

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



**"ANALISIS DEL SISTEMA DE VACIO PARA UNA TORRE
DE DESTILACION DE RESIDUOS DEL PETROLEO."**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

RUBEN CONTRERAS GARCIA

1977



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.

CLAS Tesis 1977
ADQ M-45 ~~100~~ 10P
FECHA _____
PROC _____
• _____



QUIMICA

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE: ING. ALEJANDRO ANAYA DURAND.

VOCAL: ING. PABLO BARROETA G.

SECRETARIO: ING. ROBERTO ANDRADE CRUZ.

1er. SUPLENTE: M. EN C. ANTONIO FRIAS M.

2do. SUPLENTE: ING. CLAUDIO AGUILAR.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: BIBLIOTECAS Y CASA DEL SUS-
TENTANTE.

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTE: RUBEN CONTRERAS GARCIA.

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR DEL TEMA: ING. ALEJANDRO ANAYA D.

A MIS PADRES:

POR LA BONDAD, CARIÑO Y RES-
PETO QUE ME HAN BRINDADO EN-
LA VIDA.

CON AGRADECIMIENTO A MI ESPOSA:

LUCERO

QUE CON SU AMOR, AYUDA Y APOYO
MORAL ME HA IMPULSADO A UNA SU
PERACION CADA DIA MAYOR.

A MIS HERMANOS.

LILIA Y HECTOR.

QUE SIEMPRE ME HAN
ALENTADO A SEGUIR-
ADELANTE EN MIS ES
TUDIOS.

A MIS PROFESORES Y JURADO.

ING. ALEJANDRO ANAYA DURAND.

ING. ROBERTO ANDRADE CRUZ.

ING. PABLO BARROETA GONZALEZ.

M. EN C. ANTONIO FRIAS MENDOZA.

ING. CLAUDIO AGUILAR MARTINEZ.

POR SU AYUDA EN LA REALIZACION
DE ESTE TRABAJO.

A MI ESCUELA, FAC. DE QUIMICA
A MIS AMIGOS.
A MIS COMPAÑEROS.

I N D I C E

| | DESCRIPCION | PAGS. |
|--------------|---|-------|
| INTRODUCCION | | |
| CAPITULO I | GENERALIDADES | |
| | 1.1 Residuos de petróleo | 1 |
| | 1.2 Sistemas productores de vacío... | 6 |
| CAPITULO II | DESCRIPCION DEL PROCESO DE DESTILACION AL VACIO DE RESIDUOS DEL PETROLEO | 12 |
| CAPITULO III | GENERALIDADES SOBRE EYECTORES | 17 |
| | 3.1 Partes principales de los eyecto- res | 18 |
| | 3.2 Tipos de eyectores | 21 |
| | 3.3. Presión (Rangos y presiones de suc- ción y descarga, fallas y causas)... | 22 |
| | 3.4 Condensadores | 26 |
| | 3.5 Efecto del vapor húmedo y sobrecalen- tado | 30 |
| | 3.6 Tamaño de los eyectores | 30 |
| CAPITULO IV | METODO DE CALCULO | |
| | 4.1 Aire seco equivalente (ASE)..... | 32 |
| | 4.2 Filtración de aire | 36 |
| | 4.3 Consumo de agua | 38 |

| DESCRIPCION | PAGS. |
|---|-------|
| 4.4 Consumo de vapor | 42 |
| 4.5 Método de cálculo | 45 |
| CAPITULO V ANALISIS Y SISTEMAS DE REFRIGERACION DE AGUA | 47 |
| CAPITULO VI INSTALACION, OPERACION Y MANTENIMIENTO - DE EYECTORES | 59 |
| EJEMPLO NUMERICO | 66 |
| CONCLUSIONES | 73 |
| BIBLIOGRAFIA | |

INTRODUCCION

Los residuos del petróleo de una destilación primaria, normalmente conocidos como "Crudo Reducido" deben de ser tratados en una columna de Destilación para separarlos y poder obtener como destilado, Gasoleo y como Residuo, Asfalto.

Algunos compuestos son muy sensitivos al calor ó su punto de ebullición normal (punto de ebullición a presión atmosférica) es demasiado alto, no se pueden separar fácilmente en una operación de destilación atmosférica, ya que se podría alcanzar la temperatura a la cuál co-

mienza el cracking (descomposición térmica), deteriorando ó reduciendo la calidad de los productos obtenidos en dicha separación.

La temperatura de ebullición baja conforme se reduce la presión, por lo cuál es necesario efectuar -- destilaciones a presiones reducidas, en base a esto es por lo que el tratamiento ó separación de un crudo reducido, -- se efectúa por medio de una destilación al vacío.

Para crear el vacío se utilizan bombas de vacío ó bien eyectores, en un sistema de eyectores, sería interesante analizar si es conveniente la instalación de un pre-condensador para restar consumos de vapor y de agua en el sistema de eyectores.

Como normalmente en la descarga de la torre los gases que van a los eyectores son hidrocarburos, no -- condensables, aire y vapor de agua y las presiones normalmente son muy bajas, por lo que, la temperatura del vapor de agua que se va a condensar a esa presión es muy baja, con -- esto se requerirá que la temperatura del medio condensante sea muy baja, para lo cual se necesitaría de una unidad de refrigeración para obtener agua helada (chilled water) ó -- bien una unidad con un refrigerante.

CAPITULO I
GENERALIDADES

1.1 GENERALIDADES SOBRE RESIDUOS DEL PETROLEO.

Los productos que se obtienen de la destilación de un crudo reducido son, como destilado Gasoleo, - (los cuales se usan como lubricantes), como residuo, Asfalto y algunas veces sólidos (coque). La propiedad más importante de los residuos es la viscosidad, otras propiedades de importancia son: las cenizas y el contenido de Azufre. El azufre acentúa el contenido de las cenizas y -

puede causar corrosión a bajas temperaturas, además de - que es un contaminante del ambiente.

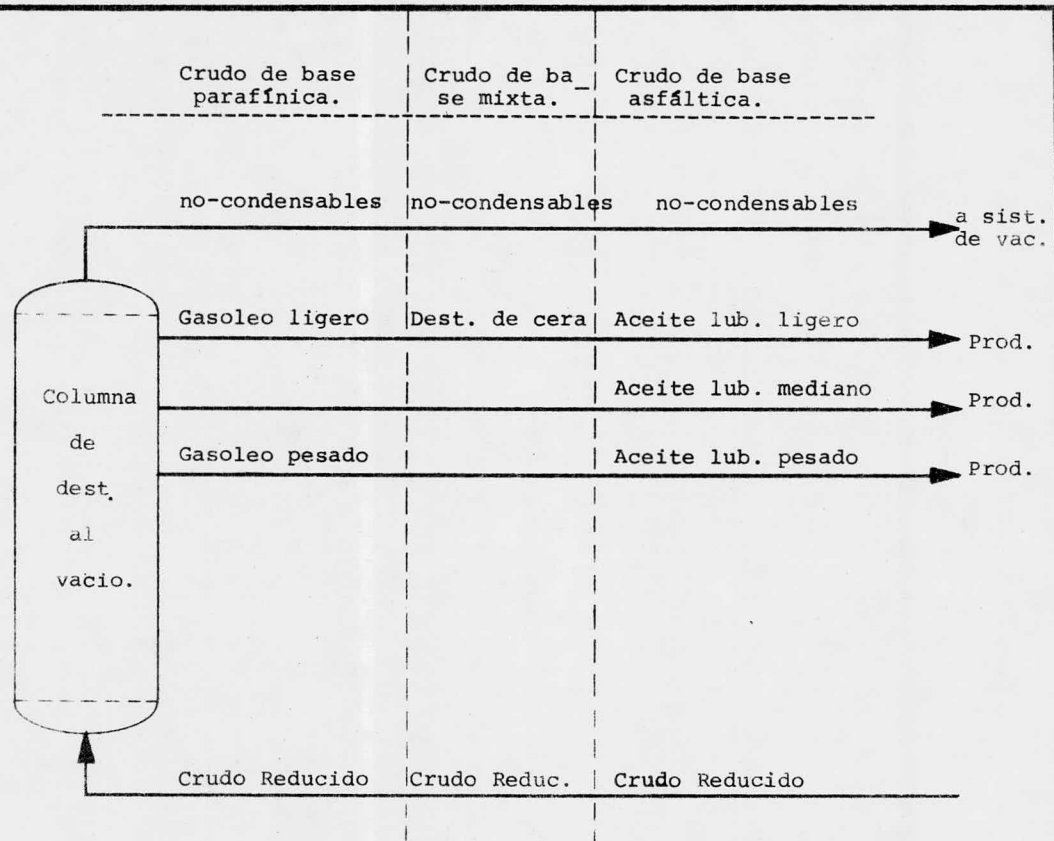
Los aceites lubricantes tienen una gran variedad de usos, variando desde aceites para transformadores, con viscosidades de 60 SSU A 100°F, hasta aceites pesados para cilindros, con viscosidades de 200 SSU a 210°F.

Cualquiera que sea su aplicación, un aceite debe de ser estable, tener un punto de flash alto y retener sus propiedades lubricantes en servicio. No debe contener demasiada parafina ya que ésta se congela a las temperaturas de operación y causaría problemas en los equi--pos de proceso.

Normalmente los aceites lubricantes tienen la base del crudo del cual se obtuvieron, por lo que se - puede dar, la siguiente clasificación para los crudos.

- 1.- Crudo de base Parafínica
- 2.- Crudo de base asfáltica
- 3.- Crudo de base Mixta (Parafínica y Asfáltica).

Tanto la parafina como el asfalto son pro--



Separación de un crudo reducido por destilación al vacío.

ductos indeseables en la obtención de aceites lubricantes ya que aumentan el punto de congelación de éstos.

La parafina presente en un aceite lubricante puede ser:

- a. Cera cristalina o parafina.
- b. Petrolato o Jalea de Petróleo.

La parafina normalmente se presenta en los destilados y el petrolato en los residuos. La parafina tiene una estructura bien definida, por lo que su separación no presenta grandes dificultades. Su separación se hace, enfriando los destilados parafinosos hasta una temperatura algo inferior a la del punto de congelación de la parafina, posteriormente se pasa a través de un filtro prensa, quedando la parafina en éste y pasando únicamente el aceite lubricante. En cambio el petrolato tiene una estructura microcristalina lo cual hace sumamente difícil su separación.

Los asfaltos son los menos estudiados de los productos del petróleo, probablemente porque son materiales complejos de valor relativamente bajo. Generalmen-

te se considera que son coloides de "Asfaltenos" y de "Resinas" en aceites.

Los asfaltenos son sólidos color café muy obscuro, solubles en benceno, pero no en solventes parafínicos ligeros. Se dilatan con calentamiento y después se descomponen en sustancias parecidas al coque. Químicamente los asfaltenos están constituídos por Carbono e Hidrógeno, con concentraciones apreciables de Azufre, Oxígeno y Nitrógeno.

Las resinas son compuestos altamente adhesivos, de color café y semisólidas. Un asfalto típico para pavimentación puede contener 28% de asfaltenos y 40% de resinas.

Los asfaltos se producen de las porciones más pesadas de ciertos crudos, la cantidad de asfalto que se obtiene en la destilación de un crudo reducido depende del crudo que se está destilando, por ejemplo, se han destilado ciertos crudos en donde se ha logrado obtener asfalto hasta en un 65% en peso del crudo.

La propiedad física más importante del asfalto es la viscosidad, la cual se mide empíricamente --

por el espesor de penetración de una aguja pesada en una prueba estandar. Otras propiedades importantes de los asfaltos son, el punto de reblandecimiento, resiliencia, ductilidad y la resistencia a la tensión.

Las propiedades físicas de asfaltos producidos de crudos aromáticos se afectan bastante con la temperatura, en cambio las propiedades físicas de asfaltos de crudos parafínicos se ven menos afectados. Los asfaltos con altos contenidos de cera o parafina no son de buena calidad, ya que ésta reduce la adhesividad y la flexibilidad del asfalto a baja temperatura.

Para la separación de crudos reducidos, lubricantes y asfalto, lo más utilizado en la industria Petroquímica es la destilación al vacío, ya que una destilación de este tipo convenientemente conducida, dá resultados más económicos que si se trataran por otro medio.

El asfalto se puede separar con solventes orgánicos, ya que es muy soluble en esta clase de solventes, lo que no ocurre con las parafinas. La separación del asfalto por medio de la destilación al vacío se debe a diferentes razones, las principales son:

- 1.- Se reduce la temperatura de ebullición de los aceites y del asfalto al reducir la presión de operación. - - Usualmente este tipo de destilación, para residuos de una destilación primaria, se efectúa entre 30 mm Hg y 80 mm Hg, no obstante, se han trabajado a presiones - más bajas.
- 2.- Este tipo de destilación es una de las operaciones - más baratas en la industria del Petróleo. Por ejemplo, se podría separar el asfalto con solventes, pero la - operación de extracción con solventes es más cara en - costos iniciales y en gastos de operación.
- 3.- El asfalto no presenta dificultades al separarse por - otros métodos, pero la parafina presenta serios pro- - blemas al tratarse con solventes, lo cual no pasa si - se separa por medio de destilación al vacío.

1.2 SISTEMAS DE VACIO

Hay dos formas de efectuar destilaciones al vacío, la primera, es la destilación en forma seca, en este caso únicamente se cuenta con los gases de proceso y la se gunda, es la destilación con arrastre de vapor, en la cual-

además de contar con los gases de proceso, se cuenta con el vapor alimentado a la columna para efectuar el arrastre.

Para efectuar este tipo de destilaciones hay que crear un vacío, para lo cual existen diferentes maneras de hacerlo, una de ellas es usando bombas mecánicas productoras de vacío y otra manera es por medio de eyectores, equipos que se trabajan normalmente con vapor.

Más adelante se hace una breve comparación entre estos dos tipos de sistemas para crear un vacío y se dice por que se prefieren los eyectores.

Este tipo de sistemas productores de vacío (Eyectores) es el usado normalmente en el tratamiento de los residuos del Petróleo, por lo que su estudio y buen conocimiento es tan importante como la misma destilación.

