sistema tal se ilustra esquemáticamente en la figura siguiente:



Obsérvese como el intercambiador de calor para condensar los vapores del domo, ha sido eliminado. Los vapores del domo entran en el compresor en una forma equivalente al refrigerante que, habiendo absorbido el calor de condensación, condensa en el rehervidor y es flasheado a la presión del domo después de ser reflujo o retirado.

Esta alternativa, cuando puede ser usada, requiere de un monto de capital menor que aquél que conlleva un sistema convencional de refrigeración, y ofrece, potencialmente, un menor gasto de energía. La ventaja puede sin embargo, perderse, si las propiedades del vapor del domo no son similares a las del fluido óptimo para refrigeración.

En ocasiones, puede emplearse el líquido que procede del rehervidor cuando el producto de los fondos puede ser adaptado a las propiedades del fluido de trabajo. La figura siguiente muestra una instalación de ese tipo:



En este caso, el líquido del rehervidor es flasheado a una presión menor, y es vaporizado conforme retira el calor de condensación de los vapores del domo. La corriente vaporizada es entonces comprimida a la presión de la columna y regresada como vapor al fondo de la misma.

En este caso, también, el rehervidor y su diferencia de temperatura asociada, son eliminados. El estado del líquido del rehervidor es equivalente al del refrigerante recién condensado, y proporciona el requerimiento de calor del rehervidor.

El gasto de energía es, en este caso, ligeramente superior que para el caso anterior (compresión del vapor del domo), sin embargo, el arreglo del equipo es similar. En la práctica, el escoger entre los dos está sujeto en gran medida a la presión de operación de la columna. A altas presiones se favorece el flasheo del líquido del rehervidor, en tanto que a bajas presiones se prefiere comprimir el vapor del domo.

Intercambio de calor en etapas intermedias.

La operación estándar de una columna de destilación es descrita a través de un diagrama de McCabe-Thiele. En la figura siguiente, las pendientes de las líneas de operación representan las cargas térmicas del rehervidor y del condensador; la pendiente es la relación de flujo molar L/V . En la parte superior de la columna, una pendiente grande significa una carga de condensación alta para el condensador; en la sección inferior, una pequeña pendiente significa una gran carga de vaporización en el rehervidor. Generalmente las pendientes de las líneas de operación se escogen de manera de evitar que la línea de operación intersecte la línea de equilibrio, con lo que las cargas de calor indicadas no son realmente necesarias a lo largo de toda la sección de la torre.

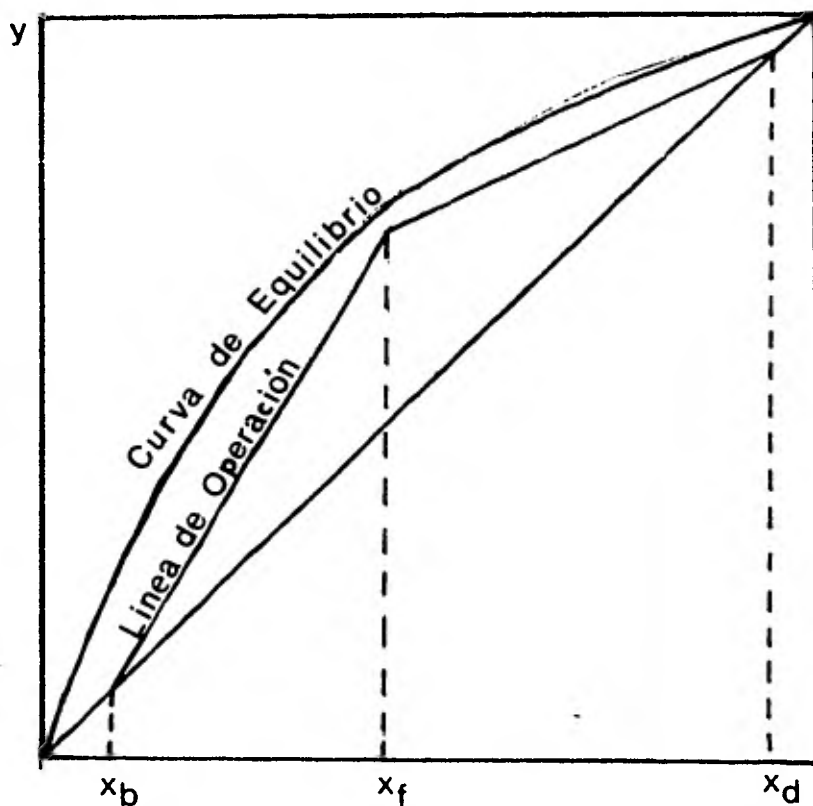
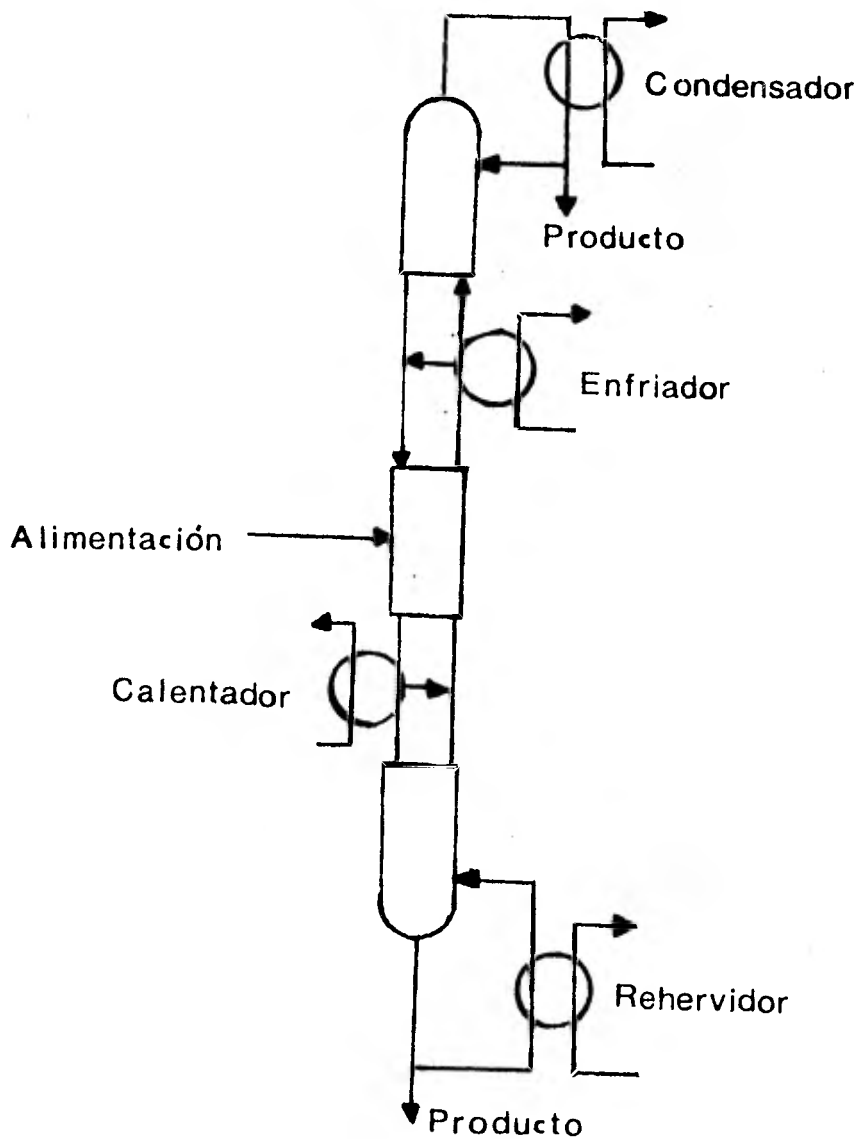


DIAGRAMA TIPICO DE McCABE-THIELE PARA UNA DESTILACION CONVENCIONAL

Para reducir las cargas en el rehervidor y en el condensador, --- un arreglo en la columna semejante a la de la figura abajo mostrada, puede ser empleado, y de este modo el diagrama de McCabe Thiele se ve sustancialmente modificado.



DESTILACIÓN CON INTERCAMBIADORES INTERETAPAS

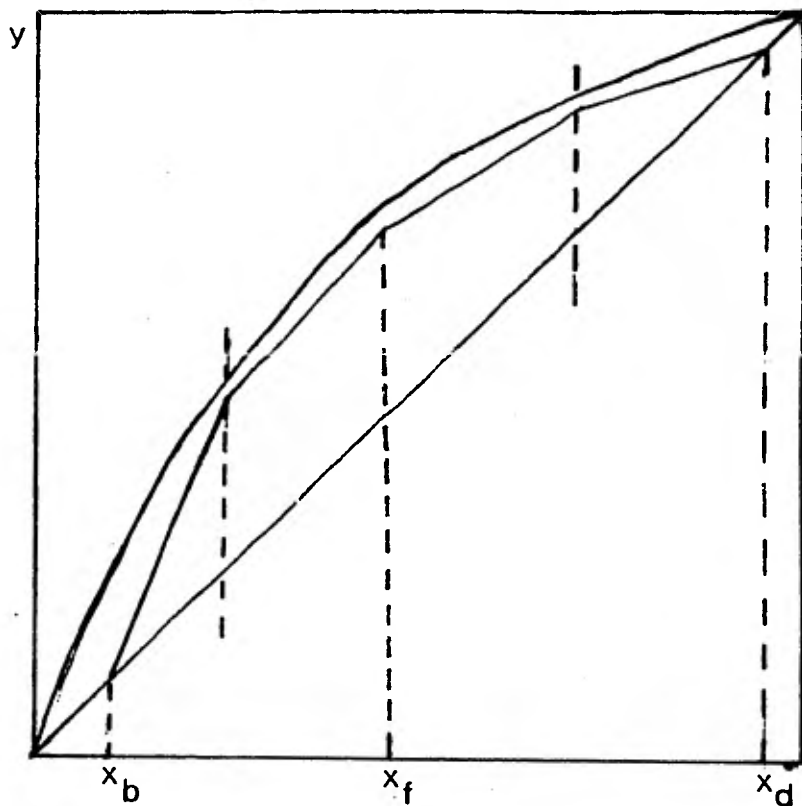
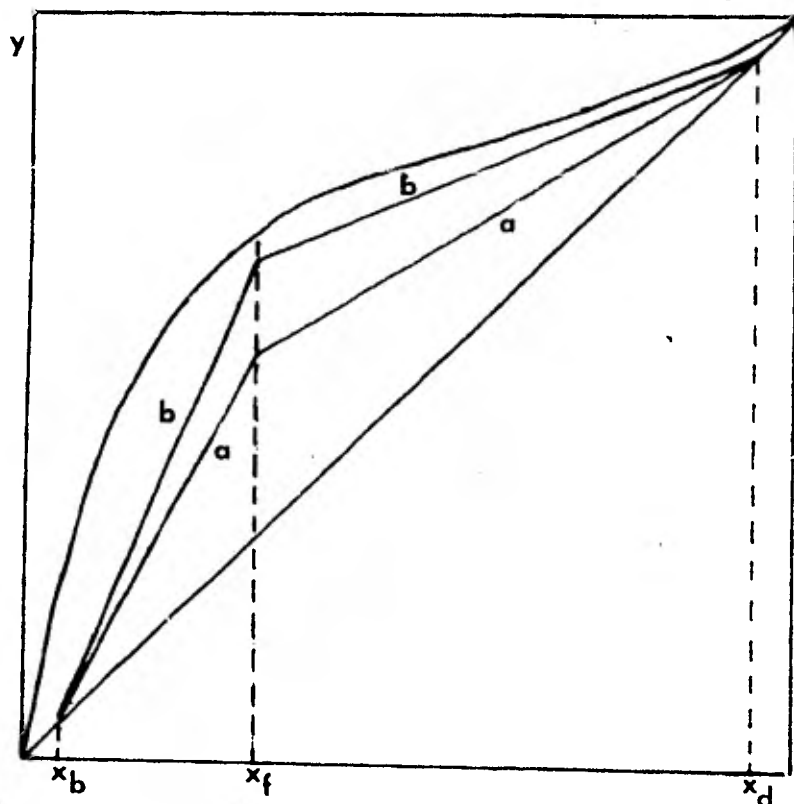


DIAGRAMA MCCABE-THIELE PARA DESTILACION CON INTERCAMBIADORES INTERETAPAS

Normalmente , el condensador está a la menor temperatura de la columna, en tanto que el rehervidor está a la más alta; en consecuencia, el calentamiento y el enfriamiento se reducen a niveles en los cuales ambas -- operaciones son las más caras. Por este método, puede no haber ahorro neto de energía, dado que se utiliza enfriamiento y calentamiento adicional en -- los intercambiadores interetapas, sin embargo, estos intercambiadores utilizan niveles de energía menos caros. Además, la diferencia de temperatura de los intercambiadores interetapas, es considerablemente menor que la que hay entre el rehervidor y el condensador; consecuentemente, el calor bombeado -- entre el calentador y el enfriador, puede resultar económico en casos donde no era recomendable, económicamente hablando, entre el rehervidor y el conden

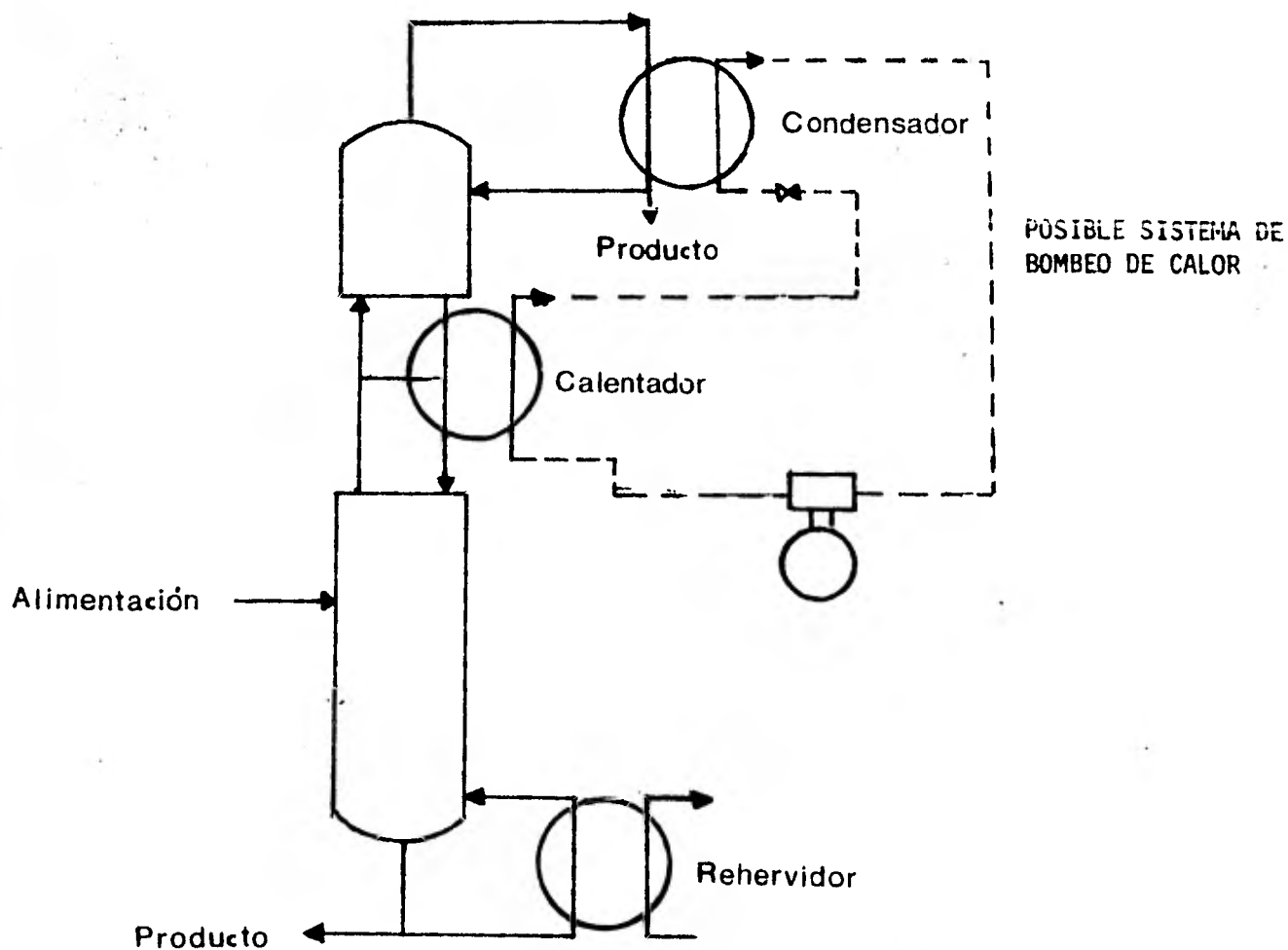
sador.

Otra situación en la cual el intercambio de calor interetapas es ventajoso, se muestra en el diagrama de McCabe Thiele siguiente:



En este caso la forma de la curva de equilibrio fuerza a tener -- una alta relación de reflujo en la parte superior de la columna, que no es -- verdaderamente necesaria para las otras partes de la torre. En el dibujo, -- las líneas de operación son enteramente convencionales, sin embargo, puede -- verse como, si se coloca un calentador auxiliar en la parte superior de la -- columna, se obtiene la línea b de operación, la cual indica una mucho menor -- carga térmica en el rehervidor.