Un mal diseño en el sistema productor de vacío provocaría que la columna de destilación no trabajara a la presión deseada, o bien, que la presión tenga variaciones por el mal comportamiento de los eyectores.

En la industria del Petróleo, únicamente se usa el eyector de chorro de vapor para producir vacío en-

torres de destilación para la separación de crudos reducidos.

Los eyectores presentan muchas ventajas sobre cualquier tipo de bomba mecánica, las cuales se pueden resumir de la siguiente manera:

-Los eyectores no tienen partes móviles como las bombas mecánicas.

-El mantenimiento de los eyectores es sumamente bajo comparado con el de las bombas mecánicas.

-Los eyectores tienen una operación silenciosa, cosa que no tienen las bombas mecánicas.

-Los costos de operación de los eyectores es más bajo que el de las bombas mecánicas.

-Los eyectores tienen una operación mucho más simple que el de las bombas mecánicas.

-La eficiencia de un eyector es mucho mayor que la de cualquier bomba mecánica.

-Un eyector puede manejar cualquier tipo de vapores, húmedos, secos, etc., sin presentar grandes problemas en su funcionamiento.

-Los eyectores pueden desarrollar cualquier vacío requerido para una operación industrial.

Por estas razones se recomienda y prefiere el empleo de eyectores de chorro de vapor (Steam Jet Ejector), y no usar bombas mecánicas para producir un cierto vacío en una torre de destilación.

Hay varias formas de instalar un sistema productor de vacío a una torre de destilación, por ejemplo, en la figura I.1 se muestra un arreglo típico de un sistema de vacío, el cual consiste de un condensador de tubos y coraza vertical para productos del domo de la torre, pasando únicamente los vapores no-condensables al sistema productor del vacío. Este arreglo es típico para destilaciones al vacío con arrastre de vapor.

El equipo usado en este sistema consta de un precondensador de superficie, un sistema de eyectores de dos etapas con un inter-condensador barométrico (o bien se puede usar un intercondensador de superficie que es lo que se usa en la industria del petróleo, debido a que en los condensadores barométricos se contamina el agua de conden-

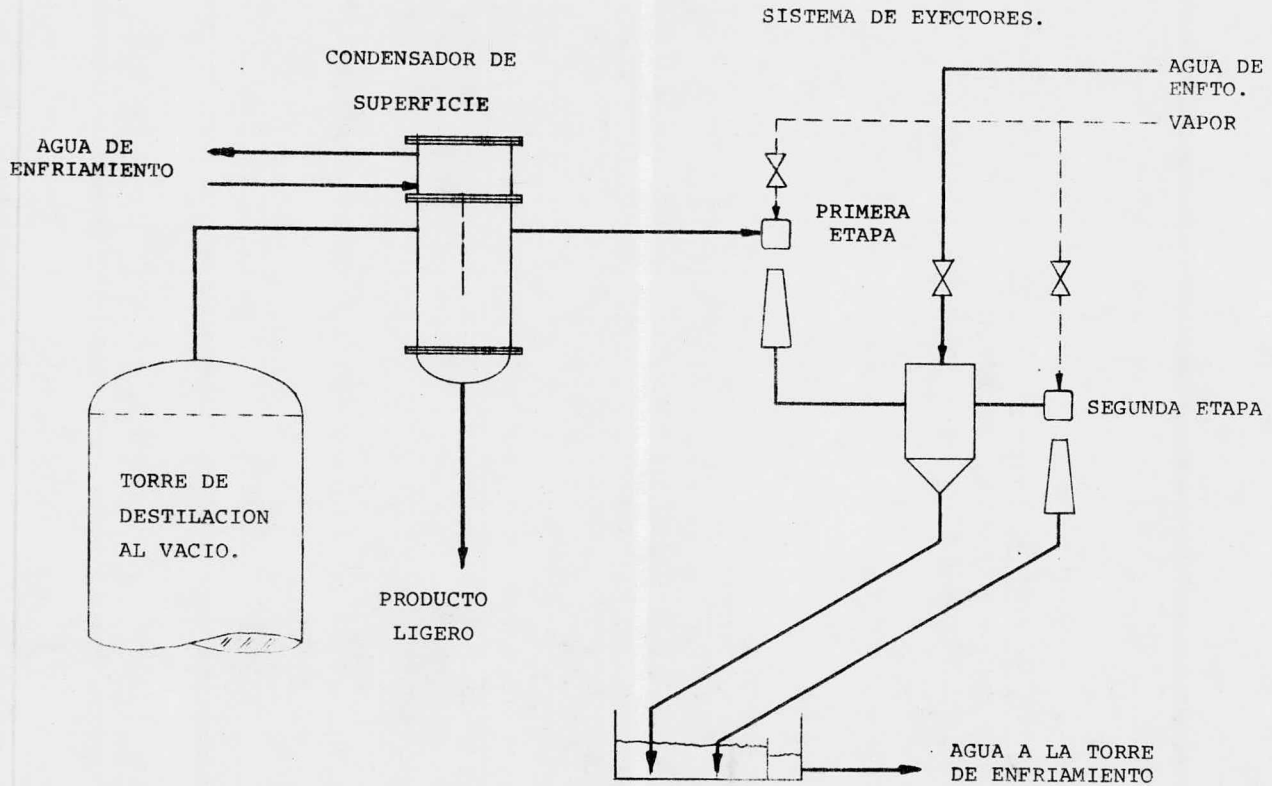


FIG. I-1. ARREGLO DE EYECTORES, CON PRE-CONDENSADOR DE SUPERFICIE.

| | | |
|----------|------------------------|------|
| TESIS | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977 |
| U.N.A.M. | | |

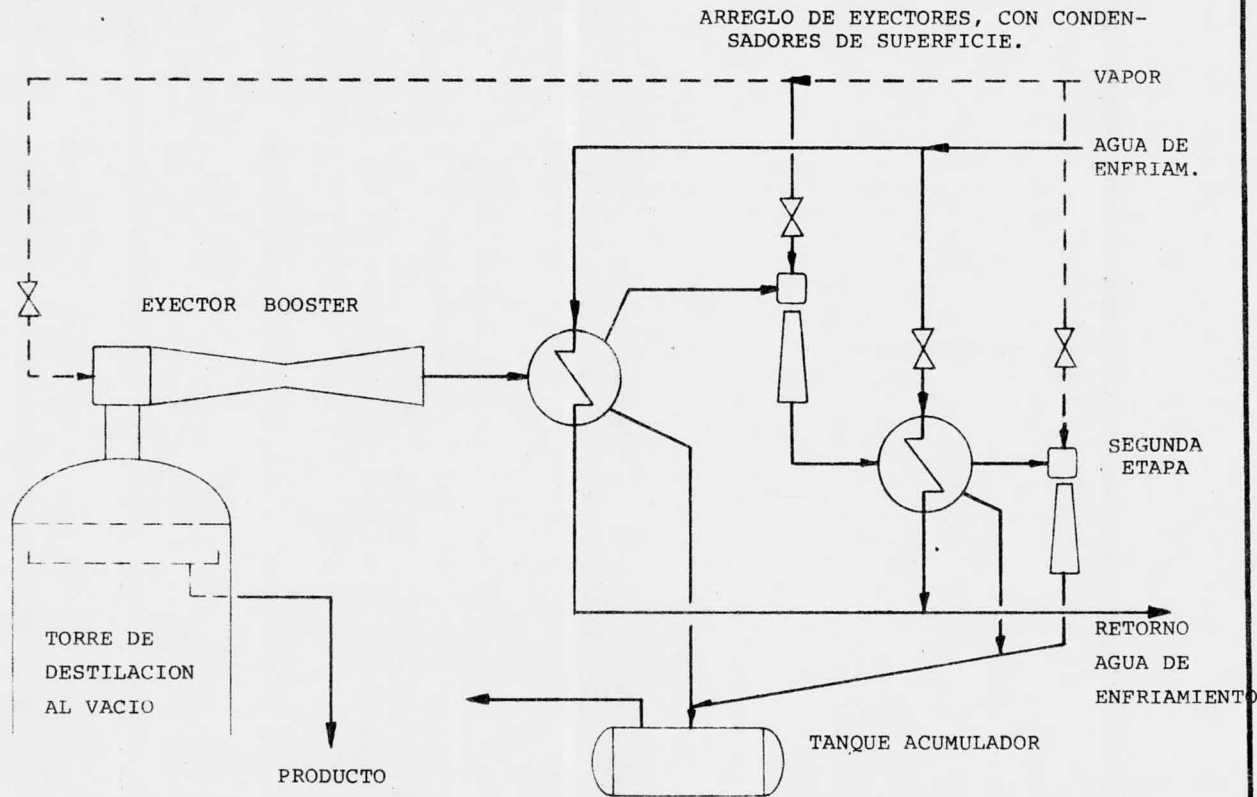


FIG. I-2 ARREGLO DE EYECTORES CON EYECTOR TIPO BOOSTER PARA VOLUMEN GRANDE

| | | |
|-------------|------------------------|-------|
| TESIS | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977. |
| U. N. A. M. | | |

sación).

En la figura I.2 se muestra otro tipo de -- arreglo para producir vacío, el cual consiste de un eyec-- tor tipo Booster, conectado a un pre-condensador y un sis-- tema de eyectores con intercondensadores de superficie.

Estos precondensadores se utilizan, para con densar hidrocarburos, que no hayan sido condensados en la torre al realizarse el reflujo y no para condensar vapor -- de agua, para efectuar esto se requeriría de un medio con-- densante muy frío (digamos entre 40-60°F).

Este tipo de sistema con condensador horizon tal es mejor que el anterior, ya que en el condensador ho-- rizontal la caída de presión es menor y además se cuenta -- con un eyector Booster, el cual se usa cuando se manejan -- grandes cantidades de vapores. Aquí se tienen condensado-- res de superficie para no contaminar el condensado, ni el -- agua de enfriamiento.

Otro tipo de arreglo sería tener el condensa dor de superficie, incrustado en la coraza de la torre. -- Con este tipo de arreglo se tiene una caída de presión me--

nor que en los dos casos anteriores, pero tiene el inconveniente de que la coraza de la torre debe ser más grande - para poder colocar el condensador, el cual, puede ser horizontal o vertical. Tomándose este como una etapa de la columna, de aquí los vapores salientes pasan por un - - pre-condensador de superficie, quedando el sistema productor de vacío, como se indicó en el caso anterior.

Otro tipo de arreglo comunmente usado, es - el de usar únicamente el sistema productor de vacío sin tener un pre-condensador. En este caso, todos los vapores salientes de la torre pasan al primer paso de eyectores, - requiriéndose un sistema más grande y por lo tanto más - costoso.

Estos son los arreglos de sistemas de vacío y torres de destilación comunmente usados en la industria del petróleo, pero no son todos, hay una gran cantidad de arreglos. Para decidir cual es el que se debe usar, hay - que hacer un estudio económico preliminar, considerando - gastos fijos de equipo y gastos de operación.

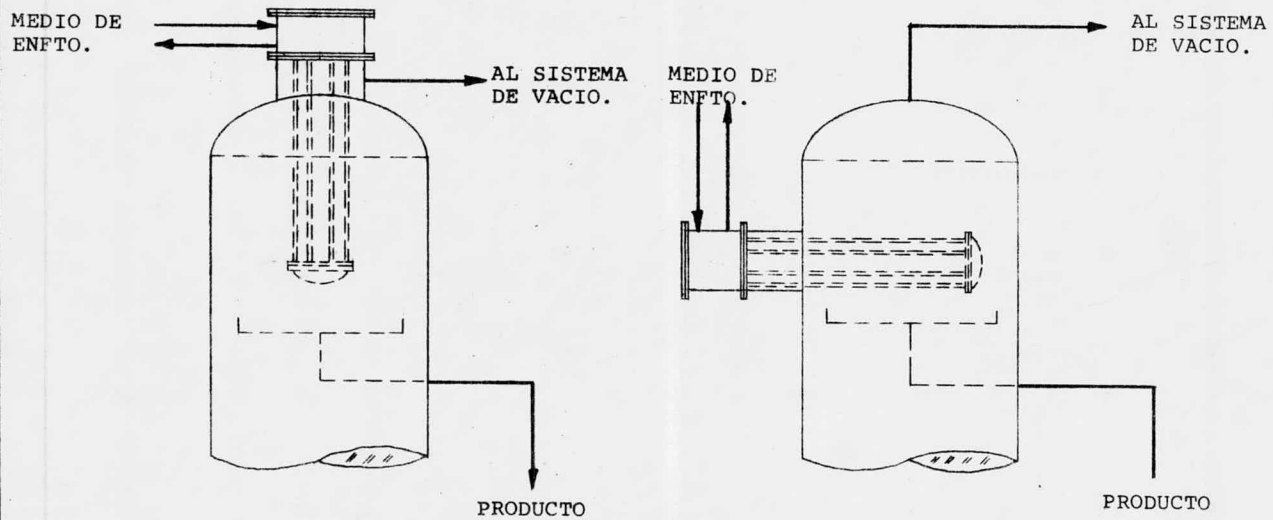


FIG. I-3. ARREGLO DE CONDENSADORES INTEGRADOS AL CUERPO DE LA TORRE DE DESTILACION.

| | | |
|----------|------------------------|-------|
| TESIS | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977. |
| U.N.A.M. | | |

CAPITULO II

DESCRIPCION DEL PROCESO

Para la descripción del proceso se tomarán dos ejemplos, uno de destilación al vacío con arrastre de vapor y el otro de destilación al vacío en forma seca.

Estos ejemplos no son generales, sino específicos, por lo que no deberán tomarse como base, sino solamente como una ayuda para sistemas semejantes, puesto - que las temperaturas dependen de la presión que se tenga en la torre.

El crudo reducido que se obtiene en la destilación primaria, normalmente tiene una temperatura entre 650 - 700°F el cual pasa a través de un pre-calentador de fuego directo, en donde, el crudo reducido obtendrá la temperatura necesaria para ser alimentado a la torre de vacío.

La alimentación normalmente es a una temperatura de 695°F y con una vaporización que se encuentra entre el 40 - 60% del crudo reducido total alimentado, este entra en la torre de vacío, la cual operará a una presión de 73 mm de Hg para el sistema de arrastre con vapor y de 30 mm de Hg. para el sistema de vacío seco.

Se obtienen cuatro corrientes de descarga, las cuales se descargan a diferentes alturas de la torre, estas corrientes son:

- a) Una de residuos de vacío (normalmente - asfalto).
- b) Una de gasoleo pesado.
- c) Una de gasoleo ligero.
- d) Una de vapores incondensables, aire filtrado y vapor de proceso.

| CORRIENTE | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 |
|------------------|---------|--------|-------------------|-------|-------|-------|--------|-------|-------|--------|--------|--------|-------|
| ESTADO FISICO | LIQ-VAP | VAP. | INCOND. VAPORE | LIQ | LIQ. | LIQ. | LIQ. | LIQ. | LIQ. | VAPOR | LIQ. | INCOND | COND. |
| Lb-MOL/ HR | 615 | 283 | 37 283 | 210 | 68 | 175 | 489 | 230 | 129 | 1,200 | 166444 | 37 | 1450 |
| PESO MOLECULAR | 460 | 18 | 35 18 | 600 | 450 | 450 | 450 | 325 | 325 | 18 | 18 | 35 | 18 |
| DENSIDAD, API | 15.4 | - | - | 6 | 19.7 | 19.7 | 19.7 | 28 | 28 | - | - | - | - |
| BARRILES/DIA | 20,000 | - | - | 8,400 | 2,098 | 5,800 | 15,088 | 5,800 | 2,874 | - | - | - | - |
| TEMPERATURA, °F. | 695 | 400 | 140 | 665 | 637 | 637 | 515 | 495 | 180 | 422 | 95 | - | - |
| PRESION, mm Hg. | 73 | 100(1) | 45 | 68 | 68 | 68 | - | 55 | - | 315(1) | 75(1) | - | - |

(1) PSIAS

(2) 8% DEL VAPORE SE MEZCLA CON EL CRUDO REDUCIDO PARA EVITAR LA COAGULACION.

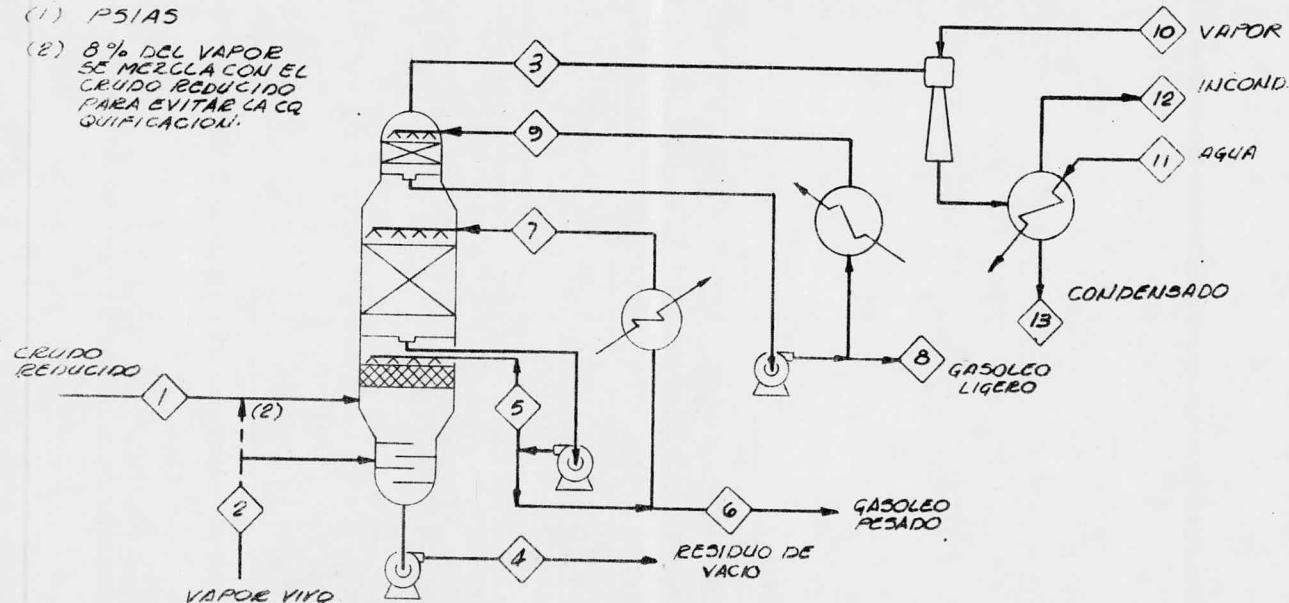


FIG. II-1. Destilación al vacío con arrastre de vapor.

| | | |
|----------|------------------------|-------|
| TESIS | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977. |
| U.N.A.M. | | |

| CORRIENTE | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 |
|-----------------|---------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|---------|------|---------|----|
| ESTADO FISICO | LIG-VAP | VAP. | LIG | LIG | LIG | LIG | LIG | LIG | VAP. | LIG. | VAP. | LIG | |
| Lb-MOL/HR | 3066 | 185.5 | 2156 | 1838 | 785 | 331 | 493 | 1184 | 1394 | 6772 | 87 | 1462 | |
| PESO MOLECULAR | 360 | 88 | 361 | 305 | 320 | 320 | 300 | 300 | 18 | 18 | 29 | 18 | |
| DENSIDAD, °API | 48.3(2) | — | 9.2 | 19.6 | 19.6 | 19.6 | 25.8 | 25.8 | — | 62.3(2) | — | 62.2(2) | |
| BARRILES/DIA | | | 53006 | 65660 | 18500 | 7758 | 11154 | 857 | — | — | — | — | |
| TEMPERATURA, °F | 745 | 150 | 680 | 435 | 565 | 565 | 120 | 430 | 422 | 90 | — | — | |
| PRESION, mm Hg. | 140 | 15 | 270(1) | 105(1) | 170(1) | 170(1) | 184(1) | 105(1) | 300(1) | 50(1) | — | — | |

- (1) PSIG.
- (2) LB/FT³
- (3) VAPOR VIVO PARA EVITAR LA COAGULACION.

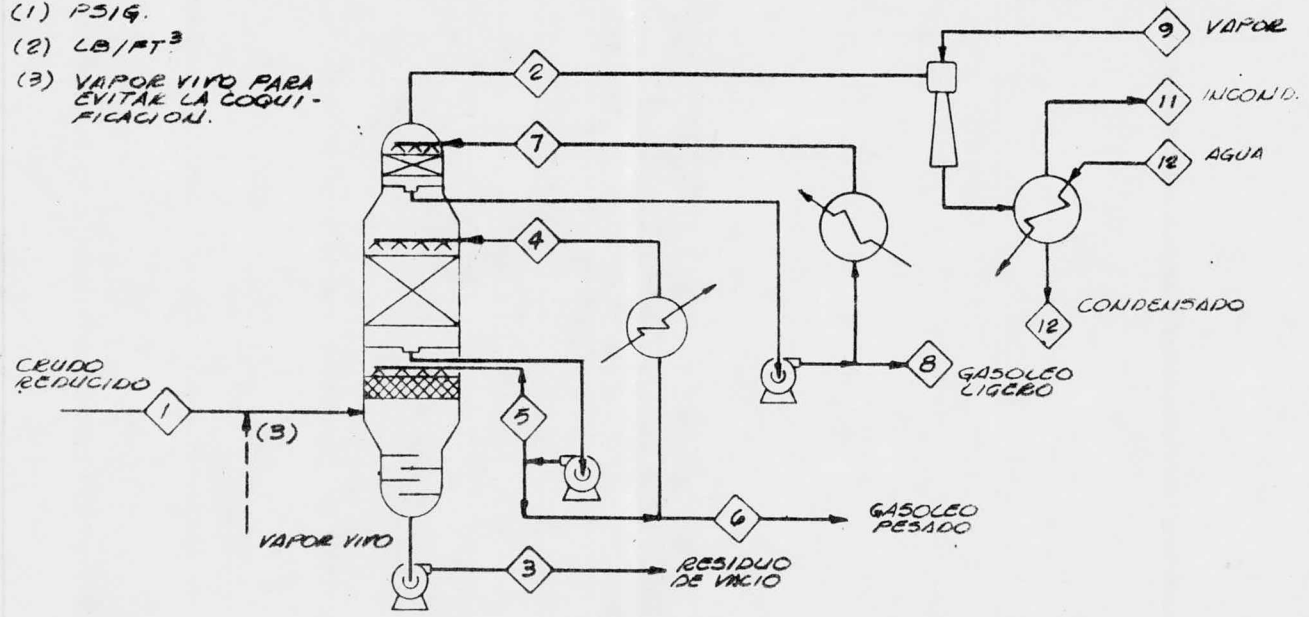


FIG. II-2. Destilación al vacío en forma seca.

La corriente de residuos de vacío se extrae de la torre a una temperatura de aproximadamente 665°F para el sistema de vacío con arrastre con vapor y de 698°F - aproximadamente para el sistema de vacío seco. De esta corriente se enfría una parte, la cual se recircula y otra parte se manda a una unidad reductora de viscosidad.

A una altura un poco superior se efectúa la extracción de gasoleo pesado, a una temperatura de 637°F aproximadamente para el sistema de vacío con arrastre de vapor y de 625°F aproximadamente para el sistema seco. Esta extracción es total, y una parte se regresa después de enfriarse a 515°F y de 435°F para el sistema de vacío con arrastre de vapor y seco respectivamente, otra parte se regresa a la torre, con el objeto de mantener húmeda la malla ELIMINADORA DE NIEBLA, la última parte de esta extracción es el producto, el cual, se manda almacenar ó a otro tratamiento.

Un poco más arriba de la extracción anterior se efectúa otra extracción la cual, corresponde a gasoleo ligero cuya temperatura será de 495°F y 430°F para los dos sistemas respectivamente. Esta corriente se divide

en dos ramales uno de estos ramales se regresa a la torre como reflujo después de enfriarse a 120° en un enfriador para el sistema de vacío con arrastre de vapor y a 120° para el sistema seco. Esta recirculación se hace con el objeto de eliminarle calor al producto y condensarlo, el otro ramal es el producto, el cual se manda a almacenar ó a otro tratamiento.

Por último, se extrae otra corriente por el domo de la torre aquí se extraen los vapores no-condensables, el vapor de proceso para el sistema con arrastre de vapor a una temperatura de 140°F aproximadamente, en cambio para el sistema seco únicamente se extraen los vapores no-condensables a una temperatura de 150°F . Esta corriente se extrae del sistema de destilación por medio del sistema productor de vacío normalmente como se dijo anteriormente, en el capítulo # I, por medio de eyectores.

En los eyectores se mezclan, el vapor de alta presión y los no-condensables provenientes de la torre. Para el sistema de destilación al vacío con arrastre de vapor se recomienda el uso de un pre-condensador de tal manera que, al eyector solo llegarán los no-conden

sables y el vapor de agua no condensado.

Esta mezcla se pasa a través de un intercon
densador de tal manera que se condensarán los vapores con-
densables (vapor de agua). Este condensado se manda al que
mador y/o a un nuevo fraccionamiento atmosférico. Los vapo
res no-condensables, pasarán a la siguiente etapa de los -
eyectores, repitiéndose el ciclo anterior.

CAPITULO III

EYECTORES

Los eyectores son un tipo de bomba ó compresor, los cuales se usan para bombear gases, vapores ó mezclar líquidos ó bien para obtener un vacío deseado.

Este tipo de equipo es muy usado en la industria química y petroquímica para crear vacío en diversos equipos tales como en deaeradores, evaporadores, cristalizadores, condensadores, deodorizadores de aceites lubricantes, refrigeración al vacío (Steam vacuum refrigeraton), en fundición de metales, en la destilación, etc.

Un eyector es un equipo simple y sin partes-móviles como ya se dijo en el primer capítulo, además de - las ventajas que se dieron anteriormente se pueden agregar las siguientes:

- Construcción simple
- Capacidad de manejar enormes volúmenes de gases en equipos, de tamaño relativamente chicos.
- Menor requerimiento de mantenimiento
- Operación simple.

III.1. PARTES PRINCIPALES DE LOS EYECTORES.

- 1.- Cámara de Vapor.- Esta parte es la conexión a través de la cual se introduce vapor motriz de alta presión.
- 2.- Cámara de Succión.- Esta parte provee una cámara plena con las conexiones apropiadas para la succión, difusor y el orificio del vapor motriz. Puede eliminarse algunas veces incorporando el difusor y el orificio - del vapor motriz al recipiente que va a ser evacuado.
- 3.- Orificio del vapor motriz.- Esta parte es el corazón de un eyector, ya que convierte la energía de presión en energía de velocidad y dirige el flujo de vapor mo-

triz dentro del difusor.

- 4.- Entrada del difusor.- Esta parte provee una sección - introductoria correctamente formada y sección convergente del difusor para manejar el flujo de fluidos a - alta velocidad. Es en esta sección, donde se completa el mezclado del vapor motriz y la carga de fluidos y - también donde la energía de velocidad, se empieza a -- convertir en energía de presión.
- 5.- Sección de estrangulamiento.- Esta parte es la pieza de transición entre la entrada supersónica convergente del difusor y la salida subsónica divergente del difusor.
- 6.- Salida del difusor.- Esta parte provee una sección de forma divergente donde se completa la conversión de -- energía de velocidad en energía de presión. Después de que el fluido ha pasado por la estrangulación del difusor, el flujo es esencialmente subsónico. La sección - de salida del difusor reduce posteriormente la velocidad del fluido a un valor razonable, hasta convertir - la velocidad en energía de presión.