Una columna con este tipo de arreglo, se ilustra en la figura siguiente:



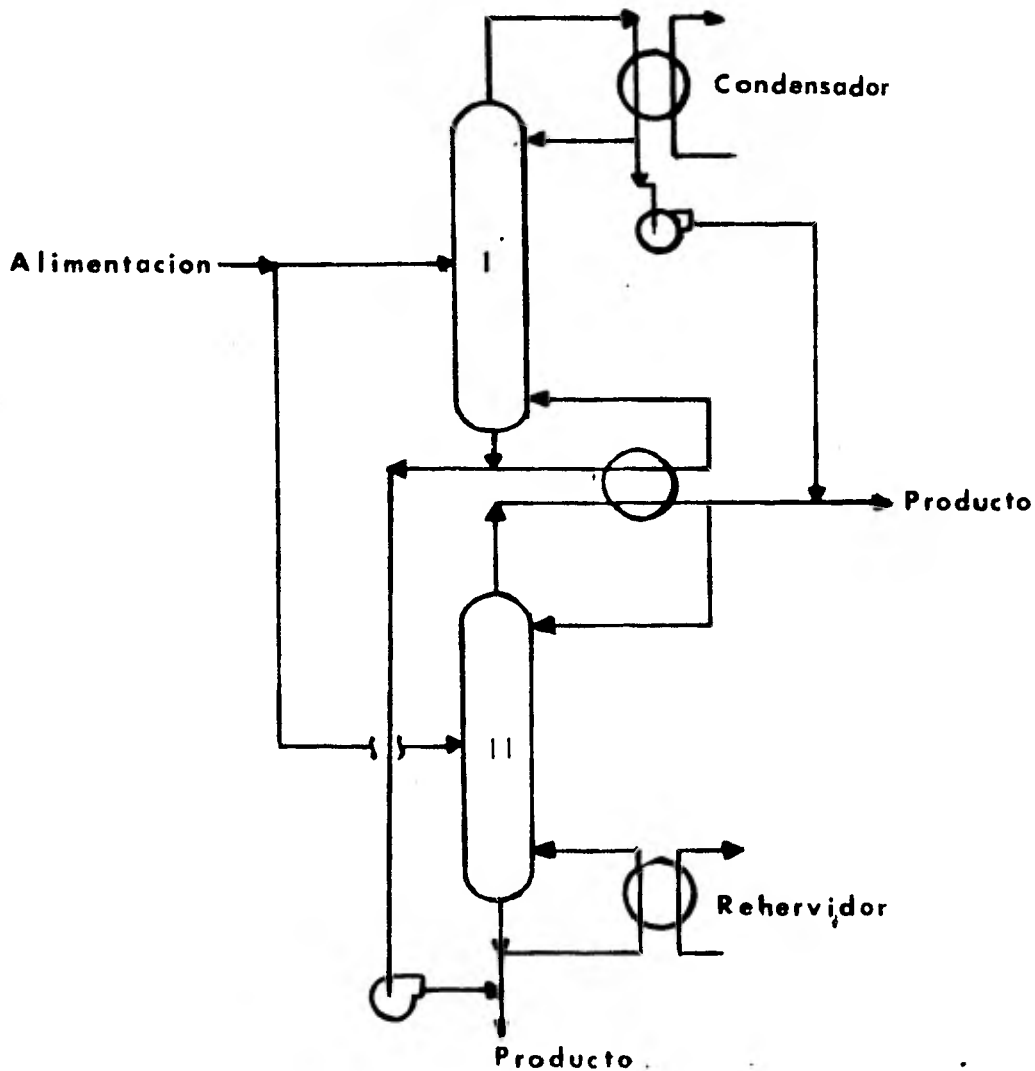
DESTILACION CON CALENTAMIENTO AUXILIAR EN LA SECCION DE RECTIFICACION

Sí bien se requiere de calor adicional para el nuevo intercambiador, la temperatura es mucho más baja en este punto que en el rehervidor, - lo que implica un nivel de calor más económico. De hecho, la temperatura -- del calentador de rectificación es generalmente muy cercana a la temperatura del condensador, con lo que la probabilidad de un bombeo de calor económico es muy alta.

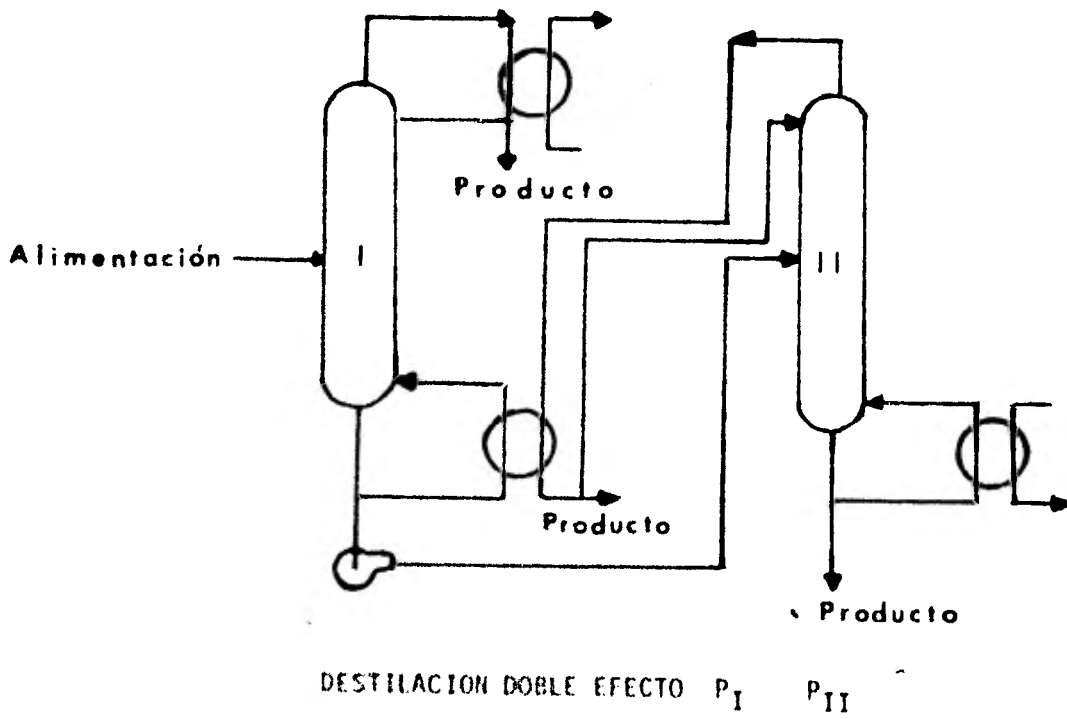
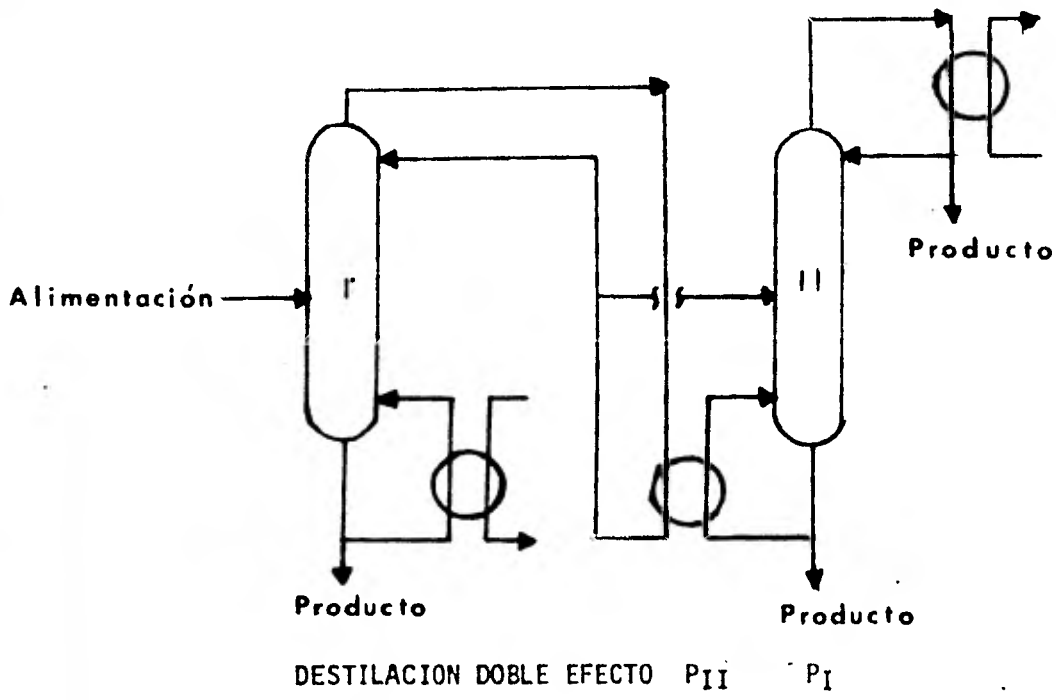
Destilación múltiple efecto.

El uso de múltiples efectos en evaporación es ampliamente practicado. La oportunidad para este tipo de ahorro de energía existe también en la destilación. El principio básico, es el uso del calor dado por la condensación en una columna, como fuente de calor del rehervidor de otra.

Hay múltiples arreglos de proceso posibles, tres (los más importantes), se muestran en las figuras siguientes:



DESTILACION DOBLE EFECTO EN PARALELO



En la primera figura, dos pequeñas columnas son usadas en paralelo en lugar de una gran columna. La segunda columna es operada a una presión menor que la primera, de forma que la temperatura de condensación en la columna I es más alta que la temperatura del rehervidor en la columna II. Este método requiere componentes con puntos de ebullición cercanos, para ser utilizado con éxito.

En la segunda figura, las columnas se encuentran en serie: La columna II es alimentada por el domo de la columna I. Este arreglo no requiere que los componentes tengan puntos de ebullición cercanos.

En la tercera figura, la columna II es alimentada por los fondos de la columna I y ésta es operada a una presión menor.

Actualmente, no es necesario que las columnas estén íntimamente -- asociadas en la secuencia de proceso, el principio de múltiple efecto puede ser usado entre cualesquiera dos columnas, en las cuales las temperaturas y las cargas térmicas se encuentren dentro de una relación apropiada.

Procesos de separación de baja energía.

Dado que la destilación es el proceso de separación más usado, es razonable considerarlo como estándar, para comparar la economía de energía - de otros procesos de separación. Los requerimientos de energía para un proceso de destilación se calculan aproximadamente a través de la ecuación:

$$Q \approx N_0 (R+1) \Delta H_{vap} \quad (32)$$

donde N_0 es la relación en el domo (lb mol/hr).

El grado de separación requerido determina la relación de reflujo mínima (R_{min}), que completará con éxito la separación; en consecuencia

la ecuación número (6) toma la forma siguiente:

$$Q_{\min} = N_o \Delta H_{\text{vap}} (R_{\min} + 1) \quad (33)$$

Uno de los procesos de separación cuyo análisis resulta interesante, es el de Evaporación.

La evaporación es un caso especial de destilación en el cual, la separación requerida consiste solo de una etapa, sin reflujo.

La energía requerida es aproximadamente:

$$\dot{Q} \approx N_o \Delta H_{\text{vap}} \quad (34)$$

La evaporación de múltiple efecto es practicada extensamente en la industria, generalmente con dos o tres efectos en serie. Los requerimientos de energía para una evaporación de múltiple efecto pueden calcularse -- con la ecuación:

$$Q = N_o \Delta H_{\text{vap}} / n^{\circ} \text{ de efectos} \quad (35)$$

Las ecuaciones anteriores permiten calcular de manera aproximada las cantidades de calor que deben proporcionarse para llevar a cabo la separación, sin embargo, en la realidad, los requerimientos de energía siempre son mayores que los calculados debido a las pérdidas de calor, y al hecho de que el ΔH_{vap} generalmente se incrementa conforme la temperatura decrece, y a que cada efecto sucesivo debe de ser operado a una menor temperatura -- que su predecesor. Sistemas con 10 ó 12 efectos pueden ser usados en algunas instalaciones experimentales de desalinización, donde los costos de --- energía son siempre el factor más significativo.

Otros métodos de separación: intercambiadores de iones, absorción, extracción, electrodiálisis, cristalización, ósmosis inversa, son, -- por sí mismos, de muy bajos requerimientos de energía, ya que solo necesitan energía para mover al o a los fluidos dentro del equipo, y para mantener cualquier control de temperatura que se necesite. Sin embargo, no verifican el proceso completo de separación. Solo después de haber terminado el proceso (regeneración de camas, recuperación de solventes y otras operaciones auxiliares), puede evaluarse si puede alcanzarse algún ahorro de energía.

V

ANALISIS PARA AHORRO Y CONSERVACION
DE ENERGIA EN PLANTA

AHORRO DE ENERGIA EN PLANTAS EXISTENTES

Uno puede preguntar (y con razón), que tienen de diferente las --- plantas ya instaladas respecto de una planta nueva o en proyecto; en gene-- ral las ideas que son buenas para las plantas nuevas, lo son también para -- las ya existentes, hay sin embargo tres diferencias básicas:

- 1.- Las plantas ya existentes presentan una curva de capital con-- tra costos de operación diferente. Usualmente esto provoca, -- que sea más difícil reducir los costos de los servicios a un nivel tan bajo, como el que puede alcanzarse en una planta nueva.
- 2.- La justificación económica real para los cambios, se ve entorpecida por el sistema contable de la planta y otro tipo de ingresos no técnicos.
- 3.- Las necesidades reales del proceso son medibles y están mejor definidas.

Un ejemplo que ilustra el primer punto es el cálculo y renovación del espesor de aislamiento de un tanque. Supóngase que éste ha sido aislado "óptimamente" por diez años, si el valor de la energía (calor desperdicia-- do), se cuadruplica en el interin, este hecho podría justificar dos veces el viejo espesor de aislante en un nuevo tanque; sin embargo, el viejo tanque-- continua con su viejo aislante. La razón es que hay grandes costos asocia-- dos a la colocación del aislante, lo que significa que el costo de añadir -- una porción de aislante, es mucho mayor que el asumido por las fórmulas que consideran la optimización del espesor de aislamiento.

Para el segundo punto, un buen ejemplo lo constituye el hecho de que hay muchos proyectos, que se ven justificados por los ahorros en vapor de baja presión, si el vapor ha sido artificialmente sobrevaluado. Las bombas de calor son un ejemplo específico.

A este respecto, se debe decir que, al referirse al sistema contable de una planta, se debe de tomar en cuenta el como es que evaluan el costo del vapor.

La tendencia de las plantas petroquímicas es hacia unidades de -- gran tamaño, con grandes demandas de energía, idealmente proporcionada a través de compresores centrífugos con impulsores de turbina. Aunado a esto, --- existe una tendencia hacia bajas temperaturas de destilación y una elevada demanda de potencia, la cual se pierde en el proceso de condensación de vapor. Al mismo tiempo, es raro en nuestros días que los procesos petroquímicos no tengan al menos una gran fuente de calor para la producción de va--- por, que se desperdicia. Estos hechos presionan y alteran el balance del va por, haciendo que tome un camino ascendente en lo que respecta a producción del mismo, haciendo que se desperdicie un exceso de vapor de baja presión. Y ello porque el sistema de balance lo indica como el más lógico comportamiento.

Cuando las cargas en un sistema de balance, se consideran solo en base a los BTU's, se presentan los siguientes hechos:

- a).- Los costos de operación de una turbina son solamente la cuarta parte de los de un motor eléctrico, lo que nos provee de un gran incentivo para el uso de impulsores de turbina.
- b).- El alto costo de los vapores de baja presión descorazona su demanda, los procesos que podrían usarlo no son económicos.
- c).- El vapor es usado en intercambiadores de calor a presiones - más altas que la óptima dado que se reducen los costos de capital.
- d).- El desperdicio del calor generado está sobrercompensado.
- e).- No hay incentivos para monitorear fugas o turbinas ineficientes. Los BTU's que al escaparse, bajan de 450 PSIG a 50 PSIG

retienen su valor íntegro.

f).- La ineficiencia de las turbinas no tiene una influencia definitiva sobre el sistema. Los BTU's que se deslizan por los intersticios de la turbina, son tan vendibles como aquéllos que entran a la máquina.

g).- El vapor tiende a ser producido a niveles con los cuales el productor de vapor gana más que si tratara de obtener el mayor rendimiento del mismo, producido a un alto nivel.

Al tener un venteo de vapor exhausto o agotado, se genera una crisis en el sistema de cotización de los BTU's porque los valores de vapor -- desperdiciado son sumamente altos. Uno podría sentirse tentado a subsidiar al sistema de cotización a través de fuertes incentivos pero, por más que se quiera, el sistema de cotización constante de los BTU's brinda siempre soluciones erróneas. Infortunadamente, una turbina ineficiente en la cual se produce una gran pérdida y que, en consecuencia, sea la causa del venteo, pasa completamente desapercibida tanto para la administración como para el sistema de balance.

En realidad el vapor que es generado a una presión razonable, y que pasa a través de turbinas eficientes, está siempre en condiciones de -- amortizar la mayor parte del costo de su producción para cuando llega al -- venteo. Esto es importante, si se considera que, en todos los casos y bajo cualquier circunstancia, el diseñador de una nueva planta tiene la ventaja de enfocar su atención hacia el ahorro en servicios en el presupuesto inicial: combustibles y electricidad, en lugar de items de la hoja de costos, -- tales como el vapor.