Todas las partes del eyector descritas anterior-

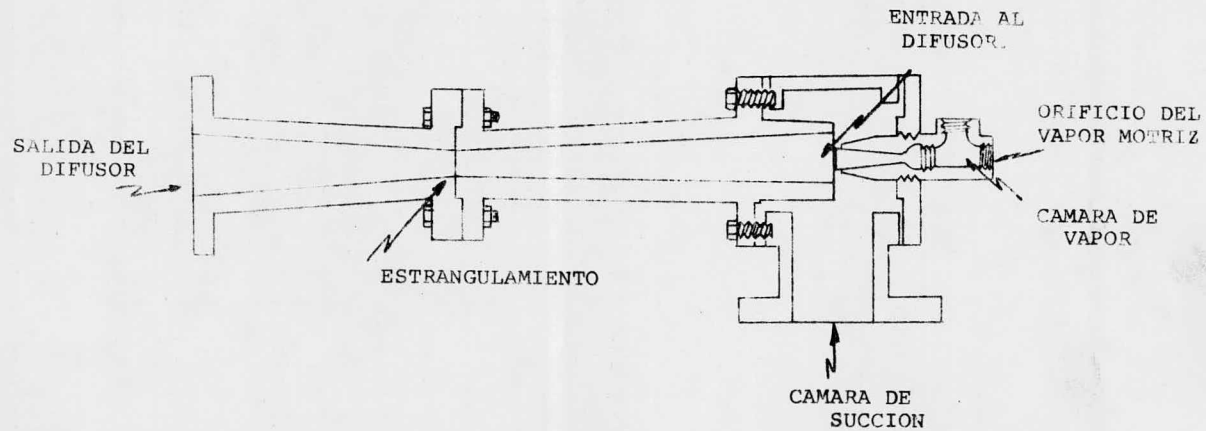


FIG. III-1. PARTES PRINCIPALES DE UN EYECTOR.

| | | |
|----------|------------------------|-------|
| TESIS | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977. |
| U.N.A.M. | | |

mente se muestran esquemáticamente en la fig. III-1. (5)

Operación de los eyectores.

Los eyectores operan por la acción de una corriente de alta presión, normalmente vapor, el cual entra a una cámara de vapor pasando a través de un orificio y saliendo de éste a una muy elevada velocidad (velocidad supersónica). El aire, gas, vapor ó líquido de proceso entra al eyector a través de un orificio ó entrada de succión pasando a la cámara de succión en donde es arrastrado, por y dentro de la corriente de elevada velocidad (a la cual se le denomina, en caso de ser vapor, vapor motriz) esta nueva mezcla entra al difusor, en donde la energía de velocidades es convertida en energía de presión, la cual, es mayor que la presión del fluido de proceso, pero, considerablemente menor que la presión del fluido motriz.

El rango de vacío de los eyectores es sumamente amplio, pudiéndose producir vacíos tan elevados como 1 micrón (0.001 mm) de Hg., según el arreglo de eyectores que se diseñe.

III.2. TIPOS DE EYECTORES.

Los eyectores más comunes son el de agua y el de vapor. Los eyectores de agua se usan para crear un vacío modesto o bien para mezclar líquidos, en cambio el eyector de vapor se usa para crear vacío, con un rango muy amplio, el cual puede ser desde 29" Hg. hasta 1 micrón - - - (0.001 mm) de Hg.

Hay diferentes tipos de eyectores, como por ejemplo, cierto tipo de eyectores tienen una sola curva de capacidad fija como se muestra en la fig. III.2. En este tipo de eyectores la capacidad es una función absoluta de la succión del gas de proceso, por lo que, si se aumenta la presión del vapor motriz no aumentará la capacidad del eyector.

En realidad lo que pasa es lo siguiente, al aumentar la presión del vapor motriz habrá un exceso de este vapor en el difusor, por lo que se producirá un efecto de choque en el estrangulamiento del difusor.

En cambio, otro tipo de eyectores tienen una familia de curvas como se muestra en la fig. III.3 (4) - en donde la capacidad del eyector es una función de la pre-

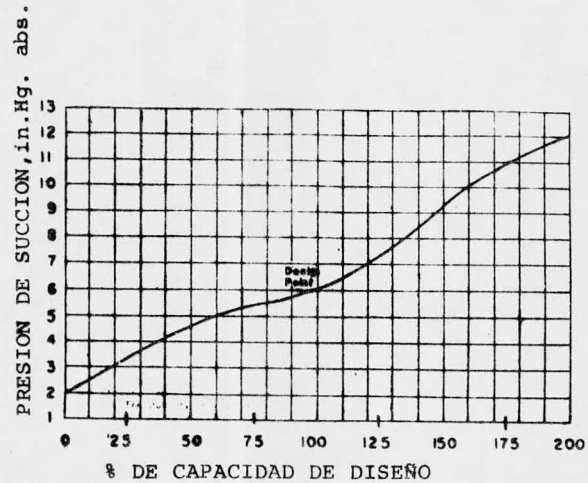


FIG. III-2. CURVA DE UN EYECTOR.

| | | |
|----------|------------------------|-------|
| TESIS | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977. |
| U.N.A.M. | | |

PRESION DE SUCCION, in. Hg. abs.

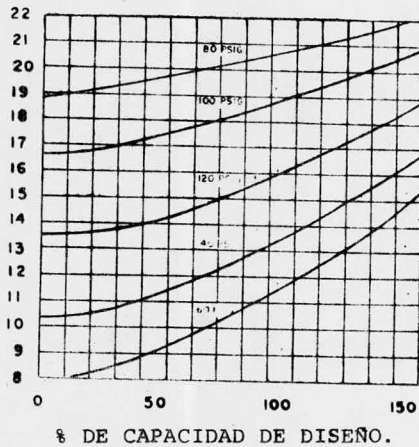


FIG. III-3. FAMILIA DE CURVAS DE EYECTORES DE TIPO ESTRANGULADO.

TESIS
U.N.A.M.

RUBEN CONTRERAS GARCIA

1977.

sión del vapor motriz. Este tipo de eyectores reciben una denominación especial que es, "Eyectores de tipo estrangulado", puesto que la capacidad de estos eyectores se puede variar, variando la presión del vapor motriz.

En este tipo de eyectores la relación de presión de descarga a presión de succión (P_d/P_s) es más chica que aquella de los eyectores de capacidad fija.

III.3. PRESION

Las figs. III.4 (4) y III.5. (11) muestran el rango de vacío que se puede producir y el número de etapas necesarias para crear el vacío requerido, los eyectores se pueden arreglar de varias formas, como puede verse en la misma fig. III.5. (11)

La figura III.4 (4) muestra, una gráfica de capacidad vs. presión de succión y como parámetros el número de etapas, esto indica que según la capacidad que se tenga y la presión que se requiera será el arreglo del sistema de vacío.

Por ejemplo, si se tiene una capacidad de -- 100 # de Gases no-condensables/hr. y una presión de succión

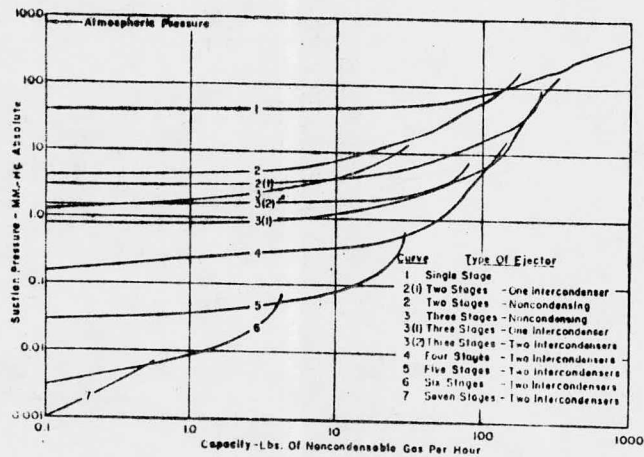





FIG. III-4. GRAFICA QUE MUESTRA LOS RANGOS DE PRESION Y ARRAGLOS DE EYECTORES.

EJECTOR SELECTION CHART

SHOWING:

OPERATING PRESSURE RANGE
EQUIPMENT FOR VARIOUS COMBINATIONS OF FLUIDS IN LOAD
HIGH WATER TEMPERATURE EFFECT ON EQUIPMENT

LEGEND:

-  "E" EJECTOR
-  "C" CONDENSER
-  NORMAL OVERLAP OF PRESSURE RANGE

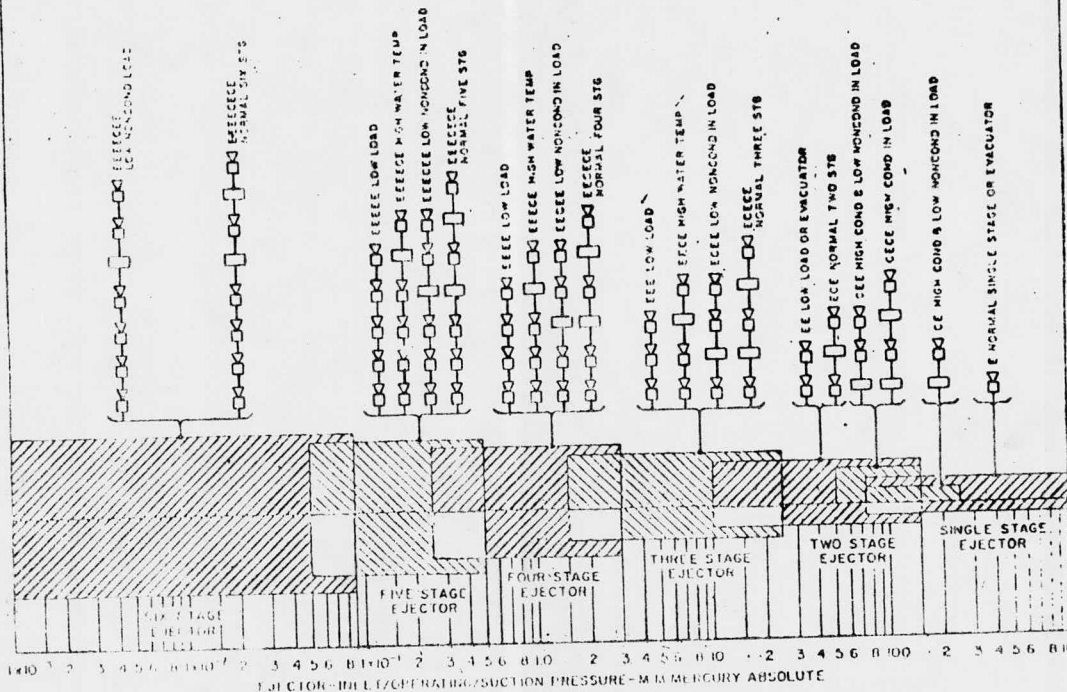


FIG. III-5. RANGOS DE PRESION Y ARREGLOS DE EYECTORES.

TESIS
U.N.A.M.

RUBEN CONTRERAS GARCIA

1977.

de 10 mm. Hg. abs. se necesitaría un arreglo como el mostrado por 3(2) ó sea se requeriría de un eyector de 3 etapas - con 2 inter-condensadores.

En un eyector de una etapa no se tienen intercondensadores, solamente pre-condensador y/o post-condensador. En cambio en eyectores de etapas múltiples, se usan intercondensadores, para reducir la carga a la etapa siguiente, resultando así un sistema más eficiente y económico.

Para una operación estable, la presión del vapor motriz debe de estar arriba de cierto nivel, por lo que él o los eyectores deberán diseñarse con la presión mínima esperada en la tubería del orificio del vapor motriz, ya que éste no operará eficientemente con presiones menores a la presión de diseño.

Presión de = Mínima presión esperada - 10 Psi.
Diseño en la línea del eyector

Para un eyector dado, un aumento en la presión del vapor motriz sobre la presión de diseño del eyector, aumentará el flujo del vapor a través del orificio del vapor, en proporción directa al aumento de la presión abso-

luta del vapor.

Si la presión del vapor se aumenta desde una región de operación inestable, el punto en el cual el eyector empieza a operar en forma estable, se le llama, "Presión de Recuperación", la cual es una función directa de la presión de descarga.

Si la presión de vapor se disminuye desde una región de operación estable, el punto en el cual el eyector empieza a operar en forma inestable, se le llama, "Presión de Falla".

Lo anteriormente dicho es unicamente para eyectores de capacidad fija, ya que los eyectores del tipo-estrangulado varían su capacidad conforme varía la presión del vapor motriz.

PRESIONES DE DESCARGA Y DE SUCCION.

La presión de succión sigue la curva de capacidad del eyector, variando con la carga de vapor de proceso y de no-condensables a la unidad.

Para la presión de descarga de un eyector debe tomarse por lo menos 1.0 psig. para asegurar el comportamiento.

La figura III.6 (4) indica el efecto del aumento en el consumo de vapor motriz al aumentar la contra presión y la fig. III-7 (4) muestra la contra-presión de descarga al aumentar la presión motriz.

PRINCIPALES FALLAS Y CAUSAS

1.- NO HAY VACIO

- A.- Uno o más de los orificios del eyector tapados.
- B.- La línea de succión puede estar abierta a la atmósfera.
- C.- No hay presión suficiente en el vapor motriz.
- D.- La tubería de descarga del condensador no está sumergida en el pozo caliente ó bien está rota.

2.- VACIO FLUCTUANTE

- A.- Puede haber congelamiento interno en los Boosters.
- B.- El vapor motriz está húmedo.

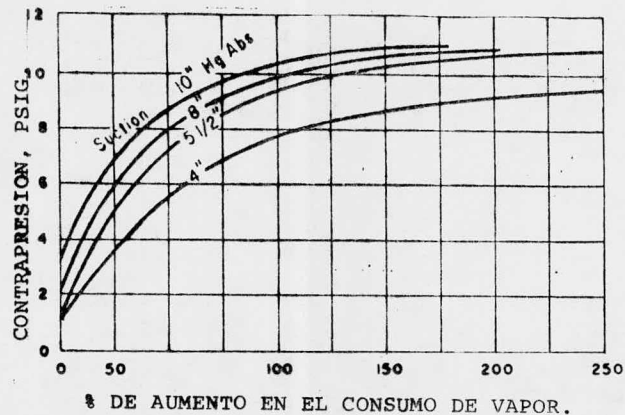


FIG. III-6. GRAFICA QUE MUESTRA EL AUMENTO EN EL CONSUMO DE VAPOR AL AUMENTAR LA CONTRA PRESION.

| | | |
|----------|------------------------|-------|
| TESIS | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977. |
| U.N.A.M. | | |

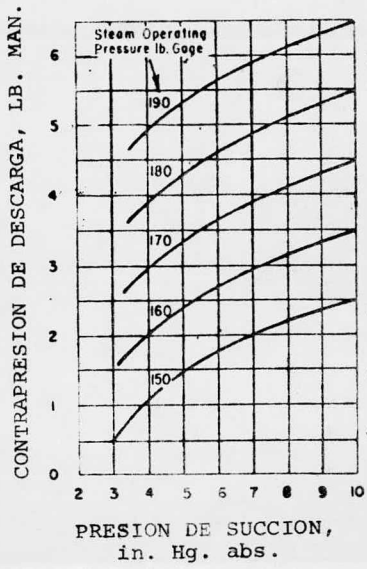


FIG. III-7. GRAFICA QUE MUESTRA EL CAMBIO EN LA CONTRAPRESION AL AUMENTAR LA-PRESION DEL VAPOR MOTRIZ.