Para el tercer punto (de los mencionados al inicio del capítulo), -- un ejemplo lo constituye el que a la hora del diseño, muchos detalles del -- proceso son relativamente inciertos; esto se observa más claro en estos dos ejemplos específicos:

1.- La relación de reflujo mínimo es raramente conocida con pre--

cisión.

2.- La carga inerte de los eyectores de vacío, es también raramente fijada con una seguridad de más allá del 50% .

Como resultado, el diseñador de la nueva planta se inclina por un diseño seguro, aunque esta seguridad a veces lo lleva a requerimientos de servicios mayores y más costosos. Esto abre un potencial al momento de ---- arrancar la planta.

Las plantas existentes también presentan oportunidades para ahorro de energía en los servicios, al ajustar debidamente todas las operaciones de la planta.

La energía total conservada, será la suma de todas las pequeñas medidas que se tomen, aún cuando cada una por separado tenga un efecto insignificante en los costos totales de la planta. Es un hecho que un ciento de estas pequeñas medidas, puede brindar el mismo beneficio que una medida de amplio y drástico alcance.

Listas de medidas de ahorro de energía.

A través del análisis de la variada bibliografía que sobre el --- ahorro de energía existe, investigadores en este campo han elaborado toda una serie de listas de medidas que contribuyen a materializar la conservación de la energía en plantas químicas en proyecto, y a fomentar el ahorro de energía en plantas ya existentes. Estas listas han ido desarrollándose a lo largo de la última década, a medida que el ahorro de energía se ha convertido en un punto vital para la supervivencia de la industria; en consecuencia, la estructura de las mismas ha sido múltiple y muy variada, yendo desde listas que engloban una serie de medidas generales a aplicar, hasta listas que detallan equipo por equipo, operación por operación, las opciones y alternativas que existen.

Un análisis de las principales listas que se han realizado, -

ha permitido seleccionar de entre ellas los puntos más sobresalientes, y -- confeccionar un listado que englobe, hasta cierto punto, todos los conceptos que se tocan con mayor o menor énfasis en ellas.

Dada la gran diferencia que existe entre proporcionar simplemen-- te un conjunto de medidas generales, de aplicación varia, a proporcionar -- una relación detallada de pasos de análisis de los equipos de una planta, - se ha decidido presentar aquí las dos tendencias:

- 1°).- Un ejemplo del tipo de lista que existe bajo el primer enfo-- que y
- 2°).- Un método de análisis que a la vez que sustente el segundo - enfoque, constituya la parte medular del presente trabajo.

A riesgo de ser posteriormente repetitivos, es necesario decir -- que, definitivamente, antes de empezar a pensar en la conveniencia o no de implementar alguna medida de ahorro específica, es necesario que un balance detallado de materia y energía global, y por equipo, sea el primer y más -- importante paso que se dé. Esto debe permitir encontrar puntos de pérdi-- da y/o desperdicio de energía, y reglar en consecuencia las acciones poste-- riores.

Es aquí donde debe analizarse toda una serie de cuestiones de -- gran importancia; es necesario responder a preguntas como las siguientes:

- 1.- ¿Se tiene potencial para exportar calor ?
- 2.- ¿ Se tiene potencial para exportar trabajo ?
- 3.- ¿ Como se comparan las relaciones de reflujo, con el mínimo ?
- 4.- ¿ Que tanta potencia es disipada en la tubería y en los inter-- cambiadores de calor ?
- 5.- ¿ Como se comparan los diferenciales de temperatura en los in-- tercambiadores de calor, con el óptimo ?

- 6.- ¿ Hay corrientes de proceso por encima de 300°F, enfriadas por medio de agua de enfriamiento o aire ?
- 7.- ¿ Hay alguna corriente de salida o descarga por encima de 400°F (gases de chimenea de incineradores u hornos) ?
- 8.- ¿ Hay turbinas cuya eficiencia sea menor al 60% ?
- 9.- ¿ Que pasaría si los niveles presión/temperatura son ajustados, en un tren de destilación ?

La resolución de cuestiones como estas, implican la toma de una de cisión primaria acerca del como es que se llevará a cabo un estudio más det llado y más profundo. Este es el primer filtro de ideas, en la secuencia de análisis.

A continuación, se presenta el ejemplo que ilustra una lista de pa sos genéricos para conservación y ahorro de energía.

Medidas de conservación de energía.

- 1.- Usar sistemas de calentamiento o enfriamiento entre platos, - cuando existe una gran diferencia de temperaturas entre el -- rehervidor y el domo, en una torre de destilación.
- 2.- Considerar bombas de calor, cuando la diferencia de tempera-- turas entre el rehervidor y el domo sea muy pequeña o cuando ambas temperaturas sean inferiores a la ambiente.
- 3.- Usar turbinas cuando se requiera una fuerte caída de presión (en grandes corrientes de líquido o de gas).
- 4.- Usar turbinas de gas para generación de potencia en ciclos -- combinados con la operación del rehervidor.

- 5.- Recuperar calor de los gases de salida del incinerador.
- 6.- Recuperar el poder calorífico del combustible contenido en las corrientes de venteo.

Medidas de ahorro de energía.

- 1.- Parar las turbinas ociosas.
- 2.- Llevar el reflujo al mínimo requerido.
- 3.- Colectar y recircular condensados.
- 4.- Optimizar el exceso de aire en hornos y quemadores.
- 5.- Disminuir el flujo de purga de vapor.
- 6.- Mantener la presión adecuada en los eyectores de vapor.
- 7.- Evaluar el sobrediseño de los eyectores para su reemplazo.
- 8.- Reemplazar motores que han sido sobrediseñados.
- 9.- Regular el flujo de agua en los intercambiadores de calor.
- 10.- Obturar venteos innecesarios.
- 11.-- Minimizar pérdidas de calor por radiación.
- 12.- Reducir el empleo de vapor y gas natural en los quemadores al mínimo requerido.
- 13.- Reemplazar las turbinas de baja eficiencia por motores o turbinas más eficientes.
- 14.- Reemplazar el trazado de vapor de alta presión por vapor de baja presión o sistemas líquidos.

Medidas de mantenimiento.

- 1.- Reparar las fugas de vapor.
- 2.- Reparar las fugas de aire.
- 3.- Reparar las trampas de vapor defectuosas.
- 4.- Limpiar los orificios y difusores de los eyectores.
- 5.- Mantener las turbinas en condiciones óptimas (vigilar la erosión y los depósitos en las aspas, y las fugas entre etapas).-
- 6.- Observar el punto anterior para los compresores centrífugos.
- 7.- Limpiar los intercambiadores que lo requieran.
- 8.- Proporcionar el adecuado servicio al sistema de condensados, para evitar rupturas por congelamiento.

Este conjunto de medidas es útil como tal, hasta cierto punto; muchas veces, factores que se miran como negligencia pueden demostrar ser algo práctico, sin embargo, uno debe de ser cauteloso respecto de los partidarios fanáticos de listas que ofrecen ahorros sustanciales de energía, y por tanto, de dinero. Hay que tomar muy en cuenta que, ante todo, la producción es lo primero, y que los ahorros en servicios de hoy, pueden no ser compensados -- por los gastos de reparación de mañana o las pérdidas de producto; para citar algunos ejemplos:

- a).- Una turbina ociosa puede ser necesaria para prevenir de manera segura, un paro de planta en caso de fallas de energía.
- b).- Un horno que trabaja con un mínimo de exceso de aire, puede sufrir fenómenos de post-combustión.

- c).- Una torre que trabaja con una relación de reflujo muy cercana al mínimo, corre el riesgo de producto fuera de especificaciones.
- d).- Un proceso con demasiado intercambio de calor, corre el riesgo de inestabilidad.

Lo anterior no significa que no se puedan tomar acciones de acuerdo a los puntos de las listas anteriores, sino que se tengan precauciones a la hora de llevarlas a cabo, por ejemplo, si bien vale la pena reducir el -- exceso de aire (y generalmente lo vale), es deseable comprar y monitorear -- los instrumentos que nos digan que la operación es segura.

A continuación se presenta el segundo aspecto de lo que se habló -- anteriormente: un listado detallado de medidas para conservación y ahorro de energía en una planta, equipo por equipo, operación por operación, paso a pa -- so del proceso de diseño.

CONSERVACION DE ENERGIA

CONCEPTO	PLANEACION	DISEÑO BASICO	DISEÑO DE DETALLE
1.- Examen del uso y pérdidas de energía			
a).- Balance de materiales por unidad	Establecimiento del <u>diseño</u> propio de producción	Sumario del diseño final de producción	
Total planta	Establecimiento del <u>diseño</u> propio de producción	Sumario del diseño final de producción	
b).- Balance de energía por unidad	Establecimiento de uso y <u>pérdidas de energía</u>	Identificación del uso y <u>pérdidas finales de energía</u> .	
Total planta	Establecimiento de uso y <u>pérdidas de energía</u>	Identificación del uso y <u>pérdidas finales de energía</u> .	
c).- Medición y análisis (especialmente en equipo con altos requerimientos de energía).		Ampliación del número de puntos de <u>monitoreo</u>	Colocación de medidores en los puntos adecuados
		Instalación de <u>analizadores</u> con registro en hornos y rehervidores.	Colocación de <u>analizadores</u> en los puntos adecuados.

CONCEPTO

PLANEACION

DISENO BASICO

DISENO DE DETALLE

2.- Mejoramiento de eficiencia.

a).- Hornos de proceso y rehervidores

Instalar calorímetros ó densímetros en las líneas de gas combustible

Colocación de medidores en la línea de gas del flare.

Establecimiento de la eficiencia adecuada.

Uso efectivo de la sección de convección del equipo

Instalación de economizadores o precalentadores en la línea de alimentación

Considerar como proteger al equipo contra la corrosión, incrustación, y formación de escamas (uso óptimo de antifloculantes, inhibidores de corrosión controladores de pH), y diseñar de manera juiciosa el uso de las corrientes

Selección de la relación óptima de exceso de aire

Uso de ventiladores para proveer una corriente de aire forzada

Considerar como controlar el exceso en las corrientes de aire

Instalación de precalentadores de aire.

Selección de la relación óptima de vapor para atomización del combustible.

Proveer instrumentos para el manejo de combustible, incluyendo controles de presión y temperatura.

CONCEPTO

PLANEACION

DISEÑO BASICO

DISEÑO DE DETALLE

b).- Cambiadores de calor y enfriadores

Considerar como proteger al equipo contra la corrosión, el incrustamiento y la formación de escamas (uso óptimo de antifloculantes, inhibidores de corrosión, controladores de pH, desalinización, inyección de agua, monitores). Hacer un diseño juicioso del uso de las corrientes.

Minimizar el Bypassing alrededor de los intercambiadores de calor para control de temperatura.

Empleo de quemadores perfeccionados.

Considerar como limpiar los tubos

Sellado eficiente del equipo

Proveer el aislamiento adecuado al equipo

Proveer el aislamiento adecuado al equipo.

CONCEPTO	PLANEACION	DISEÑO BASICO	DISEÑO DE DETALLE
c).- Columnas de fraccionamiento	Revisar las especificaciones del producto.	<p>Revisar las condiciones de diseño para vaporización - o condensación; regular el nivel de presión a fin de poder incrementar el ΔT</p> <p>Seleccionar la relación -- óptima de reflujo y de entrada al rehervidor.</p> <p>Considerar el control óptimo sobre la relación de reflujo y la entrada al rehervidor.</p> <p>Seleccionar la presión óptima para la columna.</p> <p>Seleccionar el plato óptimo para la alimentación.</p> <p>Considerar platos separados de alimentación en columna de multialimentación</p> <p>Considerar una efectiva distribución de la alimentación.</p> <p>Seleccionar el tipo adecuado de plato para la operación.</p>	

CONCEPTO

PLANEACION

DISEÑO BASICO

DISEÑO DE DETALLE

Eliminar el enfriamiento
aire/agua en la corriente
de reflujo.

*Regresarlo al condensador
del domo-incrementar el -
nivel de temperatura de -
regreso a una relación
constante de circulación.

*Considerar la recuperación
de calor-incrementar el ni
vel de temperatura de re--
greso a una relación cons--
tante de circulación.

Reevaluar la configuración
de la columna de destila-
ción.

Considerar la secuencia --
óptima de las columnas de
destilación.

Considerar columnas de des
tilación térmicamente aco-
pladas.

Reevaluar los medios para
conservar energía a la en-
trada de la columna de des
tilación.

Considerar intercambio de
calor interetapas.

Considerar el uso efectivo
de las funciones del conden
sador

*Calor en cascada

*Recompresión de vapor

*Precalentamiento de la ali
mentación

*Generación de vapor.

Evaluar los problemas me-
cánicos posibles del com-
presor.

CONCEPTO	PLANEACION	DISEÑO BASICO	DISEÑO DE DETALLE
d).- Sistema de vacío	Reevaluar el uso de bombas de vacío	<p>Seleccionar la presión óptima de vapor-</p> <p>Eliminar excesivo sobre calentamiento.</p> <p>Eliminar sobre diseño</p> <p>Considerar el control óptimo del sistema.</p>	<p>Eliminar sobre diseño</p> <p>Considerar la prevención de la erosión.</p>
e).- Equipo rotatorio.		<p>Considerar el uso de mayores y más eficientes condensadores de superficie productores de alto vacío.</p> <p>Eliminar sobre diseño</p> <p>Evitar usar turbinas pequeñas.</p>	<p>Eliminar sobre diseño</p> <p>Seleccionar el equipo más eficiente.</p> <p>Usar el tipo de turbinas de reacción más eficiente.</p> <p>Promover el uso de motores síncronos</p> <p>Tener especial cuidado en la selección de bombas, especialmente aquéllas de alta potencia</p>

CONCEPTO

PLANEACION

DISEÑO BASICO

DISEÑO DE DETALLE

f).- Sistemas de potencia con vapor.

(i) Turbinas de gas

Considerar el uso de turbinas de gas incluyendo el uso efectivo del vapor exhausto.
 *Añadir calentadores de vapor de desperdicio
 *Usar el vapor exhausto en hornos de proceso
 *Añadir precalentadores de aire.

Considerar el sistema con trolador de carga óptimo
 *Un descargador
 *Operación paralela de multiequipo
 *Válvulas de control manual para turbina de vapor
 *Controladores de velocidad para turbina de vapor.

Inyectar vapor en las turbinas de gas.

(ii) Sistema de vapor

Establecer un balance adecuado de vapor
 *Seleccionar impulsores primarios (que contemplan la política de conservación)
 *Considerar la absorción en el sistema de posibles variaciones.

CONCEPTO

PLANEACION

Considerar el uso efectivo de la energía contenida en el vapor

*Utilizar el sobrante de vapor de baja presión

*Controlar el nivel de presión de vapor usado en la turbina

*Evaluar el nivel de vapor usado en el proceso

*Evaluar el nivel de presión usado en el calentamiento.

DISEÑO BASICO

Considerar el uso efectivo de la energía contenida en el vapor.

*Evaluar el nivel de vapor usado en el proceso

*Evaluar el nivel de presión usado en el calentamiento

*No usar válvulas reductoras de presión.

Considerar la reducción en el consumo de vapor.

*Reevaluar el agotamiento de vapor

*Reducir la velocidad de vapor o eliminar el agotamiento del mismo

*Considerar alternativas en el uso del vapor.

*Emplear inyección de condensado en lugar de vapor

*Revisar la temperatura del vapor que calienta tanques de almacenamiento.

DISEÑO DE DETALLE

Considerar el uso efectivo de la energía contenida en el vapor

*Mejorar el vacío en las turbinas de condensación.

Considerar la reducción en el consumo de vapor

*Contar con sistemas mejor trazados.

Prevenir las pérdidas de vapor (incluyendo pérdidas de calor del sistema de vapor).

*Evite las líneas largas de vapor

CONCEPTO

PLANEACION

DISEÑO BASICO

DISEÑO DE DETALLE

(iii) Sistema de potencia

Uso máximo del ciclo va-
por-potencia (uso mínimo
de potencia comprada al
exterior).

- *Evitar usar líneas bajo tierra o líneas que pasen a través de áreas sujetas a flujo o acumulación de agua.
- *Preveer el aislamiento óptimo de los sistemas y usuarios del vapor
- *Seleccionar el tipo más eficiente de trampas de vapor
- *Evitar el uso de trampas de vapor innecesarias
- *Evitar el uso de accesorios de tuberías que provoquen ocasionales pérdidas de vapor.

Mejorar el factor de potencia mediante capacitores.

Diseñar sistemas de alumbrado adecuados.

g).- Sistema de agua

Establecer la temperatura óptima de regreso del agua de enfriamiento.

Uso óptimo de enfriadores de aire.

Establecer la relación óptima de concentración de sales.

Evaluar la recuperación máxima del agua de enfriamiento.

Establecer una velocidad mínima de circulación para el agua de enfriamiento.

*Uso en series

*Uso óptimo de enfriadores de aire

*Selección de la temperatura óptima intermedia entre el enfriador de aire y el enfriador acondicionado de agua.

Considerar la recuperación máxima de agua de enfriamiento de bombas y otros equipos mecánicos.

CONCEPTO

PLANEACION

DISEÑO BASICO

DISEÑO DE DETALLE

Considere la recuperación máxima del agua de enfriamiento.