3.- VACIO BAJO

- A.- La presión del vapor motriz es excesivamente alta ó insuficiente en uno ó más de los eyectores.
- B.- Filtros de vapor obstruidos.
- C.- Línea de succión de vapor obstruida.
- D.- Filtraciones de aire malas en la línea de vacío;- en uno o más de los eyectores; en uno o más de -- los condensadores.
- E.- Contrapresión excesiva en la línea de descarga.
- F.- Eyectores demasiado pequeños para manejar la carga.
- G.- Tubo de descarga del condensador obstruido.
- H.- Tubos ó coraza de condensador (es) obstruido.
- I.- Temperatura del agua de enfriamiento demasiado al ta.

III.4 CONDENSADORES

Los condensadores normalmente usados en los sistemas de eyectores son: el Barométrico (de contacto di--recto) y de Superficie (tubos y Coraza).

III.4.1. Descripción y Recomendación.

A los condensadores usados en un sistema productor de vacío, por medio de eyectores, se les nombra de diferentes formas.

- a. Pre-condensadores. Este tipo de condensador se localiza entre la torre de destilación al vacío y el primer paso del sistema de eyectores y se recomienda usarlo cuando las condiciones de presión y temperatura del agua de enfriamiento, permitan la condensación de los vapores, reduciendo así la carga de operación y de diseño del eyector.
- b. Inter-condensador. Este tipo de condensador se localiza entre cada etapa del sistema de eyectores y se usa para condensar los vapores de una etapa, reduciendo la carga a la etapa siguiente y por consiguiente la carga necesaria de vapor motriz para la siguiente etapa.
- c. Post-condensador. Este tipo de condensador se localiza después de la última etapa del sistema de eyectores, normalmente se trabaja a pre-

si3n atmosf3rica.

No afecta la economía del vapor, ni el comportamiento del eyector, pero sirven y se usan muchas veces para apagar el ruido que causa el vapor al descargar a la atm3sfera.

III.4.2. Comparaci3n entre condensadores de superficie y barom3tricos.

Los llamados condensadores de superficie (tubos y coraza) presentan ciertas ventajas y desventajas sobre los condensadores barom3tricos (contacto directo).

Ventajas:

1. No mezclan el agua de enfriamiento con el condensado, permitiendo as3, la recuperaci3n total de 3ste.
2. La bomba utilizada para mover el condensado es m3s chica que aquella requerida para el condensador barom3trico.
3. Se requiere menos n3mero de precauciones para trabajar con sustancias corrosivas, venenosas 3 radioactivas.
4. No contaminan el agua de enfriamiento, por lo que, no se necesita un tratamiento posterior.

Desventajas:

1. Los condensadores de Superficie, son mucho más caros -- que los condensadores barométricos, requeridos para -- efectuar el mismo servicio.
2. Los condensadores de Superficie, requieren de un mayor mantenimiento que los barométricos.
3. En los condensadores de Superficie, los problemas de corosión son mayores, debido a que en los barométricos, el medio corrosivo se diluye con el agua de enfriamiento.
4. Los vapores de presiones de vapor relativamente alta, -- los cuales son solubles en agua, se condensan mejor en los condensadores barométricos que en los condensado--res de superficie, debido al efecto diluyente del agua de enfriamiento.

Para los condensadores de superficie se recomienda que la temperatura de salida de los vapores no condensables sea más o menos 7.5° F inferior a la temperatura de vapor saturado a la presión absoluta en el condensador.

Para los condensadores barométricos se recomienda que la temperatura a la salida de los vapores no cono

densables sea más ó menos 5° F superior a la temperatura de entrada del agua de enfriamiento.

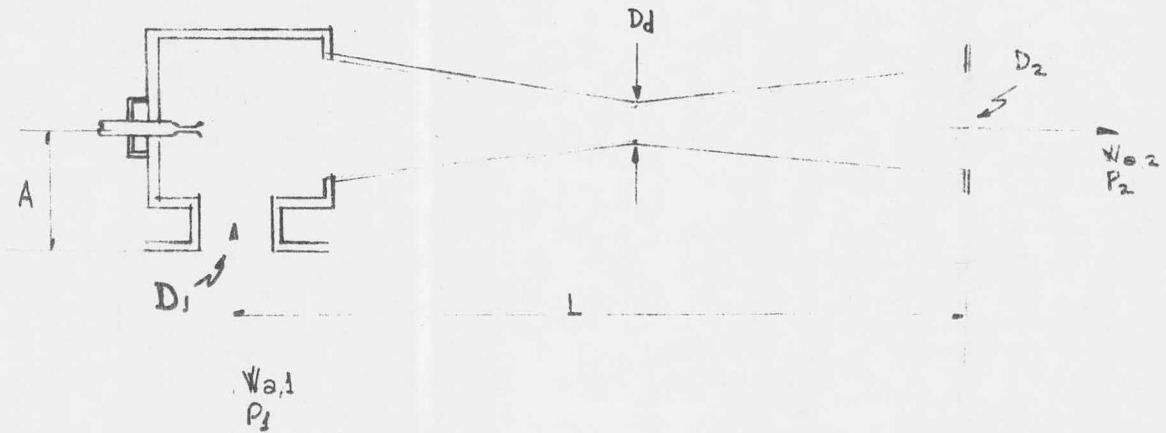
III.5. EFECTO DEL VAPOR HUMEDO Y SOBRECALENTADO.

El vapor húmedo erode el orificio del vapor - del eyector e interfiere con el comportamiento del mismo, - obstruyendo el orificio con pequeñas gotas de agua que se van formando con la humedad. Este efecto es de bastante con sideración y usualmente se refleja en un vacío fluctuante.- Se puede eliminar la mayor parte de la humedad, usando un - separador de vapor, eliminándose así hasta un 98-99% en pe- so del contenido de humedad. Por lo que se recomienda el -- uso de un vapor ligeramente sobrecalentado, este efecto de- be de considerarse en el diseño del eyector.

No se recomienda un alto grado de sobrecalen- tamiento ya que el aumento en la energía disponible es com- pensado por el decremento en la densidad del vapor.

III.6 TAMAÑO DE LOS EYECTORES

Para conocer el tamaño aproximado de los - - eyectores se usan las siguientes fórmulas:



$$D_3 = 2 \left(\frac{V_{a.1}}{P_1} \right)^{0.48}$$

$$D_2 = \frac{3}{4} D_1$$

$$L = 9 D_1$$

$$A = 2.5 (D_1)^{2/3}$$

$$D_d = 0.94 \left(\frac{V_{a.2}}{P_2} \right)^{0.5}$$

El tamaño exacto de los eyectores se obtiene únicamente de los fabricantes, pero muchas veces es necesario hacer una estimación, digamos cuando se está haciendo la ingeniería de detalle y no se conozca el tamaño real.

CAPITULO IV
METODO DE CALCULO

IV-1.- AIRE SECO EQUIVALENTE. (ASE)

Una vez determinado el flujo en peso actual- que manejará el eyector (1er. Paso) es necesario obtener ó- cambiar esta carga a una base común para determinar el con- sumo de vapor. La base generalmente usada, es el flujo en - peso equivalente de aire seco a 70°F, el cual, se comporta- rá exactamente como la carga actual del eyector y requerirá la misma cantidad de vapor motriz.

La cantidad de fluido manejado por una libra

de vapor motriz operando entre límites de presión constante, aumenta con el peso Molecular y disminuye con la temperatura del fluido.

$$\text{Aire seco equivalente a } 70^{\circ}\text{F} = \frac{\text{Flujo del Gas } (\#/h)}{\text{Relación por Temp.} \times \text{Relación por P.M.}}$$

La relación de arrastre por temperatura y la relación de arrastre por Peso Molecular se encuentra en las figuras IV.1 (12) y IV.2 (12) respectivamente.

Son varios los casos en los cuales se tiene que calcular la cantidad de aire equivalente, estos son:

1. Aire a diferente temperatura a 70°F
2. Mezclas de aire y vapor de agua.
3. Vapor de agua.
4. Mezclas de gases.
5. Mezclas de gases con vapor de agua.
6. Mezclas de gases y aire.
7. Mezclas de gases, aire y vapor de agua.

Los gases producidos en la destilación de -- los residuos del petróleo, caen dentro de la clasificación anterior en los puntos 6 y 7, por lo que se tratarán única

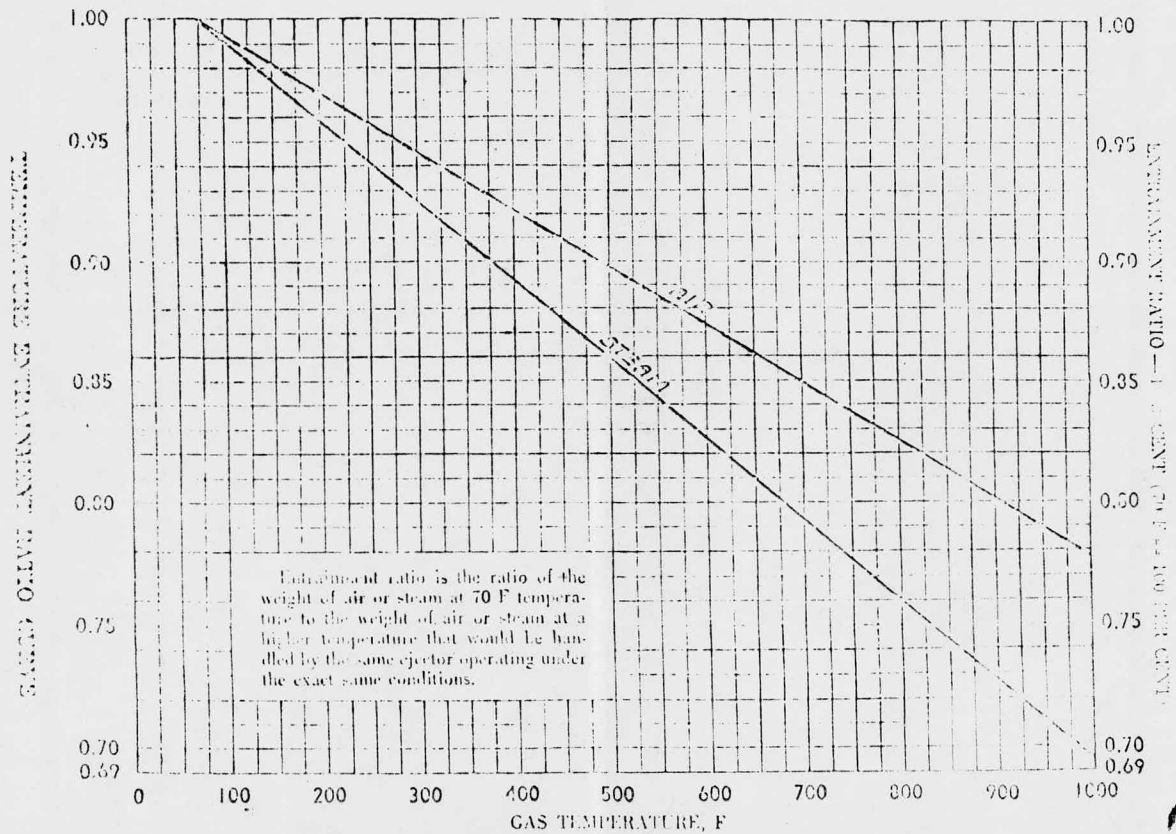


FIG. IV-1. RELACION DE ARRASTRE POR TEMPERATURA.

| | | |
|-------------|------------------------|------|
| TESIS | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977 |
| H. N. A. M. | | |

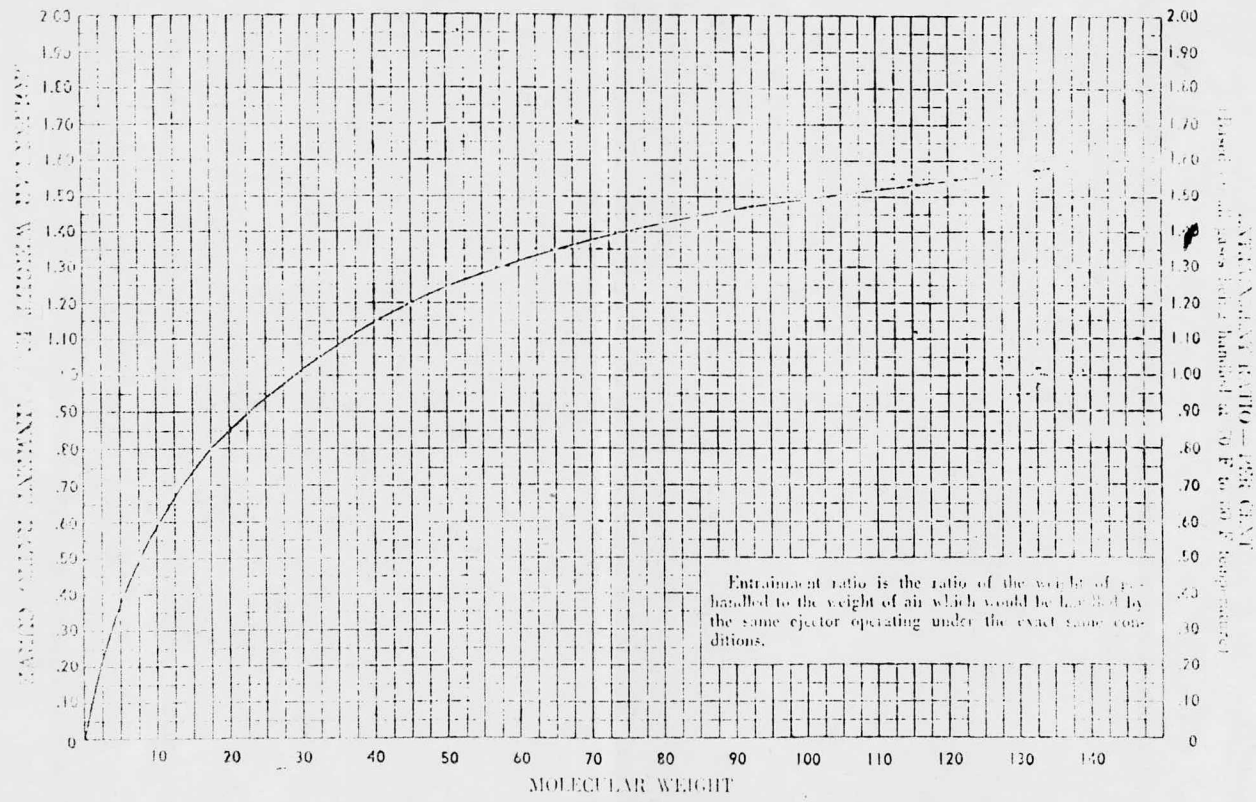


FIG. IV.2. RELACION DE ARRASTRE POR PESO MOLECULAR.

| | | |
|-------------------|------------------------|------|
| TESIS U.N.A.M. | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977 |
|-------------------|------------------------|------|

mente estos casos.