Considere sistemas adecuados para el tratamiento del agua de enfriamiento

Considere la recuperación máxima de condensados de vapor.

Evalúe la reducción en el consumo de agua de proceso

Considere usos en serie para agua de proceso de desperdicio.

Considere un sistema global adecuado para tratamiento de aguas.

Considere la recuperación máxima de condensado de vapor.

Considere una reducción en el consumo de agua de proceso.

Considere la reutilización del agua de proceso de desperdicio.

Considere un sistema global adecuado de tratamiento de agua.

h).- Otros.

Prevención de pérdidas de calor.

*Mejor aislamiento y cobertura

*Espesores óptimos de aislante

*Optimización de técnicas de aislamiento.

Prevención de pérdidas de energía.

*Reevaluar caídas de presión en platos, intercambiadores, tubería y válvulas de control.

Prevención de pérdidas de energía

*Diseño óptimo de tubería

CONCEPTO

PLANEACION

DISENO BASICO

DISENO DE DETALLE

3.- Recuperación de calor

Fijar la temperatura adecuada de chimenea

*Considerar la recuperación de calor en las chimeneas para:

- Generación de vapor
- Precalentamiento de aire
- Calentamiento de corrientes de proceso
- Precalentamiento de combustible.

*Recuperación de calor de los incineradores de desperdicios.

Recuperación de calor de desperdicio de los gases de chimenea del horno para:

- Generación de vapor
- Precalentamiento de aire
- Calentamiento de corrientes de proceso
- Precalentamiento de combustible.

Considerar ductos comunes para calor de desperdicio de calentadores.

Resolución de los problemas técnicos para la recuperación de calor de desperdicio de los gases de Chimenea.

Resolución de los problemas técnicos para la recuperación de calor de los incineradores.

Fijar la temperatura de entrada adecuada al enfriador

*Considere la recuperación de calor de las corrientes de proceso para:

- Intercambio de calor dentro de la unidad
- Intercambio de calor entre unidades
- Alimentaciones calientes a unidades de corrientes de salida
- Precalentamiento de servicios (combustibles, alimentación de agua al calentador, etc.)
- Generación de vapor.

Optimice los sistemas de recuperación de calor para:

- *Integración de calor
- *Reevaluación del acercamiento de temperaturas
- *Optimización de la configuración del intercambiador de calor
- *Precalentamiento de servicios
- *Generación de vapor

CONCEPTO

PLANEACION

DISEÑO BASICO

DISEÑO DE DETALLE

Considere la máxima recuperación de calor de desperdicio

- *Calor de desperdicio de vapor condensado, vapor exhausto, etc.
- *Usar aire exhausto de los enfriadores como aire de combustión.

*Calor de desperdicio de los quemadores

Reevaluar el flujo de proceso y las condiciones del mismo para facilitar la recuperación y la reutilización del calor de desperdicio.

Evaluar una mejor utilización de los niveles bajos de calor.

- *Bombas de calor
- *Refrigeración por absorción
- *Ciclos Rankine de potencia.

Evaluar el mejoramiento de la transferencia de calor en tuberías calientes.

Considerar la recuperación de calor de desperdicio de vapor condensado, vapor exhausto, etc.

Reevaluar el flujo y las condiciones de proceso para facilitar la recuperación y la reutilización del calor de desperdicio.

Evaluar Una mejor utilización de un bajo nivel de calor

- *Bombas de calor
- *Refrigeración por absorción
- *Ciclos Rankine de potencia.

Evaluar el mejoramiento de la transferencia de calor en tuberías calientes.

Resolución de problemas técnicos para usar el aire exhausto de los enfriadores como aire de combustión.

Resolución de problemas técnicos para recuperar calor de desperdicio de los quemadores

Resolución de los problemas técnicos para una mejor utilización de un bajo nivel de calor

- *Bombas de calor
- *Refrigeración por absorción
- *Ciclos Rankine de potencia.

Resolución de los problemas técnicos para el mejoramiento de la transferencia de calor en tuberías calientes.

CONCEPTO	PLANEACION	DISEÑO BASICO	DISEÑO DE DETALLE
4.- Recuperación de potencia	<p>Considere la recuperación máxima de energía mecánica de las corrientes de proceso, como un elemento del sistema básico de potencia de la planta</p> <p>Evaluar la recuperación de potencia del sub-producto de las torres de fraccionamiento.</p>	<p>Considere la recuperación máxima de energía mecánica de las corrientes de proceso para:</p> <ul style="list-style-type: none"> -Turbinas hidráulicas -Turboexpansores <p>Evaluar la recuperación de potencia del sub-producto de las torres de fraccionamiento.</p>	<p>Revisar los problemas técnicos para la recuperación de la energía mecánica de las corrientes de proceso en:</p> <ul style="list-style-type: none"> -turbinas hidráulicas -Turboexpansores <p>Resolución de los problemas técnicos para recuperar potencia del sub-producto de las torres de fraccionamiento.</p>
5.- Recuperación de materiales útiles.	<p>Considere la recuperación máxima de materiales útiles como productos, sub-productos, o combustibles.</p> <p>*Recuperación de gas y sistemas donde utilizarlo</p> <ul style="list-style-type: none"> -Sistemas de recuperación de gas -Sistemas de gas combustible -Calentadores a partir de CO -CO como combustible <p>*Recuperación de líquidos y sistemas donde utilizarlos</p> <ul style="list-style-type: none"> -Sistemas desnatadores de aceite o vertedores. 	<p>Considere la recuperación de gas e instalaciones para su aprovechamiento</p> <ul style="list-style-type: none"> -Sistemas de recuperación de gas -Sistemas de gas combustible -Calentadores a partir de CO -CO como combustible <p>Considerar la recuperación de líquidos e instalaciones de aprovechamiento.</p> <p>*Sistemas desnatadores de aceite o vertedores.</p>	<p>Considere la recuperación de gas</p> <p>*Sistemas de recuperación de las pérdidas por exceso de llenado o por respiraderos</p> <p>*Sistemas de recuperación de gas de los quemadores.</p>

CONCEPTO

PLANEACION

DISEÑO BASICO

DISEÑO DE DETALLE

- Sistemas de recirculación
- Sistemas de aprovechamiento como combustible
- *Instalaciones de aprovechamiento de sólidos
- Instalaciones para aprovecharlos como combustibles
- Sistemas de recuperación de calor en el incinerador de desperdicios.

- *Sistemas de recirculación
- *Sistemas de aprovechamiento como combustible

Considerar instalaciones para aprovechamiento de sólidos

- Instalaciones para -- aprovecharlos como -- combustible
- Sistemas de recuperación de calor en el incinerador de desperdicios.

6.- Utilización de criogenia

Evalúe el aprovechamiento del descenso de temperatura originado por la vaporización de gas natural licuado.

Evalúe el aprovechamiento del descenso de temperatura originado por la vaporización del gas natural licuado.

Resolución de los problemas técnicos para el aprovechamiento del descenso de temperatura originado por la vaporización del gas licuado.

Considere el uso efectivo del efecto Joule-Thompson

Considere el uso efectivo del efecto Joule-Thompson

AHORRO DE ENERGIA

CONCEPTO	OPERACION	MANTENIMIENTO
1.- Examen del uso y pérdidas de energía		
a).- Balance de materiales		
por unidad	Sumario del rendimiento operativo.	
Total planta	Sumario del rendimiento operativo	
b).- Balance de energía		
Por unidad	Identificación del uso y pérdidas actuales de energía.	
Total planta	Identificación del uso y pérdidas actuales de energía.	
c).- Medición y análisis (especialmente en equipo con altos requerimientos de energía)	Vigilancia periódica de medidores y analizadores	adición de puntos de monitoreo
2.- Mejoramiento de eficiencia		
a).- Hornos de proceso y rehervidores	Operación manteniendo un mínimo de exceso de aire	Adición de tubos en la zona de convección.
	Control adecuado de ventiladores	Cambio a ventiladores de manera de proveer una corriente de aire forzado.
		adición de economizadores o precalentadores en la línea de alimentación
		Adición de precalentadores de aire.

CONCEPTO

OPERACION

MANTENIMIENTO

Operación manteniendo un mínimo de vapor atomizado

Control adecuado de las condiciones del combustible

Considere la limpieza de la tubería.

Establezca un óptimo ciclo de limpieza

Operación procurando reducir corrosión, incrustación y/o escamación.

Elimine el calor marginal

Operación procurando reducir corrosión, incrustación y/o escamación.

Considere la limpieza de los tubos.

Establezca un óptimo ciclo de limpieza

Elimine el enfriamiento excesivo.

Cambio a quemadores más eficientes.

Limpieza perfecta de tubos.

Adición de facilidades para llevar a cabo una limpieza adecuada.

Establezca un óptimo ciclo de limpieza.

Reduzca las pérdidas de aire

Añada aislamiento

Limpieza perfecta de tubos.

Establezca un óptimo ciclo de limpieza.

Considere un adecuado mantenimiento a los monitores.

Añada aislamiento

b).- Cambiadores de calor y enfriadores.

CONCEPTO

OPERACION

MANTENIMIENTO

c).- Columnas de fraccionamiento

Cambie las condiciones de operación para vaporización o condensación si es posible, siempre y cuando se haya demostrado la necesidad del cambio.

Considere la relocalización de las válvulas de control en caso de un cambio en las condiciones de operación.

Vigile las especificaciones del producto

Control de la relación de reflujo y entrada al rehervidor consistente con las especificaciones del producto.

Opere las columnas a la mínima presión práctica.

Reduzca el reflujo cada vez que el flujo de alimentación se reduzca.

Reduzca el reflujo externo cuando se tenga la mínima temperatura en el mismo (invierno).

Cambie la localización del plato de alimentación (siempre y cuando se justifique).

Reemplace distribuidores defectuosos o mal diseñados.

Proporcione el mantenimiento adecuado a los platos.

CONCEPTO

OPERACION

MANTENIMIENTO

d).- Sistema de vacfo

Mantenga la presión de diseño para el vapor cuya función sea motriz.

Mantenga condiciones mínimas de sobrecalentamiento.

Controle adecuadamente el vacío.

Cheque las condiciones operativas de los condensadores de su su perficie.

Reevalúe la configuración de las columnas de destilación
 *Revise las condiciones de operación
 *Añada, reemplace o mejore equipo
 *Cambie el esquema de destilación

Reevalúe los medios para reducir los requerimientos de entrada de energía de la torre
 *Revise las condiciones de operación
 *Añada, reemplace o mejore equipo
 *Cambie el esquema de destilación

Reemplace o complemente el sistema de eyectores con bombas de vacío.

Corrija las instalaciones sobre diseñadas:
 *Mejórelas
 *Reemplácelas

Reemplace sistemas simples por similares múltiples.

Reemplace las partes erosionadas y considere métodos para prevenir la erosión.

Mejore la vigilancia y el mantenimiento de los condensadores de su su perficie.

Elimine fugas de aire.

CONCEPTO
e).- Equipo rotatorio

OPERACION

Retire de operación las turbinas ociosas.

Controle adecuadamente la carga.

*Ajuste la descarga

*Opere solo el equipo requerido.

*Abra el mínimo número de válvulas de operación manual.

*Controle la velocidad de las Turbinas.

MANTENIMIENTO

Corrija instalaciones sobre diseñadas:

*Mejóre las

*Reemplácelas

Ajuste excesivos intersticios internos en las turbinas

Rebaje los impulsores de las bombas.

Reemplace el equipo ineficiente.

Revise periódicamente las máquinas.

Limpie los depósitos formados en las hojas de la turbina.

Añada mecanismos adecuados de control de carga.

f).- Sistemas de potencia con vapor

(i) Turbinas de gas.

CONCEPTO

(ii) Sistema de vapor

OPERACION

Revise y eficiente el balance de vapor de la planta.
*Considere sistemas adecuados para arranque de motores o de turbinas de vapor
*Minimice el venteo de vapor

Considere como reducir el consumo de vapor.
*Opere con el mínimo agotamiento de vapor
*Mantenga los tanques de almacenamiento a la mínima temperatura recomendada.

Reduzca las pérdidas de vapor - (incluya las pérdidas de calor en el sistema de vapor)
*Obtore las trampas de vapor in necesarias
*Cheque y obtore trampas de vapor que se observen defectuosas

MANTENIMIENTO

Considere como mejorar el balance de vapor de la planta.
*Considere el reemplazo de motores por turbinas o viceversa
*Considere el uso efectivo del vapor en exceso que se tenga.

Considere el empleo efectivo de la energía del vapor
*Cambio del nivel de presión del vapor usado en las turbinas.
*Revise el nivel de presión del vapor usado por el proceso
*Instale turbinas para reemplazar válvulas reductoras de presión
*Mejore el vacío en turbinas de condensación.

Considere como reducir el consumo de vapor
*Revise el agotamiento del vapor
*Proporcione el mantenimiento adecuado al sistema de trazado.

Impida las pérdidas de vapor (incluya las pérdidas de calor en el sistema de vapor).
*Elimine líneas largas con vapor
*Elimine líneas bajo tierra o que pasen por áreas inundadas o sujetas a flujo continuo de agua

CONCEPTO

OPERACION

MANTENIMIENTO

- *Cheque y repare fugas de vapor en las líneas
- *Obtore líneas innecesarias de vapor.

- *Proporcione el mantenimiento adecuado al aislante del sistema - de vapor y de sus consumidores, use mayor y mejor aislante siempre que se justifique.
- *Mantenga un programa de mantenimiento y/o reemplazo de trampas de vapor
- *Elimine las trampas de vapor innecesarias
- *Desconecte u obture líneas de vapor que partiendo del sistema - central, abastezcan servicios - innecesarios
- *Desconecte u obture líneas temporales de vapor que no se utilicen más
- *Repere las fugas de vapor.

(iii) Sistema de potencia

Pare equipo innecesario

Revise y mejore el sistema eléctrico.

Apague iluminación innecesaria en las plantas de proceso.

Revise y optimice el sistema de alumbrado de la planta.

g).- Sistema de Agua

Ajuste la velocidad del sistema de agua de enfriamiento

- *Controle el enfriamiento
- *Vigile la temperatura del agua que regresa
- *Controle el agua de enfriamiento para bombas y equipo mecánico.

Considere como recuperar agua de enfriamiento de bombas y equipos mecánicos

Administre adecuadamente el agua de enfriamiento

CONCEPTO

OPERACION

MANTENIMIENTO

h).- Otros

3.- Recuperación de calor.

Opere manteniendo la relación adecuada de concentración de sales.

Controle el consumo de agua del proceso.

Administre el agua de los calentadores.

Reduzca pérdidas de calor
*Pare o bloquee equipo y tubería innecesarios
*Elimine calentamiento o enfriamiento excesivo.

Opere con una temperatura de chimenea adecuada.

Considere la recuperación de calor en chimeneas

Opere manteniendo la temperatura adecuada interna en los enfriadores.

Considere como recuperar vapor condensado.

Considere como reducir el consumo de agua del proceso (si esto es posible)

Considere como reutilizar el agua de proceso.

Elimine pérdidas de calor
*Mantenga un aislamiento de espesor y material adecuado
*Cierre equipo y tubería que no se use

Elimine pérdidas de energía.

Considere la recuperación de calor de los incineradores de desperdicios.

CONCEPTO

OPERACION

MANTENIMIENTO

4.- Recuperación de potencia.

5.- Recuperación de materiales útiles

Maximice la recuperación de materiales útiles a través de:
 *Control adecuado
 *Selección adecuada de las condiciones de operación

Considere una mayor recuperación de calor de las corrientes de --- proceso

*Adición de área de transferencia
 *Mejoramiento de la red de integración de calor

*Mejoramiento de la configuración de los intercambiadores de calor

*Considere precalentamiento de -- servicios

*Considere generación de vapor.

Considere la recuperación de calor de desperdicio de condensados de vapor, vapor exhausto, etc.

Reajuste de flujo de proceso y de condiciones de operación para facilitar la recuperación y reutilización de calor.

Considere la recuperación al máximo, de energía mecánica de corrientes de proceso

*Turbinas hidráulicas

*Turboexpansores

Considere la recuperación máxima de materiales útiles

*Instale, añada o mejore los sistemas de recuperación y de aprovechamiento de los mismos.

CONCEPTO

OPERACION

MANTENIMIENTO

Elimine pérdidas de materiales útiles y valiosos
*Control adecuado
*Selección de las condiciones adecuadas de operación
*Elimine descargas al quemador
*Pare pérdidas por venteo
*Impida fugas
*Minimice el desnatado o vertedero de materiales.

Considere la prevención de pérdidas de materiales útiles
*Cheque y repare fugas o reemplace accesorios de tubería, válvulas, etc. que las presenten
*Cheque y repare empaques
*Revise el flujo de proceso

6.- Utilización de criogenia.

Considere el aprovechamiento del descenso de temperatura originado por la vaporización de gas natural licuado.

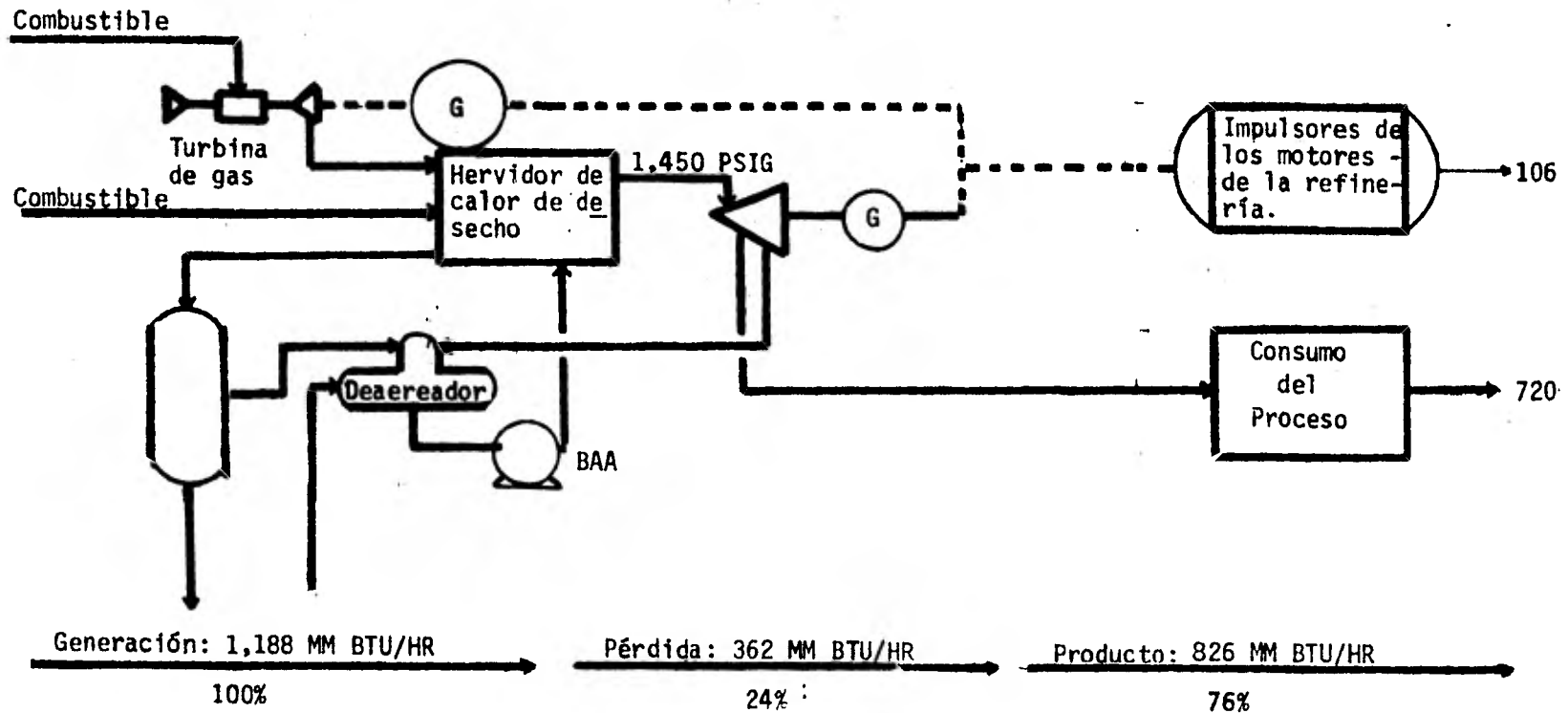
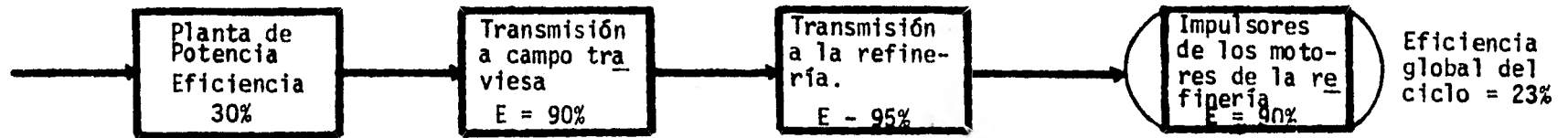
Ciclos alternos de generación de energía.

Para cubrir todas las necesidades de energía de una planta petroquímica, refinería o de una planta en general, existen varias posibilidades:

- 1a. Suministro de energía a través de potencia adquirida en el exterior.
- 2a. Suministro de energía a través de potencia producida localmente.
- 3a. Suministro de energía a través del uso de cantidades diversas de calor recuperado.
- 4a. Suministro de energía a través de una combinación de los puntos anteriores.

Típicamente, la elección entre compra de potencia o producción local de la misma, influye sobre la conservación de energía vista ésta como un todo.

La comparación entre un ciclo generador de energía para una refinería (considerado óptimo), y un ciclo eléctrico normal, ilustrados en la figura siguiente (1), ejemplifica el punto del que se habla.



COMPARACION ENTRE UN CICLO OPTIMO DE ENERGIA PARA UNA REFINERIA Y UN CICLO ELECTRICO TYPICO

FIGURA 1

Los esquemas mostrados hacen ver como es que el ciclo de energía para los servicios de una refinería puede tener, al menos teóricamente, --- hasta un 76% de eficiencia cuando las corrientes con calor de desecho son racionalmente utilizadas, en tanto que un sistema netamente eléctrico, desarrolla tan solo una eficiencia del 23%.

Generalmente una planta en su generación de energía, oscila entre una eficiencia que va del 30 hasta el 50%, dependiendo de como combine y - utilice sus recursos. Este hecho puede verse claramente en el análisis de las figuras 2 y 3 que se muestran a continuación:

SIMBOLOGIA

- COMBUSTIBLE
- VAPOR DE AGUA
- ELECTRICIDAD

BALANCE INICIAL DE ENERGIA (VAPOR Y POTENCIA)

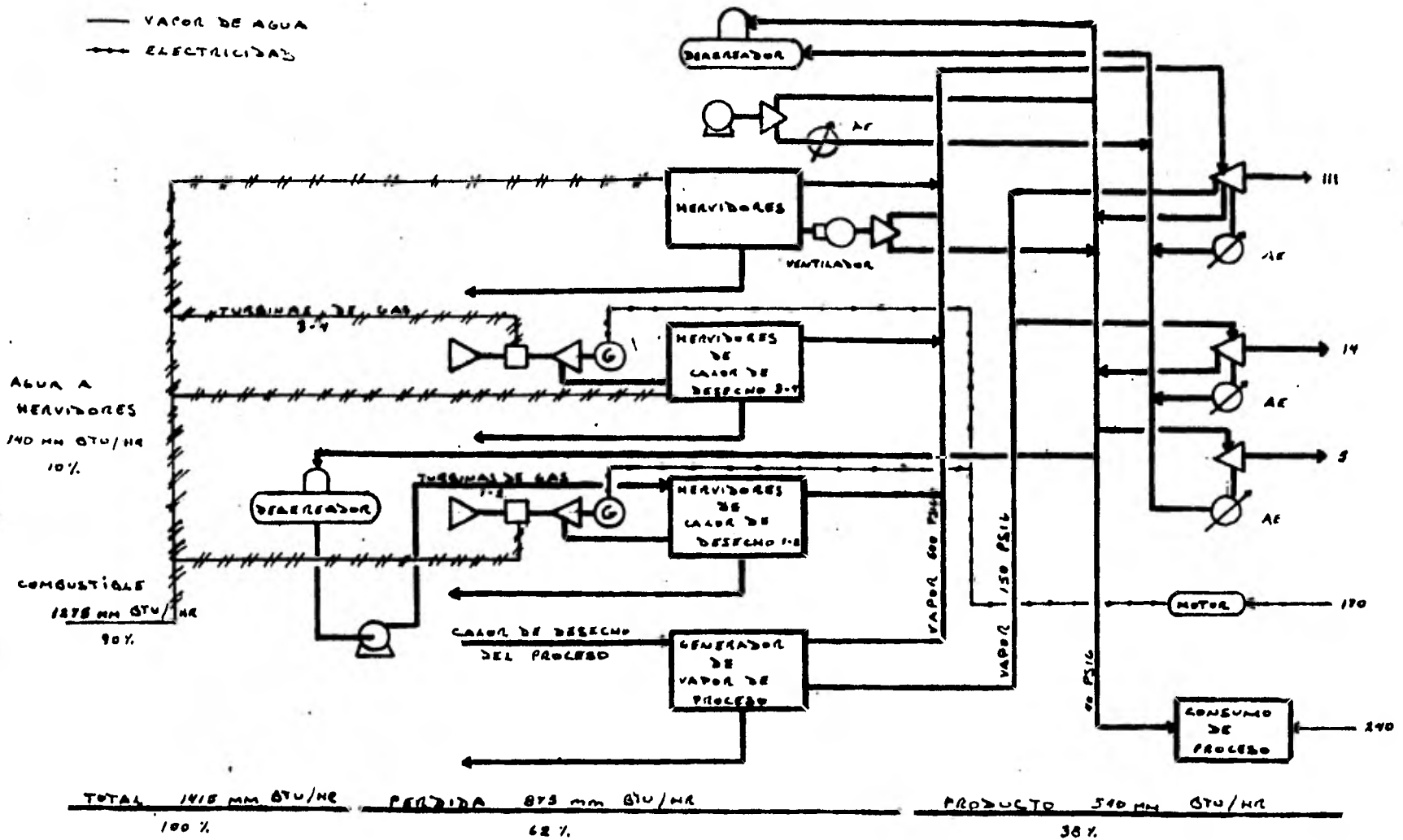


FIGURA 2

BALANCE POTENCIAL DE ENERGIA (VAPOR Y POTENCIA)

SIMBOLOGIA

- COMBUSTIBLE
- VAPOR Y AGUA
- ⚡ ELECTRICIDAD

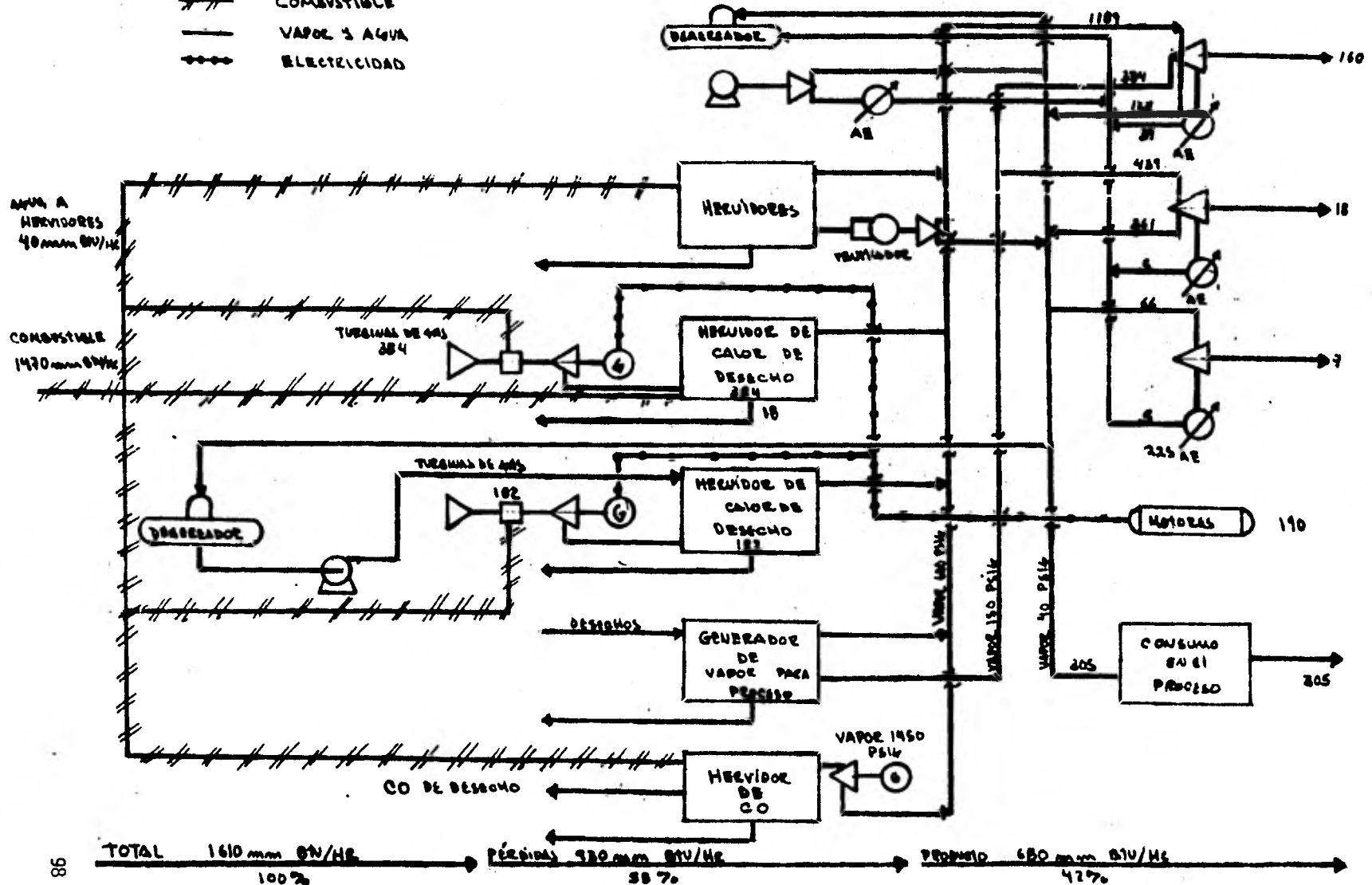


FIGURA 3

La primera figura presenta el cuadro de un balance general en una refinería, el segundo presenta el balance potencial de energía para la misma planta.

Obsérvese como, para alcanzar la primera eficiencia (de un 38%), - las cuatro turbinas generadoras, acopladas a calentadores de calor residual o de desecho, están colocadas dentro del sistema en puntos donde resulta -- económico el suministro de vapor a la planta.

Para alcanzar la segunda eficiencia (42%), simplemente, ante una - mayor demanda de energía y vapor, se han llevado a carga máxima las turbi-- nas (3) y (4), y se ha agregado un quemador de CO para generar vapor de al- ta presión, que es introducido en una nueva turbina acoplada a un generador.

VI

EJEMPLO DE APLICACION EN PLANTA
FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS

EJEMPLO DE ANALISIS EN UNA PLANTA

Con el objeto de mostrar la aplicación de los conceptos expuestos en los capítulos anteriores, y dar un ejemplo de secuencia de análisis primario para una planta, es que se presenta en este capítulo un estudio realizado sobre una planta típica fraccionadora de hidrocarburos.

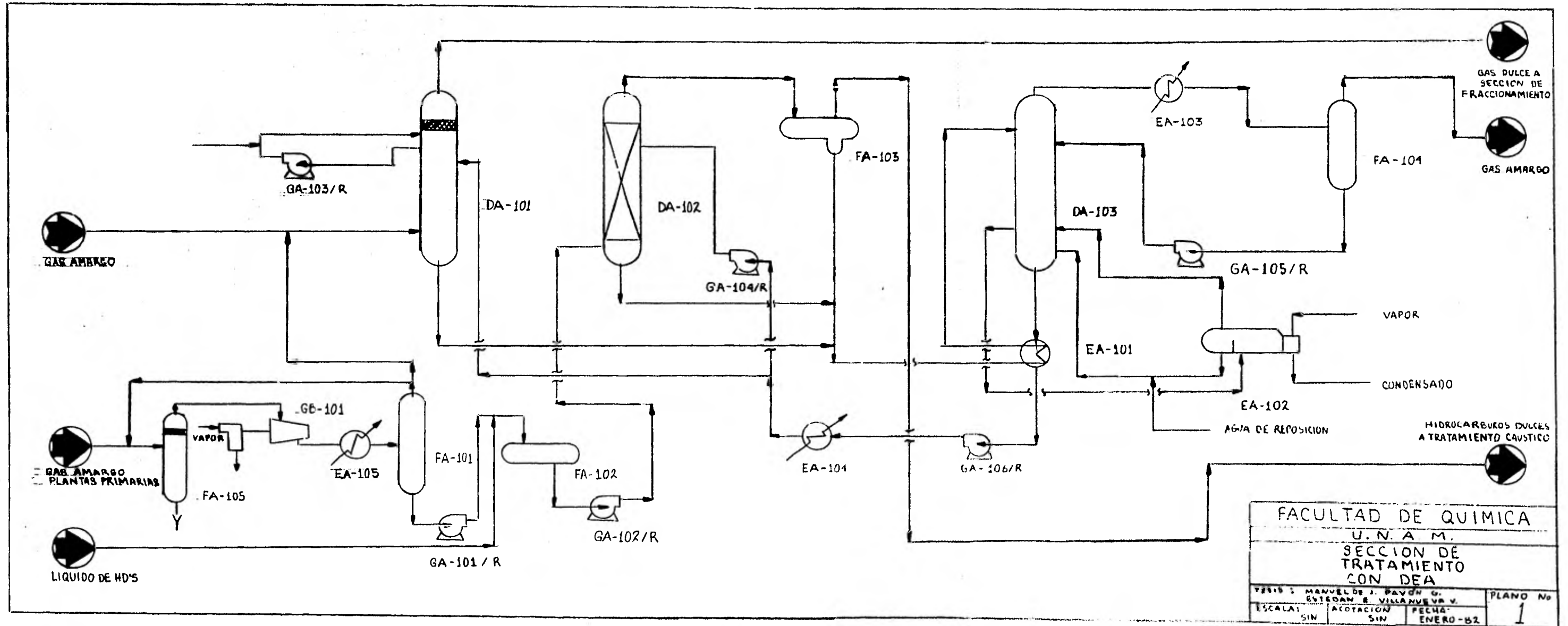
La unidad de tratamiento de hidrocarburos consta de:

- a).- Sección de tratamiento con DEA.
- b).- Sección de fraccionamiento.
- c).- Sección de tratamiento cáustico

La alimentación a la planta consiste de gas amargo proveniente generalmente de plantas hidrodesulfuradoras, obteniéndose como productos finales: etano, propano, butano, nafta ligera, ácido sulfhídrico y nafta pesada (ésta última se envía posteriormente a una planta reformadora de nafta).