Para los otros casos, el lector deberá referirse a la literatura citada al final de este trabajo.

a) Mezclas de gas-aire.

Para este tipo de mezclas el aire seco equivalente se calcula de la siguiente manera.

- 1) Se encuentra el peso molecular promedio del gas.
- 2) Se encuentra la relación de arrastre por Peso Molecular con la figura # IV-2.
- 3) Se encuentra la relación de arrastre por temperatura.
- 4) Se divide al flujo total de la mezcla entre las relaciones encontradas en los puntos 2 y 3 (o sea entre la relación por P.M. y la relación por temp.)

b) Mezclas de gas-aire-vapor de agua.

Este tipo de mezcla se tiene cuando la destilación de los residuos del Petróleo, se ejecuta con arrastre de vapor.

La cantidad de aire seco equivalente se calcula de la siguiente manera:

- 1) Se encuentra la relación de arrastre por temperatura para el aire, de la fig. IV-1.
- 2) Se divide el flujo de aire entre la relación encontrada en el inciso anterior.
- 3) Se encuentra el peso molecular promedio de los vapores de hidrocarburos.
- 4) Se encuentra la relación de arrastre por peso molecular de la fig. IV-2.
- 5) Se encuentra la relación de arrastre por temperatura, de la figura IV-1.
- 6) Se divide el flujo de gases de hidrocarburos entre las relaciones encontradas en los incisos 4 y 5.
- 7) Se encuentra la relación de arrastre por peso molecular para el vapor de agua, de la fig. IV-2.
- 8) Se encuentra la relación de arrastre por temperatura, de la fig. IV-1.
- 9) Se divide el flujo de vapor de agua que sale por el domo de la torre entre las relaciones encontradas en los incisos 7 y 8.
- 10) Se suman los valores encontrados en los incisos 2, 6 y 9 y esa es la cantidad de aire seco equivalente que manejará el sistema de eyectores (1er. paso).

NOTA:

La relación de arrastre por temperatura es la misma para los 3 incisos (1, 5 y 8) ya que la corriente se tiene a una sola temperatura.

Otra forma de calcular el A.S.E. es:

- 1) Se calcula el peso molecular promedio de la corriente que va a los eyectores.
- 2) Se encuentra la relación de arrastre por peso molecular, de la fig. IV-2.
- 3) Se encuentra la relación de arrastre por temperatura, de la fig. IV-1.
- 4) Se divide el flujo total de esa corriente, entre, las relaciones encontradas en los incisos 2 y 3, esa es la cantidad de aire seco equivalente. (A. S. E.)

IV.2.- FILTRACION DE AIRE HACIA EL SISTEMA.

Pocos sistemas son completamente herméticos, ó sea, que no les entra aire, sin embargo algunos tienen velocidades de filtración bastante bajas.

La fig. IV-3 (5) ayuda a encontrar la cantidad de aire que se filtra al sistema en base al volumen to-

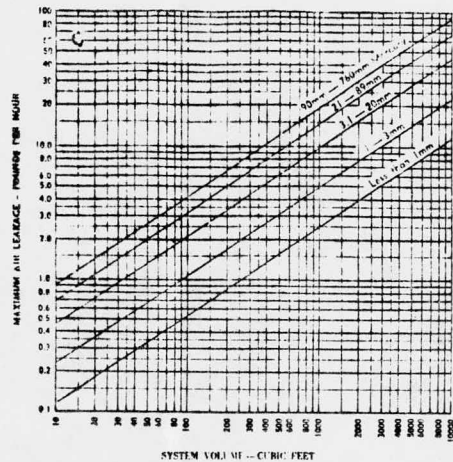


Fig. IV-3 Gráfica para encontrar la cantidad de aire filtrado, según la presión y volumen - total del sistema.

TESIS

U.N.A.M.

RUBEN CONTRERAS GARCIA

1977

tal del sistema y a la presión de succión.

La recomendación del instituto de intercam--
bio de calor es, que esa cantidad de filtración debe de du-
plicarse para encontrar la carga del eyector, pero cuando -
se usen agitadores ó flechas mecánicas en el sistema, a la-
carga del eyector se le deben de adicionar 5 #/h. por cada
agitador y por cada flecha mecánica.

Se dá a continuación una tabla, que ayuda --
también a encontrar las filtraciones de aire al sistema se-
gún los accesorios que se tengan en el sistema que está tra-
bajando a vacío.

La filtración de aire se efectúa en las co--
nexiones de las tuberías, como son, bridas, accesorios (co-
dos, tees, etc.), válvulas, instrumentos, etc.

| TIPO DE ACCESORIO | FILTRACION PROMEDIO DE AIRE lb/hr. |
|---|---------------------------------------|
| ----- | ----- |
| Conexiones atornilladas hasta 2 pulg. | 0.1 |
| Conexiones atornilladas mayores de 2 pulg. | 0.2 |
| Conexiones bridadas hasta 6 pulg. | 0.5 |

| | |
|--|-----|
| Conexiones bridadas mayores de 5 pulg. y hasta 24 pulg. incluyendo entradas hombre | 0.8 |
| Conexiones bridadas desde 6 pies en adelante | 0.2 |
| Válvulas, hasta 1/2 pulg. de diam. | 0.5 |
| Válvulas, mayores de 1/2 pulg. | 1.0 |
| Válvulas de tapón | 0.1 |
| Llave de desague ó purga | 0.2 |
| Mirillas de vidrio | 1.0 |
| Prensa-estopas con sello de liq. por cada pulg. de diam. en la flecha | 0.3 |
| Prensa-estopas ordinarias por cada pulg. de diam. en la flecha | 1.5 |
| Válvulas de seguridad y rompedoras de vacío por cada pulg. de diam. no- minal. | 1.0 |

IV.3.- CONSUMO DE AGUA.

Los dos tipos de condensadores, como ya se -
indicó anteriormente, en el Capítulo II, son el condensador
de contacto directo (Barométrico) y el condensador de Super-
ficie (tubos y coraza).

Para una carga dada, el condensador de Con-
tacto Directo, usa menos agua para condensar la misma cantii

dad de gases y enfría los gases no-condensables a una temperatura más baja (por lo tanto baja el tamaño del equipo de eyectores que se encuentran después de éste condensador).

Los condensadores de contacto directo a contra-corriente, usualmente se dimensionan sobre la base del flujo de agua requerido. Los condensadores de Superficie -- (tubos y coraza) también, como en el caso anterior, se dimensionan con los gastos de las corrientes, de gases que se van a condensar y del agua de enfriamiento.

El agua de enfriamiento, requerida para un condensador de contacto directo, puede calcularse, por medio de la siguiente fórmula:

$$F = \frac{Q}{500 R.}$$

Donde: F = Gasto de agua requerida, GPM.

Q = Calor total de transferencia, Btu/hr.

R = Incremento en la temperatura del agua de enfriamiento. °F.

Igualmente se calcula la cantidad de agua de enfriamiento para los condensadores de Superficie (tubos y coraza).

El calor total transferido consiste de calor sensible de los gases cargados y del calor de condensación de los gases condensables.

El aumento de temperatura del agua de enfriamiento, usualmente se fija por la aproximación tolerable al punto de rocío de la mezcla a la entrada. Esta diferencia entre el punto de rocío de la mezcla cargada y la temperatura de salida del agua, se conoce como, "La Diferencia de -- Temperatura Terminal".

Un valor promedio bueno para la diferencia de temperatura terminal, en la estimación de los requerimientos de agua, es de 5°F.

Cuando estén presentes en la carga, vapores condensables de aceites de hidrocarburos, puede estimarse el requerimiento de agua y el tamaño del condensador, considerando únicamente los vapores de estos aceites, cuando se trate de destilación al vacío en forma seca, y considerar los vapores de hidrocarburos y del vapor de agua, cuando se trate de destilación al vacío con arrastre de vapor.

Generalmente los vapores condensables de aceites, tienen presiones de vapor bastante bajas, por lo --

El calor total transferido consiste de calor sensible de los gases cargados y del calor de condensación de los gases condensables.

El aumento de temperatura del agua de enfriamiento, usualmente se fija por la aproximación tolerable al punto de rocío de la mezcla a la entrada. Esta diferencia entre el punto de rocío de la mezcla cargada y la temperatura de salida del agua, se conoce como, "La Diferencia de -- Temperatura Terminal".

Un valor promedio bueno para la diferencia de temperatura terminal, en la estimación de los requerimientos de agua, es de 5°F.

Cuando estén presentes en la carga, vapores condensables de aceites de hidrocarburos, puede estimarse el requerimiento de agua y el tamaño del condensador, considerando únicamente los vapores de estos aceites, cuando se trate de destilación al vacío en forma seca, y considerar los vapores de hidrocarburos y del vapor de agua, cuando se trate de destilación al vacío con arrastre de vapor.

Generalmente los vapores condensables de aceites, tienen presiones de vapor bastante bajas, por lo

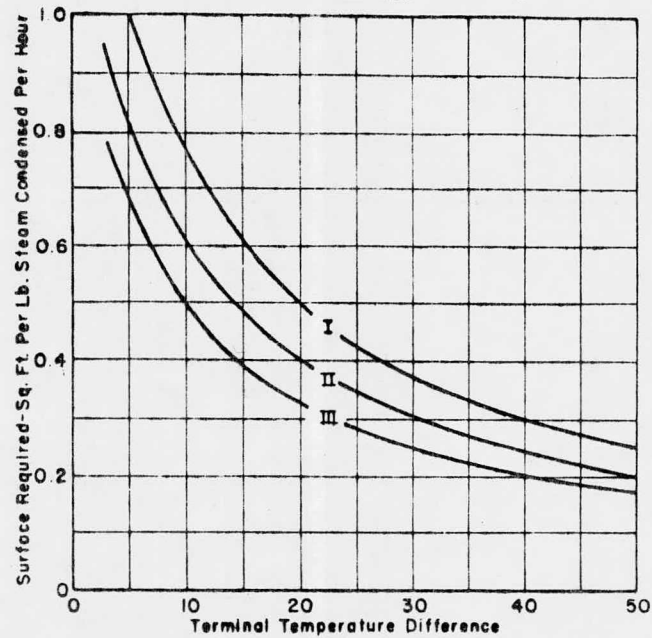


FIG. IV-4. GRAFICA PARA ENCONTRAR LA CANTIDAD DE AREA REQUERIDA EN CONDENSADORES.

| | | |
|----------|------------------------|------|
| TESTS | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977 |
| U.N.A.M. | | |

que permiten su condensación antes de que la mezcla vapor-de agua-gases no-condensables alcance su punto de rocío.

Requerimientos de agua para condensadores --
Barométricos según el Instituto de Intercambio de Calor. --
(HEI).

| Diam. coraza (in) | Req. Agua (GPM) |
|-------------------|-----------------|
| 18 | 170 |
| 24 | 350 |
| 30 | 600 |
| 36 | 900 |
| 48 | 1600 |
| 60 | 2500 |
| 72 | 3600 |
| 84 | 4900 |
| 96 | 6400 |
| 108 | 8300 |

Para los condensadores de superficie (tubos y coraza), conforme baja la diferencia de temperatura, la cantidad de agua requerida también baja, pero aumenta el -- área requerida para efectuar la transferencia de calor.

La gráfica No. IV.4 (4) indica la cantidad de área requerida (Ft²) por libra condensada, por hora, para condensadores con espejo de tubos fijos, la cual depende de la diferencia de temperatura terminal.

Esta gráfica está basada, en un enfriamiento

de los no-condensables hasta 10° F arriba de la temperatura de entrada del agua de enfriamiento, con un factor de enfriamiento de 0.003, que es común para este servicio. Estas curvas pierden precisión si el diseño se basa en grandes incrementos en la temperatura del agua de enfriamiento (digamos que 40° F) ó si la temperatura de salida se excede de 120° F.

IV-4.- CONSUMO DE VAPOR

El requerimiento exacto del consumo de vapor que tendrá un sistema de eyectores, se obtiene unicamente de las gráficas que proporcionan los fabricantes y las cuales están basadas en un comportamiento específico.

No obstante lo anterior, es deseable hacer una estimación preliminar, de cual será el consumo de vapor, para lo cual se dan ecuaciones y gráficas más adelante.

El primer paso para hacer esto es convertir la carga total de vapor de proceso especificado a una base-estandar, W_a en lb/hr de aire seco equivalente a 70° F, en la forma descrita en el inciso IV-1 de este capítulo. Si el

eyector es un sistema sin condensación, el vapor básico - - (Ra) puede obtenerse de la fig. IV-5 (11) el cual debe de - - corregirse para la presión actual del vapor motriz con el - - uso de un factor (Mp) que se encuentra en la figura IV-6 -- (11).

$$W_{s,m} = R_a M_p W_a \text{ \underline{\hspace{10em}} } \text{ IV-1}$$

Al resultado obtenido por la ecuación IV-1,- se le debe agregar un 10% para una presión de descarga de - 1.0 psig ó bien estabilidad sin carga.