A continuación presentamos los planos que corresponden a cada una de las secciones arriba mencionadas, así como el diagrama de servicios generales para las mismas; adjunto a cada plano se encuentra una lista detallada del equipo que comprende.

Nota aclaratoria: No se proporcionan aquí datos referentes a presión o temperaturas de operación, ni tampoco composición de corrientes, en virtud de la reserva con que debe manejarse esta información. Sin embargo, de ser absolutamente necesario, podría contarse con tal información para, - en un momento dado, emplearla.



FACULTAD DE QUIMICA
 U. N. A. M.
 SECCION DE TRATAMIENTO CON DEA

TESIS: MANUEL DE J. PAVON G. ESTEBAN E. VILLANUEVA V.			PLANO No
ESCALA:	ACOTACION	FECHA:	1
SIN	SIN	ENERO-82	

PLANO No. 1: TRATAMIENTO CON DEA

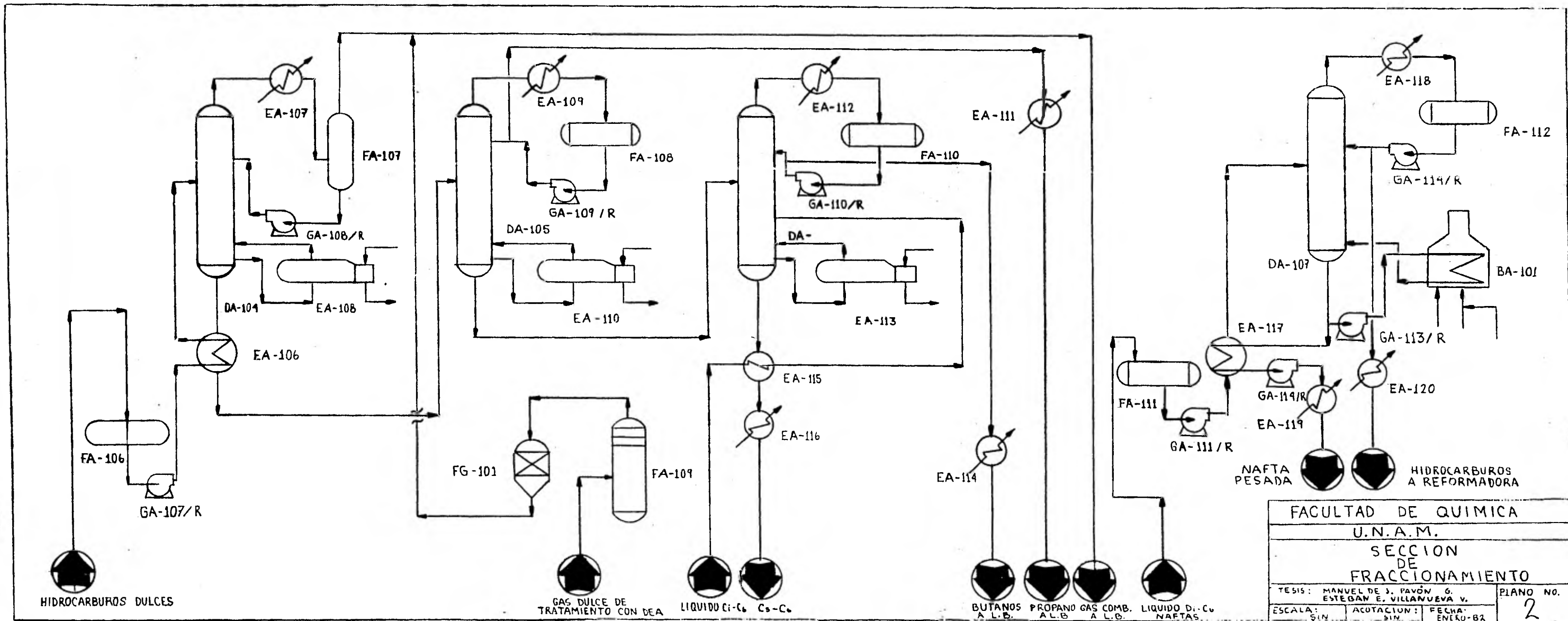
- DA - 101 ABSORBEDOR DE GAS ACIDO
- DA - 102 CONTACTOR DE HIDROCARBUROS
- DA - 103 REGENERADOR DE DEA

- EA - 101 INTERCAMBIADOR DE DEA RICA/DEA POBRE
- EA - 102 REHERVIDOR DEL REGENERADOR DE DEA
- EA - 103 CONDENSADOR DEL REGENERADOR DE DEA
- EA - 104 ENFRIADOR DE DEA POBRE
- EA - 105 CONDENSADOR DE GAS AMARGO

- FA - 101 SEPARADOR DE CONDENSADOS AMARGOS
- FA - 102 ACUMULADOR DE CARGA AL CONTACTOR
- FA - 103 ACUMULADOR DE HIDROCARBUROS DULCES
- FA - 104 ACUMULADOR DEL REFLUJO DEL REGENERADOR
- FA - 105 TANQUE DE SUCCION AL COMPRESOR

- GA - 101 BOMBA DE CONDENSADOS AMARGOS
- GA - 102 BOMBA DE ALIMENTACION DE LIQUIDOS AMARGOS AL CONTACTOR
- GA - 103 BOMBA DE AGUA DE LAVADO
- GA - 104 BOMBA DE RECIRCULACION DE DEA AL CONTACTOR
- GA - 105 BOMBA DE REFLUJO DEL REGENERADOR
- GA - 106 BOMBA DE RECIRCULACION DE DEA AL ABSORBEDOR

- GB - 101 COMPRESOR DE GAS AMARGO



PLANO No. 2: SECCION DE FRACCIONAMIENTO

- BA - 101 CALENTADOR DE FONDOS DEL FRACCIONADOR

- DA - 104 TORRE DESETANIZADORA
- DA - 105 TORRE DEPROPANIZADORA
- DA - 106 TORRE DEBUTANIZADORA
- DA - 107 FRACCIONADOR DE NAFTA PESADA

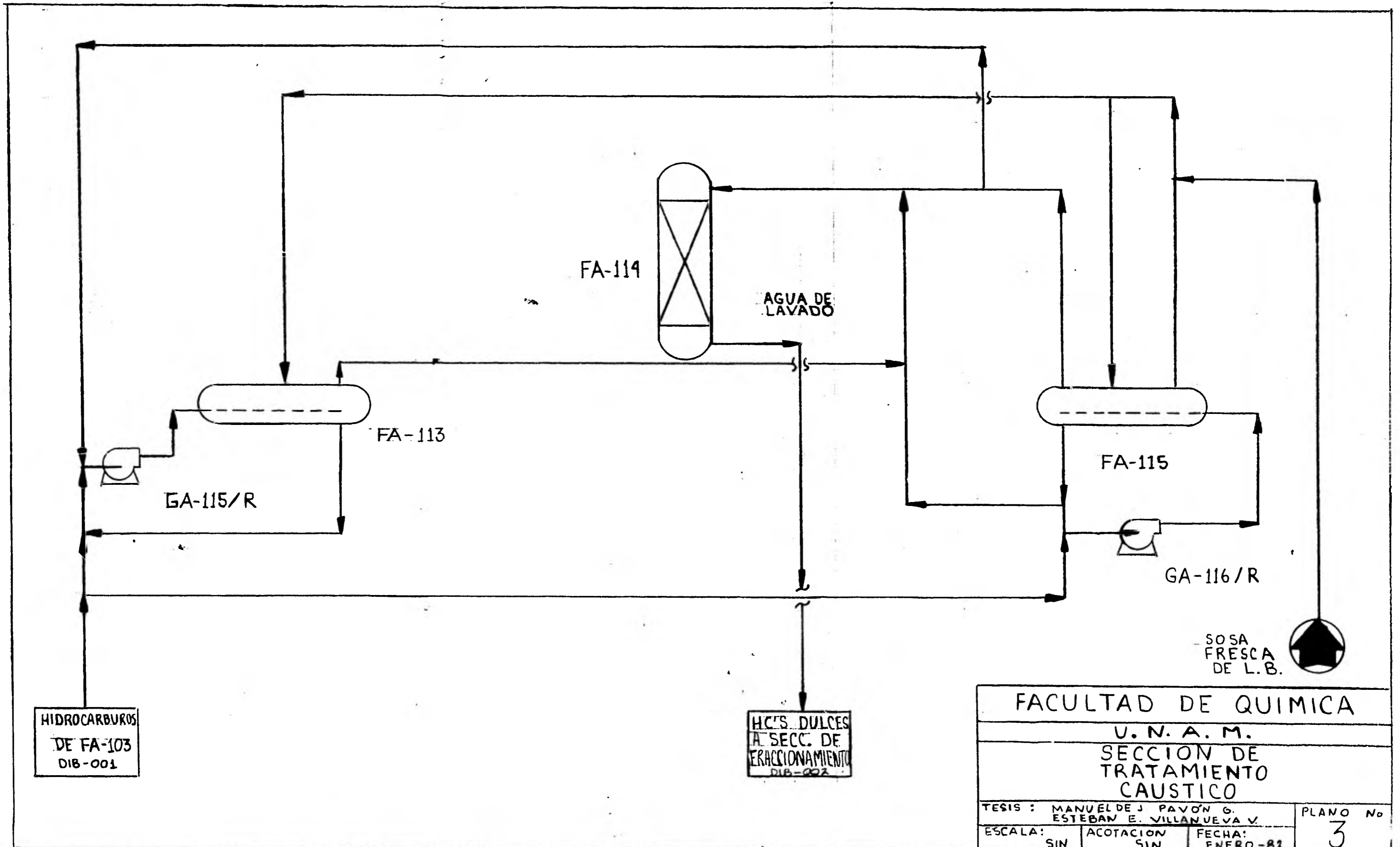
- EA - 106 CALENTADOR DE CARGA A LA TORRE DESETANIZADORA
- EA - 107 CONDENSADOR DE LA TORRE DESETANIZADORA
- EA - 108 REHERVIDOR DE LA TORRE DESETANIZADORA
- EA - 109 CONDENSADOR DE LA TORRE DEPROPANIZADORA
- EA - 110 REHERVIDOR DE LA TORRE DEPROPANIZADORA
- EA - 111 ENFRIADOR DE PROPANO
- EA - 112 CONDENSADOR DE LA TORRE DEBUTANIZADORA
- EA - 113 REHERVIDOR DE LA TORRE DEBUTANIZADORA
- EA - 114 ENFRIADOR DE BUTANO
- EA - 115 PRECALENTADOR DE CARGA DE ABSORCION A LA TORRE DEBUTANIZADORA
- EA - 116 ENFRIADOR DE FONDOS DE LA TORRE DEBUTANIZADORA
- EA - 117 CALENTADOR DE CARGA AL FRACCIONADOR
- EA - 118 CONDENSADOR DEL FRACCIONADOR
- EA - 119 ENFRIADOR DE NAFTA PESADA
- EA - 120 ENFRIADOR DE NAFTA LIGERA

- FA - 106 ACUMULADOR DE CARGA DE LA TORRE DESETANIZADORA
- FA - 107 ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA TORRE DESETANIZADORA

FA - 108 ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA TORRE DEPROPANIZADORA
FA - 109 SEPARADOR DE DEA
FA - 110 ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA TORRE DEBUTANIZADORA
FA - 111 ACUMULADOR DE CARGA AL FRACCIONADOR
FA - 112 ACUMULADOR DE REFLUJO DEL FRACCIONADOR

FG - 101 SECADOR DE GAS DULCE

GA - 107 BOMBA DE CARGA A LA TORRE DESETANIZADORA
GA - 108 BOMBA DE REFLUJO DE LA TORRE DESETANIZADORA
GA - 109 BOMBA DE REFLUJO DE LA TORRE DEPROPANIZADORA
GA - 110 BOMBA DE REFLUJO DE LA TORRE DEBUTANIZADORA
GA - 111 BOMBA DE CARGA AL FRACCIONADOR DE NAFTA PESADA
GA - 112 BOMBA DE REFLUJO DEL FRACCIONADOR
GA - 113 BOMBA DE RECIRCULACION AL HORNO
GA - 114 BOMBA DE NAFTA PESADA



HIDROCARBUROS
DE FA-103
DIB-001

HC'S DULCES
A SECC. DE
ERACCIONAMIENTO
DIB-002

SOSA
FRESCA
DE L.B.

FACULTAD DE QUIMICA			PLANO No 3
U. N. A. M.			
SECCION DE TRATAMIENTO CAUSTICO			
TESIS : MANUEL DE J. PAVON G. ESTEBAN E. VILLANUEVA V.		FECHA:	ENERO-82
ESCALA:	SIN ACOTACION	SIN	

PLANO No. 3: SECCION DE TRATAMIENTO CAUSTICO

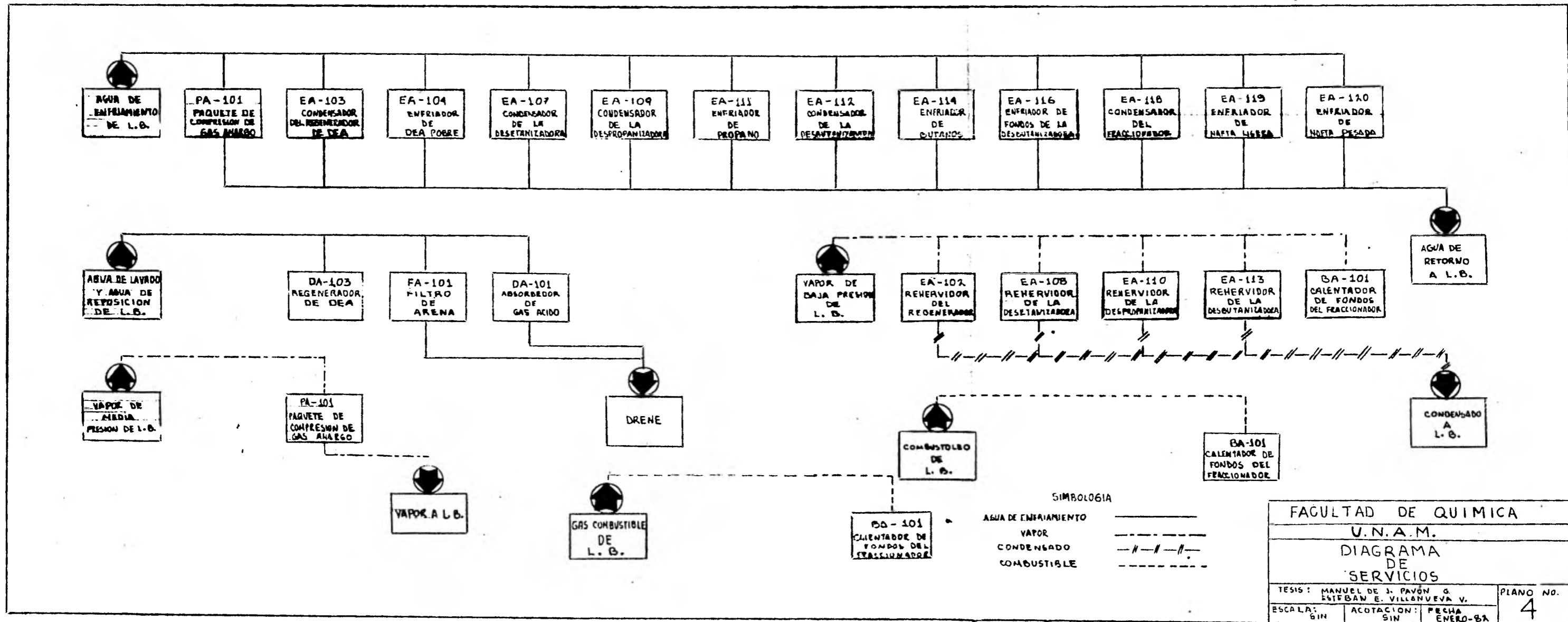
FA - 113 ASENTADOR DE LA PRIMERA ETAPA

FA - 114 FILTRO DE ARENA

FA - 115 ASENTADOR DE LA SEGUNDA ETAPA

GA - 115 BOMBA DE RECIRCULACION PRIMERA ETAPA

GA - 116 BOMBA DE RECIRCULACION SEGUNDA ETAPA



FACULTAD DE QUIMICA
 U.N.A.M.
 DIAGRAMA DE SERVICIOS

TESIS: MANUEL DE J. PAVÓN G. ESTEBAN E. VILLANUEVA V.
 ESCALA: 6IN ACOTACION: SIN FECHA: ENERO-82

PLANO NO. 4

El análisis a realizar comprende los siguientes pasos:

- a).- Descripción general del proceso.
- b).- Caracterización cualitativa de corrientes de proceso.
- c).- Caracterización de equipo.
- d).- Identificación de puntos potenciales de ahorro de energía.

a).- Descripción general del proceso: la corriente de alimentación de gas amargo procedente de hidrodesulfuradoras, con un alto contenido de azufre y mercaptanos, entra a una torre absorbidora, donde contacta con una corriente de dietanolamina. Se absorben en la DEA los compuestos de azufre, de manera que de la torre sale una corriente de gas dulce y otra de DEA rica.

Al proceso concurre además gas amargo proveniente de plantas primarias, éste pasa por una torre de separación de líquidos y el gas resultante es posteriormente comprimido, calentado y flasheado. Los domos de la torre de flasheo entran a la torre absorbidora de que se habló antes, en tanto que los fondos se unen a una corriente líquida que procede de la planta de hidrodesulfuradora. Esta corriente de líquido pasa por una torre contactora, donde una corriente de DEA pobre, a contracorriente, absorbe los compuestos de azufre. De esta torre sale una corriente de gas dulce y una corriente de DEA rica.

Los fondos de las torres absorbidora y contactora son precalentados y entran a una torre regeneradora, de ésta salen: por el domo, agua y -- los compuestos de azufre, por los fondos, una solución de DEA pobre, la cual, luego de ser enfriada, es recirculada nuevamente a la torre absorbidora y a la contactora.

La corriente del domo, por su parte, es enfriada y mandada a un tanque asentador, de manera de obtener los compuestos de azufre, ya sin agua ni DEA, en forma de gas, para las plantas recuperadoras de azufre.

El gas dulce obtenido en esta primera parte, precalentado, pasa a una torre desetanizadora. Los fondos de ésta, entran a una torre depropanizadora que opera a menor presión y temperatura que la anterior. Los fondos de esta segunda torre pasan ahora a una torre debutanizadora, que también opera a una menor temperatura y presión que su homóloga anterior.

Se obtienen así: etano, propano, butano y una mezcla de pentanos y hexanos fondos de la última torre.

En la misma unidad de proceso se encuentra una sección fraccionadora de naftas, cuya función es separar nafta ligera de nafta pesada, a través de una torre de platos cuya única particularidad es la de poseer un calentador a fuego directo en lugar de un rehervidor normal.

El proceso posee además un sistema de neutralización cáustica para el gas dulce (ácido), procedente de la zona de tratamiento con DEA. El gas neutro obtenido es el que alimenta las torres de fraccionación.

b).- Caracterización cualitativa de corrientes de proceso:

La inclusión de la palabra "cualitativa" en el título de esta sección, obedece a las restricciones naturales producto de la confidencialidad del material que se maneja, como parte de la política del licenciador que lo elaboró. De hecho, esta es la razón principal para que el presente análisis se limite a la identificación de puntos potenciales de energía, sin entrar nunca a la determinación (exacta o no), de su aplicación real al proceso.

La corriente de alimentación primaria de gas amargo está formada por: hidrógeno, ácido sulfhídrico, metano y etano, que constituyen el 80% de la composición total. El 20% restante es: etileno, propano, propileno, -

n-butano, pentano, hexano, agua y bióxido de carbono.

El gas dulce que sale de la sección de tratamiento con DEA, consta de los mismos componentes que la corriente anterior, exceptuando al ácido -- sulfhídrico, el bióxido de carbono y al agua, que son absorbidos por la DEA.

La solución que se emplea de DEA es al 30% en peso.

A la torre desetanizadora entra el gas dulce proveniente del tratamiento cáustico en el cual se elimina la acidez restante del gas. El domo de la torre está constituido principalmente por hidrógeno, etano y metano, que forman el 72% de la corriente con lo que ésta recibe el nombre de gas - combustible; los fondos pasan a la torre depropanizadora en la cual se separa propano de un 95% de pureza.

Finalmente en la torre debutanizadora se separan el n-butano y el isobutano en el domo (97%), de los fondos: pentano y hexano (100%).

En lo que respecta al tratamiento de naftas, la corriente de alimentación (líquido procedente de hidrodesulfuradoras) es n-hexano e isohexano en un 99%, obteniendo de la torre fraccionadora una corriente constituida en un 99% por n-hexano (fondos), en tanto que en el domo se mantiene aún una mezcla de isohexano y n-hexano.

c).- Caracterización de equipo:

Por las mismas razones esbozadas al principio del inciso anterior, no es posible proporcionar aquí, en detalle, el balance de materia y energía desglosado del proceso, sin embargo, como base para poder realizar un somero análisis, se proporcionan los datos relevantes del equipo de proceso tales como: cantidad de calor manejada, caída de presión en las bombas, potencia de los compresores.

EQUIPO

CARACTERISTICAS

INTERCAMBIADOR DEA RICA/DEA POBRE	EA-101	15 \bar{M} KCAL/HR.
REHERVIDOR DEL REGENERADOR DE DEA	EA-102	31 \bar{M} KCAL/HR.
CONDENSADOR DEL REGENERADOR DE DEA	EA-103	11 \bar{M} KCAL/HR.
ENFRIADOR DE DEA POBRE	EA-104	15 \bar{M} KCAL/HR.
CONDENSADOR DE GAS AMARGO	EA-105	0.5 \bar{M} KCAL/HR.
BOMBA DE CONDENSADOR AMARGOS	GA-101	$\Delta P=3.0$ KG/CM ²
BOMBA DE ALIMENTACION DE LIQUIDOS AMARGOS AL CONTACTOR	GA-102	$\Delta P=7.5$ KG/CM ²
BOMBA DE AGUA DE LAVADO	GA-103	$\Delta P=1.0$ KG/CM ²
BOMBA DE RECIRCULACION DE DEA	GA-104	$\Delta P=5.0$ KG/CM ²
BOMBA DE REFLUJO DEL REGENERADOR	GA-105	$\Delta P=4.0$ KG/CM ²
BOMBA DE RECIRCULACION DE DEA AL ABSORBEDOR	GA-106	$\Delta P=9.5$ KG/CM ²
COMPRESOR DE GAS AMARGO	GB-101	3B0 BH p
CALENTADOR DE FONDOS DEL FRACCIONADOR	BA-101	14 \bar{M} KCAL/HR.
CALENTADOR DE CARGA A LA TORRE DESETANIZADORA	EA-106	0.75 \bar{M} KCAL/HR.
CONDENSADOR DE LA TORRE DESETANIZADORA	EA-107	0.3 \bar{M} KCAL/HR.
REHERVIDOR DE LA TORRE DESETANIZADORA	EA-108	2.5 \bar{M} KCAL/HR.
CONDENSADOR DE LA TORRE DEPROPANIZADORA	EA-109	4 \bar{M} KCAL/HR.
REHERVIDOR DE LA TORRE DEPROPANIZADORA	EA-110	5 \bar{M} KCAL/HR.
ENFRIADOR DE PROPANO	EA-111	0.04 \bar{M} KCAL/HR.
CONDENSADOR DE LA TORRE DEBUTANIZADORA	EA-112	9 \bar{M} KCAL/HR.
REHERVIDOR DE LA TORRE DEBUTANIZADORA	EA-113	7.5 \bar{M} KCAL/HR.
ENFRIADOR DE BUTANO	EA-114	0.15 \bar{M} KCAL/HR.

PRECALENTADOR DE CARGA DE ABSORCION A LA TORRE DEBUTANIZADORA	EA-115	0.8 \bar{M} KCAL/HR.
ENFRIADOR DE FONDOS DE LA TORRE DEBUTANIZADORA	EA-116	2 \bar{M} KCAL/HR.
CALENTADOR DE CARGA AL FRACCIONADOR	EA-117	1.5 \bar{M} KCAL/HR.
CONDENSADOR DEL FRACCIONADOR	EA-118	14 \bar{M} KCAL/HR.
ENFRIADOR DE NAFTA PESADA	EA-119	3 \bar{M} KCAL/HR.
ENFRIADOR DE NAFTA LIGERA	EA-120	4.5 \bar{M} KCAL/HR.
BOMBA DE CARGA A LA TORRE DESEATANIZADORA	GA-107	$\Delta P=15.5$ KG/CM ²
BOMBA DE REFLUJO DE LA TORRE DESEATANIZADORA	GA-108	$\Delta P=3.0$ KG/CM ²
BOMBA DE REFLUJO DE LA TORRE DEPROPANIZADORA	GA-109	$\Delta P=3.5$ KG/CM ²
BOMBA DE REFLUJO DE LA TORRE DEBUTANIZADORA	GA-110	$\Delta P=6.0$ KG/CM ²
BOMBA DE CARGA AL FRACCIONADOR DE NAFTA PESADA	GA-111	$\Delta P=4.0$ KG/CM ²
BOMBA DE REFLUJO DEL FRACCIONADOR	GA-112	$\Delta P=3.5$ KG/CM ²
BOMBA DE RECIRCULACION AL HORNO	GA-113	$\Delta P=8.0$ KG/CM ²
BOMBA DE NAFTA PESADA	GA-114	$\Delta P=22.0$ KG/CM ²

d).- Identificación de puntos potenciales de ahorro de energía:

Como producto del estudio somero de los planos de la planta y de las características del equipo que en ella interviene, se localizaron los siguientes puntos:

Sección de tratamiento con DEA

- Posible justificación para la instalación de intercambiadores interetapas en la torre de regeneración de DEA (obsérvese la gran diferencia - que existe entre la carga térmica que maneja el condensador y la que maneja el rehervidor de la torre).

Sección de fraccionamiento de hidrocarburos

- Instalación de una turbina en lugar de la válvula de control que se encuentra a la salida de la torre desetanizadora.

- Posible justificación de una bomba de calor en la torre desetanizadora.

- Sustitución de los enfriadores de nafta pesada y nafta ligera -- por evaporadores tipo Kettle con flujo invertido de manera de integrar un ciclo para producción y aprovechamiento de vapor.

- Mejora de las condiciones de vaporización de combustible en el calentador a fuego directo de nafta, para lograr su íntegro aprovechamiento.

- Mejora en el aprovechamiento de la zona de convección del calentador arriba mencionado.

La presentación de estos puntos potenciales parece extremadamente simple y, en cierto modo, desprovista de una justificación matemática seria, como para soportar una exposición de esta naturaleza. Sin embargo debe convenirse que, como se ha repetido en innumerables ocasiones a todo lo largo de la tesis, esto no es sino un paso preliminar a lo que sería un estudio para la implantación de un programa de ahorro de energía en una planta en marcha.

A pesar de ello, se ha creído necesario presentar este último capítulo, aún cuando se tienen presentes las carencias que necesariamente tiene, -- función de las limitaciones naturalmente impuestas.

VII
ADENDUM Y CONCLUSIONES

ADENDUM

Desde el momento en que se decidió denominar a la tesis como: Conservación y Ahorro de Energía en Plantas petroquímicas, se observó que era muy probable el que, de acuerdo a la manera en que la exposición está hecha, se pensara que con solo realizar el balance de materia y energía por unidad y global, sería posible que de un solo vistazo, se pudiesen sugerir acciones tendientes a ahorrar energía en la planta, que tuvieran una aplicación exitosa.

Se debe aclarar, y este parece lugar apropiado para hacerlo, que tal idea es uno de los principales errores que se cometen al momento en que se designa un comité para conservación y ahorro de energía. En realidad, al momento de iniciar un programa de esta naturaleza, debe estarse consciente de que la aplicación de cualesquiera medidas, tiene que sustentarse a través del análisis de la operación de la planta, lo que implica, en última instancia, el que por medio de un análisis del proceso se estudie la posible mejora y optimización (si ello es posible), de los consumos energéticos específicos de la planta.

El análisis del proceso en general, comprenderá un examen global del mismo, de otros procesos posibles, así como de sus aspectos económicos. Se resalta el aspecto económico, porque al efectuar una selección de distintos esquemas posibles, los costos constituyen un elemento tan importante que menos que nunca se pueden ignorar.

La estimación de costos para distintos esquemas resulta vital, no solamente porque un nuevo ensayo es muy costoso, sino también porque son numerosos los sistemas competitivos que es necesario tener en consideración.

Existen ciertas características de los procesos químicos industriales, que los diferencian de otros tipos de industrias, debido esencialmente a que hay una completa estructura de muchas etapas, cada una de las cuales consta, a su vez, de numerosos subcomponentes. Las ecuaciones que desarrollan las relaciones entre variables importantes, oscilan desde unas muy sencillas hasta otras muy complicadas. Teniendo en cuenta que interviene un elevado flujo de materiales, con un valor económico relativamente elevado, se comprende que pequeñas modificaciones en las características de diseño y operación, puedan tener una importante repercusión económica.

Indudablemente, en el caso de diseño de nuevas plantas, el análisis es en cierto modo más difícil, puesto que los datos de la planta real no son conocidos con anterioridad y, por esta razón, habrá que utilizar en una parte importante el criterio intuitivo. Cuando se modifican plantas existentes, ó se diseñan plantas similares a otras ya construidas, se puede disponer de una importante experiencia: se ha visto trabajar y se cuenta con todo un récord de operación, desde los problemas y cambios en el arranque hasta las curvas de eficiencia, de operación y de control de calidad, lo que facilita el análisis. Se deduce pues, que la construcción de modelos matemáticos teóricos ó semiteóricos constituye frecuentemente una necesidad preliminar.

La simple construcción de modelos matemáticos, implica una labor muy por encima de lo que es la simple realización de una serie de balances de materia y energía, y sin embargo, son apenas una pequeña parte, del trabajo total que tiene que realizar el comité encargado de desarrollar e implementar un programa de conservación y ahorro de energía.

CONCLUSIONES

- 1.- No existe un conjunto de medidas o estrategias sugeridas para conservación y ahorro de energía que apliquen realista y categóricamente a todo tipo de operación, proceso o planta.
- 2.- Los lineamientos que para conservación de energía se ofrecen son intrínsecamente genéricos y están sujetos a:
 - i) Las necesidades globales de energía del proceso.
 - ii) El arreglo y diseño del equipo de proceso, función de la capacidad, y los objetivos que rijan al proyecto.
- 3.- La aplicación de todas y cada una de las directrices que se dan para ahorro de energía depende en alto grado del soporte que brinde el registro periódico del comportamiento y función de cada equipo y del proceso en general (curvas de operación y eficiencia entre otros).
- 4.- La secuencia de un análisis para conservación o ahorro de energía contempla:
 - a) Estudio de los balances de materia y energía.
 - b) Análisis de la estructura de los consumos energéticos .
 - c) Estimación del impacto de las principales variables de proceso y su interacción.
 - d) Establecimiento de criterios de decisión.
 - e) Análisis y comparación de diferentes esquemas para arreglo y operación de equipo.
 - f) Selección de Alternativas.
 - g) Toma de decisiones.

VIII
ANEXOS

Turboexpansores.

Una turbina de expansión convierte la energía de una corriente -- de gas o de vapor en trabajo, conforme ésta se expande a través de aquella. El proceso de expansión ocurre rápidamente y el calor transferido, de o hacia el fluido, es generalmente muy pequeño. En consecuencia, la energía interna del gas disminuye a medida que se realiza el trabajo, con lo que la temperatura resultante del gas, es lo suficientemente baja, como para conferirle a la turbina la habilidad de actuar como enfriador al mismo tiempo -- que como máquina productora de trabajo.

Este tipo de equipo encuentra aplicación dondequiera que se requiera disminuir la presión de alguna corriente de gas (a alta presión), o bien cuando se encuentren corrientes de proceso a alta temperatura, disponibles a una presión moderada. Cuando existen estas condiciones, llamémosles así, puede emplearse una turbina de expansión para impulsar una bomba, un compresor o un generador de energía eléctrica, recuperando así energía -- que de otra forma se desperdiciaría. En todos los casos, debe prestarse -- gran atención a la caída de temperatura que ocurrirá en el expansor; pudiera ser necesario calentar o secar los gases de entrada, para impedir la formación de líquidos o la existencia de bajas temperaturas en el caso de vapor exhausto.

Los turboexpansores pueden usarse en ciclos cerrados de refrigeración con un gas puro (como nitrógeno), el cual es comprimido y expandido alternativamente, para proveer la refrigeración requerida a través de un intercambiador de calor. Puede pensarse también en procesos abiertos en los cuales, la corriente a enfriar pase a través del expansor y se requiera entonces un intercambiador de calor que trabaje a baja temperatura. El uso de estos ciclos abiertos, requiere que sean removidos o controlados contaminantes tales como vapor de agua o de óxido de carbono, para prevenir incrusta-

ción en el equipo; este problema se evita en ciclos cerrados usando algún gas seco y puro como fluido de trabajo.