Cuando se trata de sistemas de dos etapas -- con condensación y operando entre 15-100 mm Hg. abs. de presión de succión y específicamente para, aire-vapor de agua, se puede usar la fórmula desarrollada por Westbrook para -- calcular el consumo de vapor.

$$\frac{W_s}{W} = \frac{(P_s)^{0.6}}{49} \left[\frac{(P_s - 0.38P_w)}{P_s - P_w} \right]^{0.52} \text{ --IV-2}$$

ó bien utilizar el nomograma, fig. IV-6 (11) que es la resolución rápida de la ecuación IV-2. (13)

Cuando se trate de dos o más etapas con condensación, se puede usar la fig. IV-7 (11) para encontrar -

FIG. IV-6.

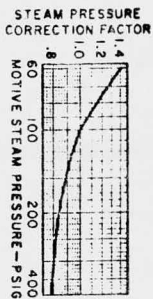


FIG. IV-5.

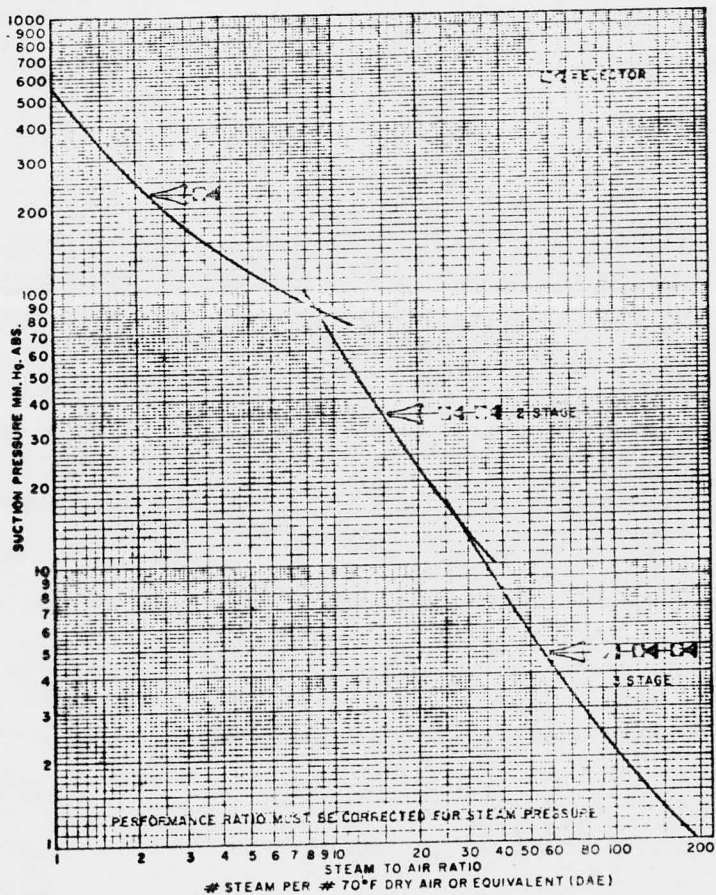


Fig. 8.

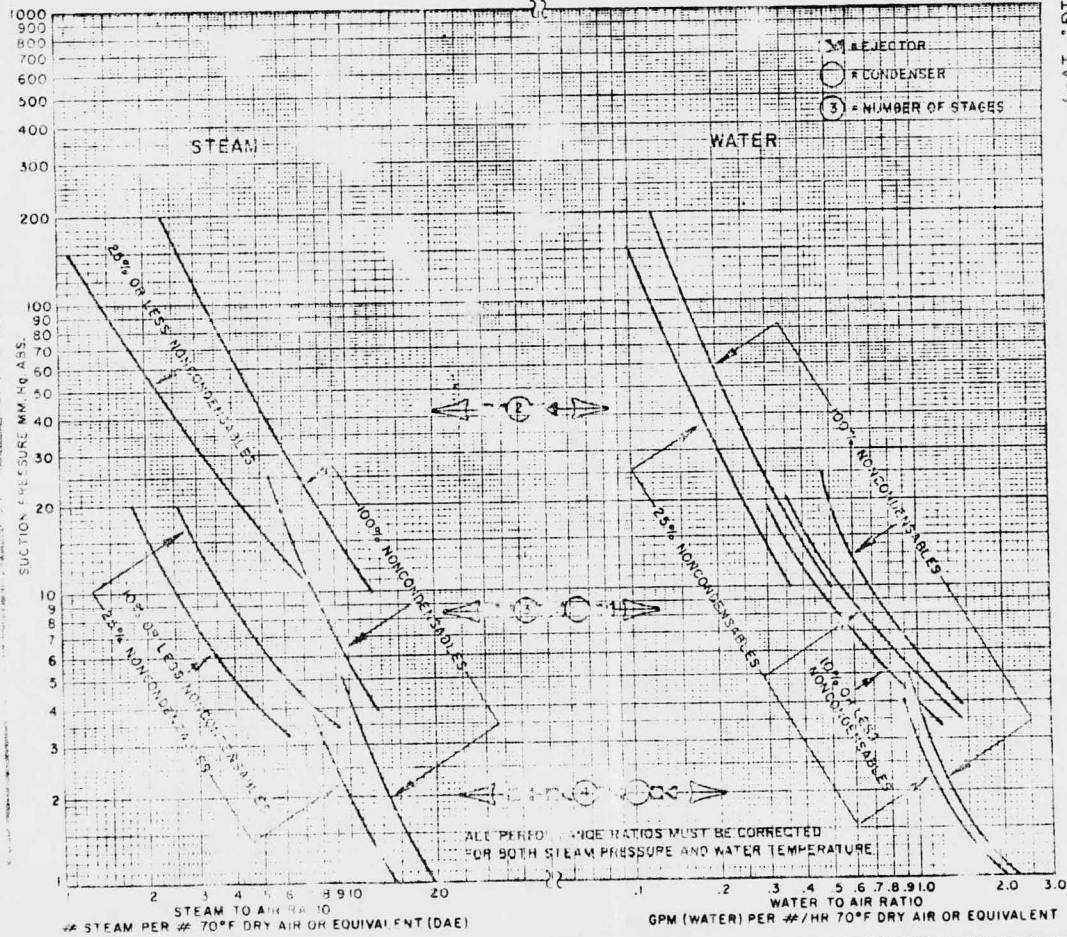


FIG. IV-7

STEAM PRESSURE CORRECTION FACTOR

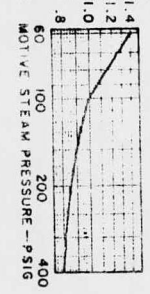
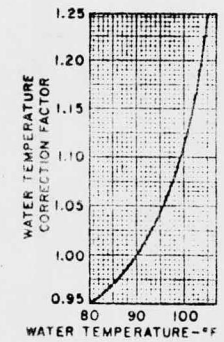


FIG. IV-8

FIG. IV-9



el consumo de vapor, para lo cual se debe hacer lo siguiente:

Con la presión de succión y el % de no-condensables se entra a la gráfica y se lee el consumo de vapor por libra de aire seco equivalente, en esta misma figura se puede encontrar, el consumo de agua requerido para los intercondensables. En la fig. IV-8 (11) se encuentra el factor de corrección por presión del vapor (M_p), en la fig. IV-9 (11) se encuentra el factor de corrección por temperatura para el agua de enfriamiento y se aplica la ecuación para $W_{s,m}$ (IV-1), y así se calcula el consumo de vapor.

Con cuatro etapas se puede obtener una presión absoluta tan baja como 0.25 mm Hg. (vacío de 759.75 mm Hg) pero en caso de requerirse un vacío más alto se usan más etapas y para calcular el consumo de vapor y agua, el lector deberá referirse a los libros específicos ó mejor ponerse en contacto con los fabricantes.

Cuando se va a calcular el consumo de vapor de etapas intermedias o de la etapa final hay que calcular perfectamente cual será la carga de succión de esa etapa, para lo cual se debe recordar que los no-condensables que salen de los condensadores, están saturados con vapor de --

agua a la temperatura de descarga.

Cuando se trate de sistemas de etapas múltiples sin condensación, la carga de succión de una etapa más el vapor motriz de esta etapa será la carga de succión de la etapa siguiente y así sucesivamente.

La suma de todos los consumos de vapor por etapa, es la cantidad total requerida para que el sistema trabaje correctamente.

IV.5.- METODO DE CALCULO

Los pasos a seguir en el cálculo de un sistema de eyectores son:

1°.- Encontrar todos los datos de la corriente que descarga por el domo de la torre de destilación (o sea la corriente que llega al primer paso del sistema productor de vacío) como són, gasto de vapores condensables e incondensables, presión y temperatura.

2°.- Encontrar las características de la tubería que se va a usar entre el domo de la torre y el primer paso de eyectores, como són, diámetro, cédula, material,

longitud recta, alturas, accesorios, etc., de tal manera de poder calcular la caída de presión, con exactitud, en esta tubería, con lo anterior, se puede saber cual será la presión en la brida de succión del primer paso de los eyectores (con la que se determinará el número de etapas).

3°.- Calcular la cantidad de aire Seco Equivalente (ASE), como se indicó en el inciso IV-1 de este capítulo.

4°.- Calcular la cantidad (en porcentaje) de no-condensables en la carga, por medio de la siguiente fórmula:

$$\%NC = \frac{\# \text{ no-condensables}}{\# \text{ totales}} \times 100$$

5°.- Seleccione el tipo de sistema de eyectores que se va a usar, de la figura III-5 (11) de este capítulo.

6°.- Calcular el consumo de vapor total y -- por etapas para los eyectores como se indicó en el inciso IV-4 de este capítulo.

7°.- Calcular el consumo de agua total y para cada uno de los condensadores existentes en el sistema, como se indicó en el inciso IV-3 de este capítulo.

CAPITULO V

ANÁLISIS Y SISTEMA DE REFRIGERACION DE AGUA

Uno de los aspectos que mayor importancia tiene en el diseño de una planta secundaria, donde se efectúa la destilación de un crudo reducido, es el sistema productor de vacío.

Para poder optimizar un sistema de eyectores, es necesario optimizar el tamaño de éstos, así como los consumos de agua de enfriamiento en los condensadores y el vapor motriz.

Para hacer lo anterior, es necesario hacer un

estudio económico para decidir si conviene o nó la instalación de un pre-condensador como se indicó en el capítulo II, ya que la instalación de este equipo, reduce el tamaño de la primera etapa de los eyectores y por lo mismo los consumos de agua de enfriamiento y vapor motriz.

Cuando la destilación del crudo reducido se efectúa con arrastre de vapor, el gasto de vapores salientes de la torre es muy grande. En caso de instalar un precondensador, los únicos vapores o gases que pasan a los eyectores son los no-condensables saturados con vapor de agua, logrando así, reducir el tamaño de la primera etapa y con esto el costo inicial del equipo y reducir el consumo de servicios necesario.

Se debe tener en cuenta la presión a la cual trabajará el pre-condensador, la cual nos dará solamente una temperatura de condensación, por lo que hay que verificar -- que con la temperatura del agua de enfriamiento que se tiene disponible se pueda lograr la condensación de esos vapores.

En caso de que la temperatura del agua de enfriamiento no sea la requerida para la condensación de los vapores hay dos caminos que se pueden seguir, y son:

- 1.- NO usar un pre-condensador.
- 2.- Usar un pre-condensador y un sistema de refrigeración.

Analizaremos cada uno de estos casos, para un mejor entendimiento.

En caso de no usar un pre-condensador, la primera etapa de eyectores, sería de dimensiones muy grandes y si el arreglo es del tipo de eyectores con condensación, el intercondensador que está inmediatamente después de la primera etapa sería demasiado grande, ya que la carga térmica es aquella necesaria para condensar todo el vapor de proceso - más el vapor motriz necesario para mover al primero, para obtener y mantener la presión de succión requerida en la brida de la primera etapa.

Además el consumo de vapor motriz, será mucho mayor, ya que éste es una función de la presión de succión y de la carga. Por lo que a mayor carga, mayor consumo de vapor motriz.

Otro de los aspectos importantes, es el consumo de agua necesaria para los condensadores, puesto que el primer inter-condensador tendría una carga térmica muy grande, se necesitará mucha agua para lograr la condensación de-

todos los vapores condensables.

En caso de instalar un pre-condensador, se tiene que checar cual será la temperatura de condensación a la presión de trabajo del condensador y checar que la temperatura disponible del agua de enfriamiento sea la requerida para efectuar la condensación deseada, de no ser así, habría que instalar un sistema de refrigeración, para conseguir la temperatura deseada del medio condensante.

Hay varias formas de conseguir la temperatura requerida para efectuar la condensación de los vapores en el condensador, los principales son:

1.- Usar un sistema de refrigeración para enfriar agua:

- a) Por medio de absorción.
- b) Por medio de una unidad de refrigeración al vacío con vapor (Steam Vacuum Refrigeration).
- c) Por medio de un sistema de compresión, ya sea recíprocante o centrífugo.

2.- Usar un sistema que tenga un refrigerante, que se pueda pasar por el pre-condensador, para efectuar la

condensación de los vapores.

Se debe tener en cuenta que en este caso la mínima temperatura a la que se puede enfriar es 32° F, por tratarse de enfriar agua, la cual solidifica a esa temperatura, a menos de que el medio condensante en el pre-condensador sea un refrigerante.

1.- SISTEMA DE REFRIGERACION PARA ENFRIAR AGUA.

- a) El método de refrigeración de agua por absorción -- con Bromuro de Litio, que es el mas usado, presenta muchas desventajas (ya que este método se utiliza para obtener agua helada entre 40 y 50° F) puesto que a temperaturas mayores de 50° F, presenta muchos problemas en su operación y se requerirá de un mantenimiento mayor.

Otra de las desventajas de este método, es que son unidades con inversión inicial sumamente elevada, así como en sus costos de operación, ya que requieren de mucha agua de enfriamiento, vapor y corriente eléctrica.