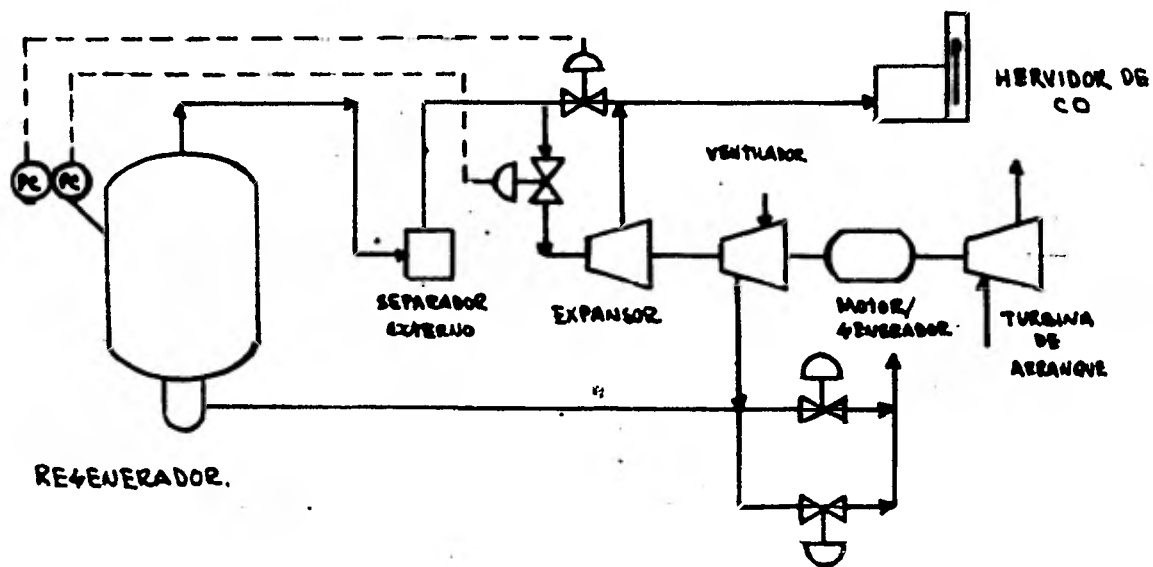
Las turbinas de expansión pueden catalogarse en dos tipos principales: de flujo axial y de flujo radial.

En las turbinas de flujo axial el gas fluye paralelo al eje o --- flecha de la turbina; se asemejan a las turbinas de vapor convencionales y pueden ser de una o múltiples etapas, de impulso o con hojas, o bien de algún diseño combinatorio. Las turbinas de este tipo son esencialmente artefactos recuperadores de energía y encuentran aplicación donde la velocidad de flujo, las temperaturas internas y las caídas totales de energía, son relativamente altas.

Las turbinas de flujo radial, son aquéllas en las que el flujo de gas va prácticamente en ángulo recto respecto al eje de la turbina. El gas es lanzado tangencialmente hacia la periferia del rotor y fluye radialmente hacia el centro ("el ojo") de donde es lanzado hacia atrás por el ángulo de las aspas, con lo que fluye axialmente alejándose del rotor. Esta clase de turbinas se ha desarrollado sobre todo para producir bajas temperaturas, si bien pueden emplearse para recuperar energía; operan normalmente con bajas velocidades de flujo y altas velocidades rotacionales.

De un tiempo acá, ha surgido un creciente interés por los turboexpansores en unidades catalíticas de cracking, para recuperar energía de los gases exhaustos que salen del regenerador catalítico; toman así el lugar de los orificios que provocaban una caída de presión.

La figura siguiente ilustra la instalación típica de un turboexpansor:



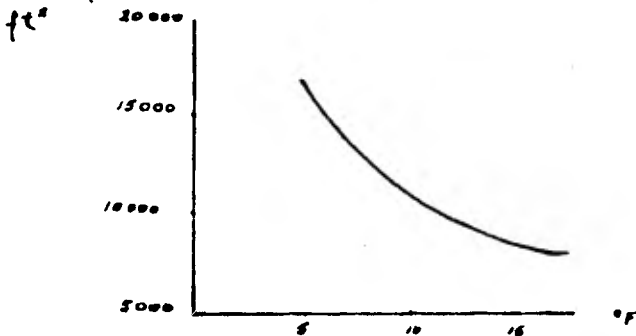
El hecho de que se haya manifestado una cierta predilección por los turboexpansores hasta hoy día, se debe a que en el pasado, se tenían, entre otros, problemas como:

- a).- Baja eficiencia en los sistemas de recuperación de catalizadores.
- b).- Dificultades en el diseño mismo de turboexpansores dirigidos hacia unidades catalíticas.
- c).- Alta inversión y poca o nula atención hacia el control de la contaminación.

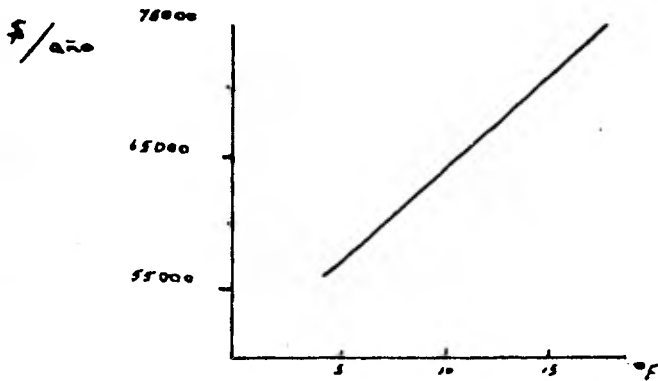
Todos estos problemas han ido poco a poco superándose, con lo que el uso de los turboexpansores se ha extendido considerablemente.

II

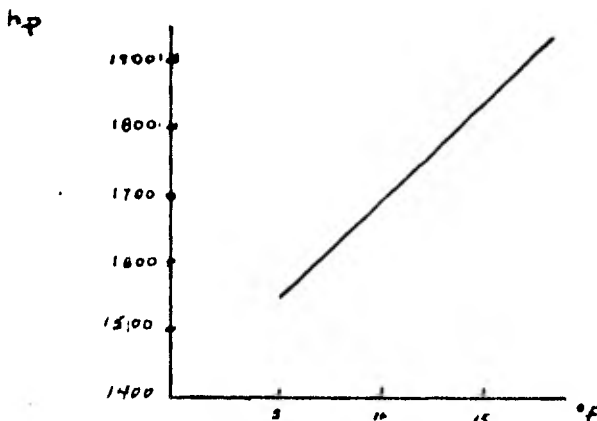
A fin de facilitar el estudio de todas las variables que intervienen en el diseño de un determinado equipo, a fin de poder elaborar las ecuaciones para el análisis integral del proceso, se han elaborado gráficas que contribuyen a establecer relaciones entre una o más variables de una manera rápida y sencilla. Las siguientes figuras son una muestra de ello:



EFFECTO DEL GRADIENTE DE ACERCAMIENTO SOBRE EL AREA REQUERIDA DE UN INTERCAMBIADOR DE GAS.



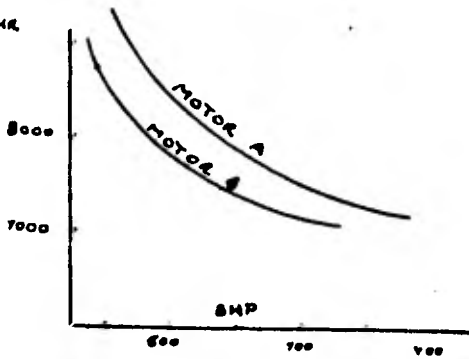
EFFECTO DEL GRADIENTE DE ACERCAMIENTO SOBRE EL COSTO DE COMBUSTIBLE EN UN SISTEMA REFRIGERANTE.



EFFECTO DEL GRADO DE ACERCAMIENTO SOBRE EL CONSUMO DE COMBUSTIBLE.

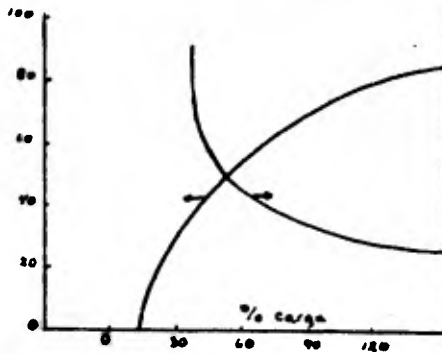
BTU

BHP - HR



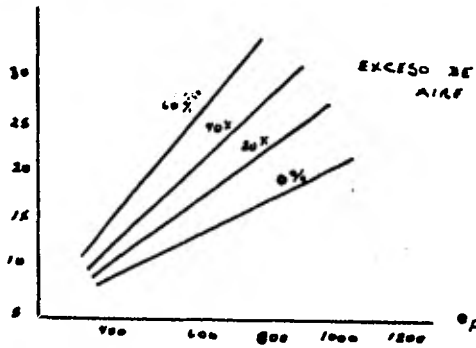
EFFECTO DE LA CARGA DEL MOTOR SOBRE LA ECONOMIA EN EL CONSUMO DE COMBUSTIBLE.

% E



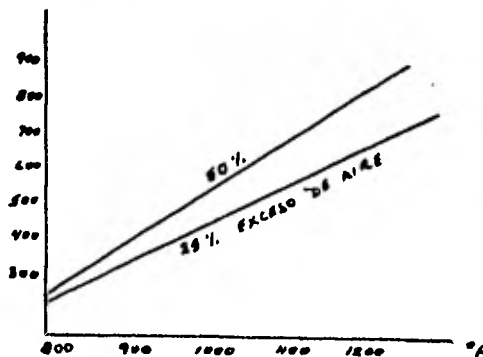
EFFECTO DE LA CARGA DEL MOTOR SOBRE LA EFICIENCIA DEL MISMO Y EL CONSUMO UNITARIO DE ENERGIA.

ENERGIA PERDIDA
% DE COMBUSTIBLE



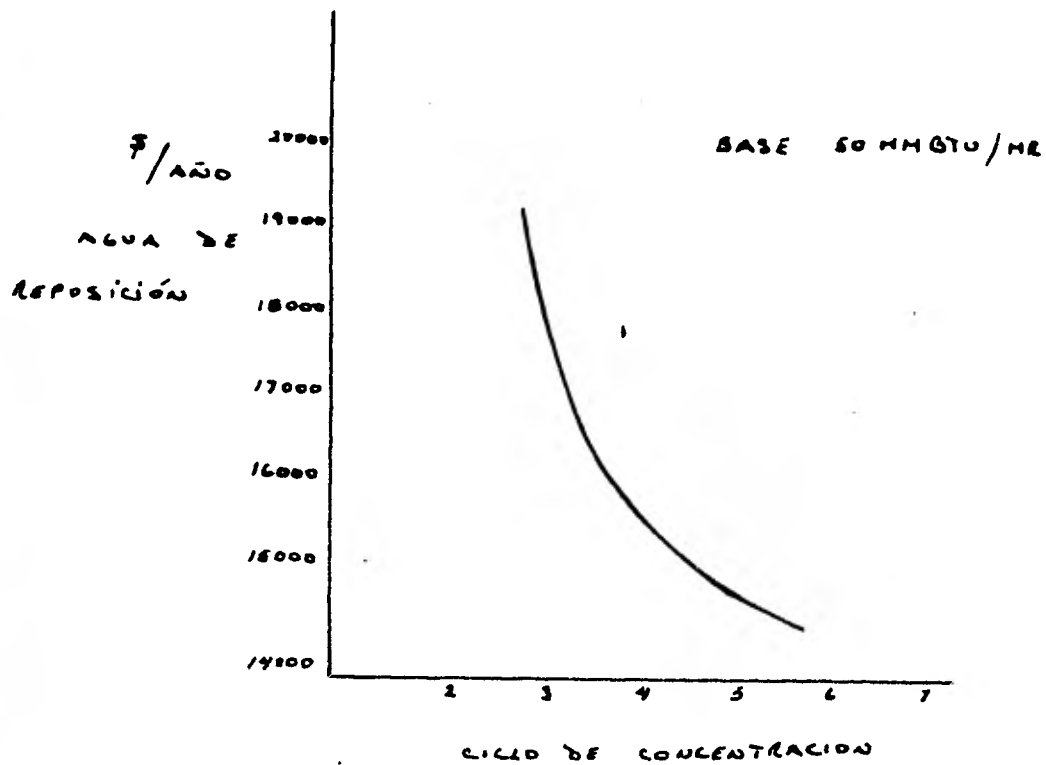
EFFECTO DEL EXCESO DE AIRE Y LA TEMPERATURA SOBRE LAS PERDIDAS DE ENERGIA.

MMBTU/DIA



EFFECTO DE LA TEMPERATURA DE COMBUSTION SOBRE EL CONSUMO DE COMBUSTIBLE PARA UN QUEMADOR DE AZUFRE.

EFFECTO DE LOS CICLOS DE CONCENTRACION SOBRE EL COSTO DE OPERACION DE UNA TORRE DE ENFRIAMIENTO.



IX
BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

- "Build and run plants to save energy"
Fred A. Jones
Hydrocarbon Processing, July 1974
Págs. 89 - 93
- "Refiners can save energy too"
Robert I. Taylor
Hydrocarbon Processing, July 1976
Págs. 91 - 95
- "Better plant design saves energy"
Henry Duckhan and James Fleming
Hydrocarbon Processing, July 1976
Págs. 78 - 84
- "Alternatives for energy conservation in a new project"
J. S. Fitt & D. H. G. Thorne
The oil and gas Journal, April 23, 1979
Págs. 61 - 65
- "Design plants to save energy"
J. E. Hayden & W.H. Levers
Hydrocarbon Processing, July 1973
Págs. 72 - 75
- "Preflash saves heat in crude unit"
W. D. Harbert
Hydrocarbon Processing, July 1978
Págs. 123 - 125

- "Chemical Recycle can save energy"
P. K. Mathur & T. W. F. Russell
Hydrocarbon Processing, July 1978
Págs. 89 - 94
- "Recover energy with introduction generators"
R. L. Nallen
Hydrocarbon Processing, July 1978
Págs. 103 - 106
- "Thermodynamics helps you predict selling price"
Sommerfeld & Lenk
Chemical Engineering, May 4, 1970
Págs. 136 - 138
- "First Steps in cutting steam costs"
D. L. May
Chemical Engineering, Nov. 12, 1973
Págs. 228 - 232
- "Power recovery cuts energy costs"
S. S. Brown
API Report Energy Conservation Systems
Hydrocarbon Processing, May, 1973
Págs. 87 - 91
- "Perspectives for wasted heat Recovery by means of
organic fluid cycles"
G. Angelino & V. Moroni
Journal of Energy for Power, April 1973
Págs. 75 - 83

- "Heat Exchanger Optimization"
S. K. Jenssen
Chemical Engineering Progress, July 1969
Vol. 65 N° 7, Pags. 59 - 66
- "Realities of energy management"
Chauncey Starr
Hydrocarbon Processing, July 1973
Págs. 54 - 56
- "Optimize heat train design"
J. F. Frith, B. M. Bergen & M. M. Shreehan
Hydrocarbon Processing, July 1973
Págs. 89 - 91
- "Thermodynamics and energy conservation"
H. R. Null
AIChE today Series, 1974
- "Plan Plant energy Conservation"
M. G. Whitcomb & F. M. Orr
Hydrocarbon Processing, July 1973
Págs. 65 - 66
- "Save energy in plant operations"
G. Frank Moore
Hydrocarbon Processing, July 1973
Págs. 67 - 71
- "How energy affects life cycle costs"
F. C. Jelen & C.L. Yaws
Hydrocarbon Processing, July 1977
Págs. 89 - 91

- "Conserve energy resources"
Chauncey Starr
Hydrocarbon Processing, July 1974
Págs. 87 - 88

- "Reduce Process heater fuel"
A. M. Woodard
Hydrocarbon Processing, July 1974
Págs. 106 - 108

- "Can steam Turbines save energy"
R. Wickl & R. Sparmann
Hydrocarbon Processing, July 1974
Págs. 109 - 112

- "Energy conservation in distillation"
T. W. Mix, J.S. Dweck, M. Weinberg & R.C. Armstrong
AIChE Symposium Series Nº 1972, Vol. 76, 1980

- "Ahorro de Energía por Análisis de Proceso"
A. Aranguren García
Ingeniería Química, Nov. 1980

- "A Check list for energy Conservation"
Kastuo Shiroko & Tomio Umeda
Bulletin of the Japanese Petroleum Institute
Vol. 19, Nº 2, Nov. 1977

- "Use of Turboexpanders with FCC"
Gilbert Millar
Hydrocarbon Processing, July 1978
Págs. 111 - 118

- "Energy Systems in Large processes plants"
John B. Slack
Chemical Engineering, Jan 24, 1972
Págs. 107 - 111
- "Energy Conservation in new plant design"
J. B. Fleming, J. R. Lambrix & M. R. Smith
Chemical Engineering, Jan. 21, 1974
Págs. 112 - 122
- "Turbines using too much steam"
H. Steen Johnsen
Hydrocarbon Processing, July 1973
Págs. 99 - 101
- "Use design innovation to save energy"
J. L. Lott & C.M. Sliepcevitch
Hydrocarbon Processing, July 1975
Págs. 81 - 85
- "System saves utility costs"
H. Lamoutte & E. Armstrong
Hydrocarbon Processing, July 1975
Págs. 91 - 92
- "Two Towers cheaper than one"
B. D. Tyreus & W. L. Luyben
Hydrocarbon Processing, July 1975
Págs. 93 - 96
- "Energy and Separation processes"
H. R. Null
AIChE Today Series, 1974

- "Limits to survival"
R. G. Thompson, J. Lievano & J.A. Calloway
Hydrocarbon Processing, July 1976
Págs. 71 - 77

- "Recover energy with exchangers"
James Fleming, Henry Duckman & J. Styslinger
Hydrocarbon Processing, July 1976
Págs. 101 - 104

- "Evaluate waste heat generators"
W. P. Knight
Hydrocarbon Processing, July 1978
Págs. 126 - 130

- "Applied Hydrocarbon Thermodynamics"
W. C. Edmister
Petroleum Refiner, June 1960
Vol. 39, Nº 6, Págs. 181 - 192

- "Turboexpanders recover energy"
V. H. Adadle
Hydrocarbon Processing, July 1973
Págs. 93 - 96