- b) Los sistemas de refrigeración comerciales usados, -

son los de compresión, estos pueden ser reciprocantes, que unicamente se recomiendan para usarse hasta 200 Tons. de refrigeración y para obtener agua helada entre 40 y 50° F., restringiéndose su uso, ya que si no es necesaria esa temperatura el costo de la máquina se incrementará.

Las otras máquinas de refrigeración por compresión, son las centrífugas, estas se usan en capacidades hasta de 4500 Tons. de refrigeración y para obtener agua helada entre 40 y 50° F., requiriéndose además un control muy severo para los compresores como -- son principalmente de capacidad, de temperatura, de presión y de velocidad, ocasionando esto, que haya un costo adicional por las líneas neumáticas o eléctricas de los instrumentos.

Otro de los problemas que se pueden presentar es -- que si la capacidad de refrigeración es muy grande, habría que instalar varias unidades en paralelo, lo cual incrementaría el costo inicial y los gastos de operación.

c) Todos estos problemas se minimizan con unidades de -

refrigeración al vacío con vapor, las cuales, como se verá mas adelante, son unidades muy simples que prácticamente no requieren control, pero requieren de cantidades considerables de vapor y agua de enfriamiento.

Por estas y muchas razones más, que no se mencionarán aquí, ya que este trabajo no es sobre refrigera- -ción, se decidió que el método más viable para obtener agua helada es por, refrigeración al vacío con vapor (Steam Vacu cum Refrigeration).

No obstante debe hacerse un estudio técnico-económico de cualquier problema particular para hacer las -comparaciones, tanto en costos iniciales, como en gastos de operación de todas las unidades descritas anteriormente.

2.- SISTEMA CON REFRIGERANTE.

Estos equipos, son los mismos que los descriutos en el inciso (b) anterior, solamente que en lugar de enufriar el agua, se hace pasar el refrigerante por el pre-conudensador, por lo que son también importantes por los controules requeridos y las pérdidas de calor que tienen los refriu

gerantes en las tuberías y equipos por los cuales fluye.

REFRIGERACION AL VACIO CON VAPOR

La refrigeración al vacío con chorro de vapor, se usa para enfriar agua en un rango desde 35-80° F ó mayor, muchos procesos requieren agua entre 55 y 80° F ó mayor, en estos casos el sistema de absorción puede tener muchos problemas en mantenimiento y operación, los cuales no se presentan con la refrigeración al vacío con chorro de vapor.

Este tipo de sistema debe ser tomado en consideración cuando:

- 1.- El vapor es el fluido motriz.
- 2.- Las variaciones en la temperatura del agua de enfriamiento producen temperaturas de condensación menores.
- 3.- Solamente se tiene agua salada o sucia como medio condensante.
- 4.- Se desea una instalación exterior.
- 5.- El rango de temperatura de agua helada es grande.

Algunas de las ventajas de este método para enfriar agua son:

- 1.- No tiene partes móviles, excepto las bombas.
- 2.- Prácticamente no requiere mantenimiento ni supervisión.
- 3.- El refrigerante es el agua misma, por lo que no requiere refrigerantes costosos ni peligrosos.
- 4.- Los costos iniciales, de instalación y operación son bajos.
- 5.- Tienen alta capacidad de sobrecarga.
- 6.- Su instalación puede ser, interior o exterior.
- 7.- Los arranques y los paros son muy fáciles.

Existen tres tipos de unidades de refrigeración al vacío con chorro de vapor:

- 1.- Con condensador de tipo barométrico, Fig. V-1. (4)
- 2.- Con condensador de tipo superficie, Fig. V-2. (4)

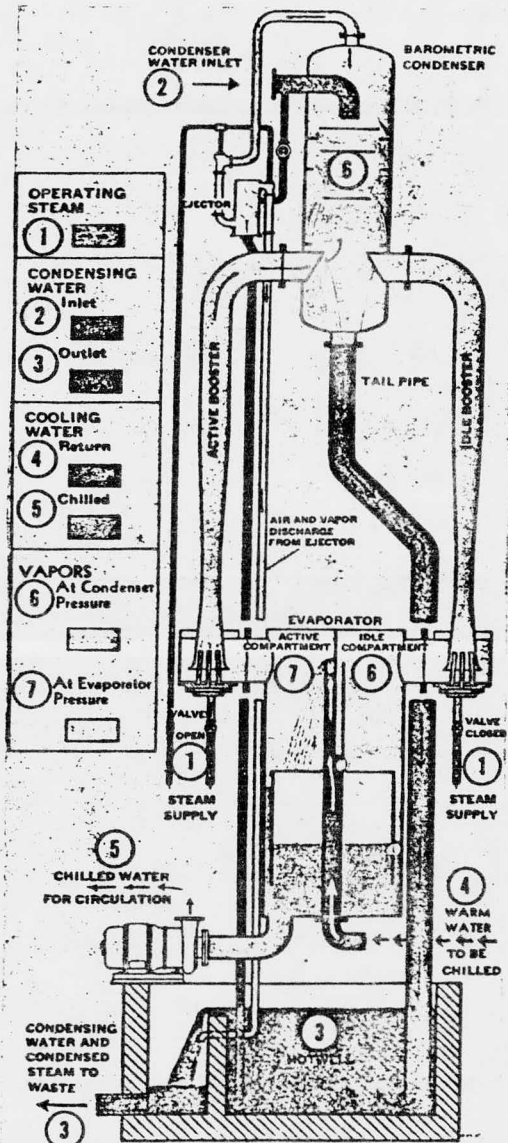


FIG. V-1. SISTEMA DE REFRIGERACION AL VACIO CON CONDENSADOR TIPO BAROMETRICO.

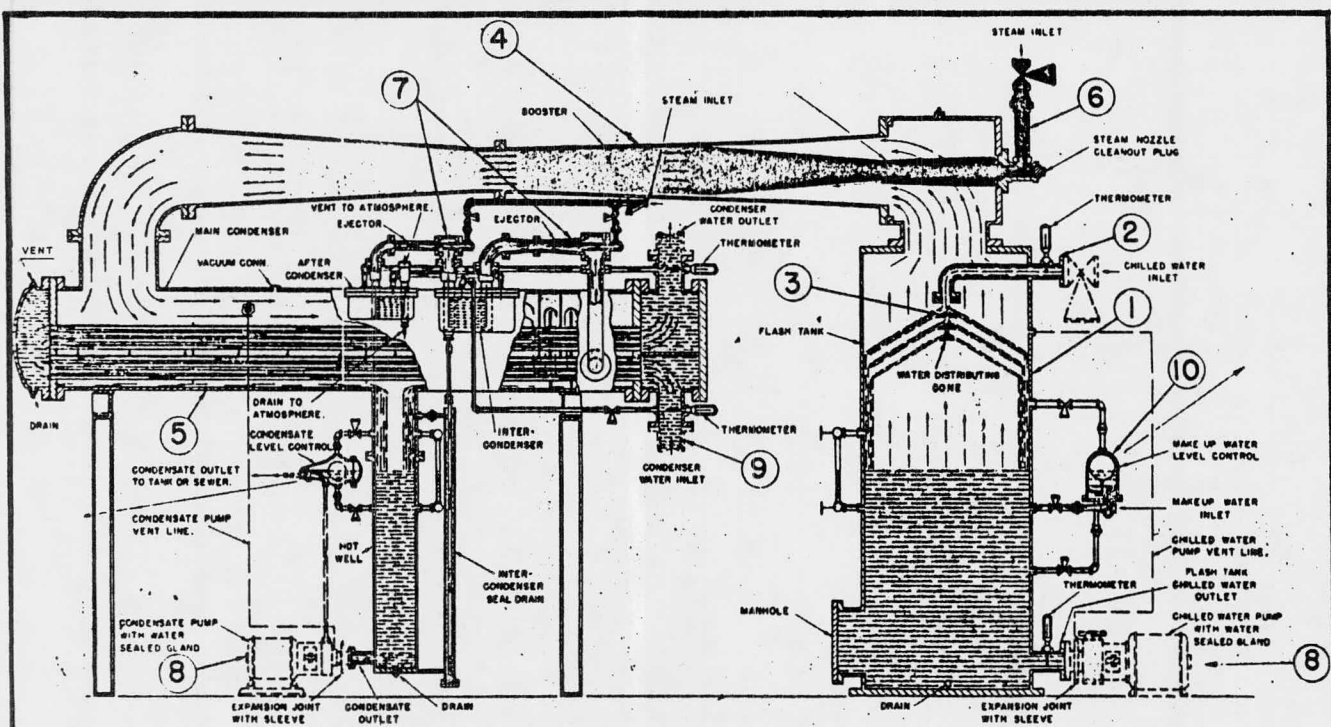


FIG. V-2. SISTEMA DE REFRIGERACION AL VACIO CON CONDENSADOR TIPO DE SUPERFICIE.

| | | |
|-------------------|------------------------|------|
| TESIS U.N.A.M. | RUBEN CONTRERAS GARCIA | 1977 |
|-------------------|------------------------|------|

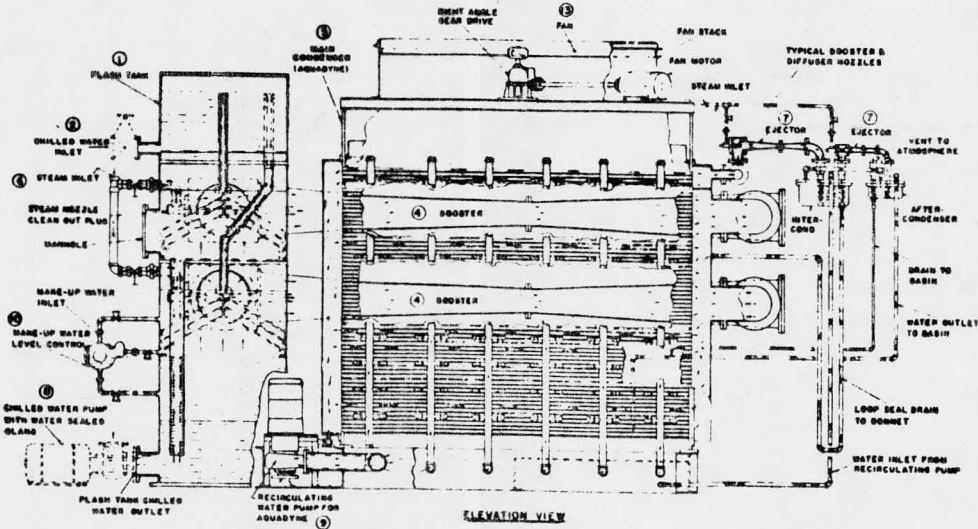


FIG. V-3. SISTEMA DE REFRIGERACION AL VACIO CON CONDENSADOR TIPO EVAPORATIVO.

3.- Con condensador de tipo evaporativo (este tipo de condensador combina un condensador de superficie y una torre de enfriamiento en un solo equipo) Fig. V-3. (5)

El ciclo de refrigeración es como se describe a continuación, en este tipo de unidades se trabaja con presiones reducidas (vacío), estas presiones son producidas por un arreglo de eyectores y depende de la temperatura de agua fría que se desee. Por ejemplo, se desea tener agua fría a 50° F, por lo que el equipo debe trabajar a una presión de 9.21 mm Hg abs.

La presión de trabajo se mantiene en el tanque de flasheo por el eyector booster, el agua es flasheada en este tanque y el vapor obtenido es comprimido por el booster a una presión mayor a la del tanque y es descargada en el condensador.

En el condensador, el vapor motriz del booster y el vapor flasheado son condensados, los no-condensables son eliminados por un sistema de eyectores secundarios, y el cual comprime a los no-condensables y al vapor de saturación y los descarga a presión atmosférica.

Para propósitos de estimación, los requerimientos de vapor y agua de enfriamiento se pueden encontrar en la Fig. V-4 (5) en donde se tienen como parámetros, la temperatura del agua de enfriamiento y la temperatura del agua enfriada.

En las unidades con condensadores de tipo evaporativo el consumo de vapor está en función de la temperatura de bulbo húmedo. El consumo de vapor para estas unidades se encuentra en la Fig. V-5. (5)

El cálculo de las toneladas de refrigeración se hace por medio de la siguiente fórmula:

$$\text{Tons. Refrigeración} = \frac{\text{G.P.M.} \times \Delta T}{24}$$

Donde: G.P.M. = Gal. por minuto del agua helada.

ΔT = Dif. de temperatura del agua helada.

Cuando se haga una determinación del sistema de refrigeración mas económico, el diseñador debe tener en cuenta las variaciones de temperatura del medio condensante durante todo el año, ya que los requerimientos de energía están en función de esta temperatura.

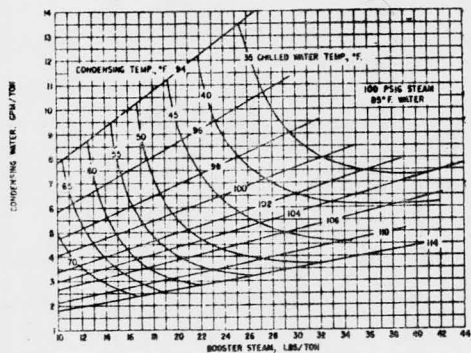


FIG. V-4. GRAFICA PARA ENCONTRAR LA CANTIDAD DE VAPOR Y AGUA DE ENFRIAMIENTO PARA SIST. DE REFRIGERACION CON CONDENSAD. TIPO BAROMETRICO Y DE SUPERFICIE.

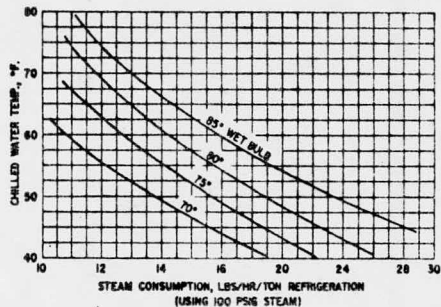


FIG. V-5. GRAFICA PARA ENCONTRAR LA CANTIDAD DE VAPOR PARA SISTEMAS DE REFRIGERACION CON CONDENSAD. TIPO EVAPORATIVO.

Puesto que los requerimientos de energía, están en función de la temperatura del refrigerante, estos sistemas serán mas económicos, si se selecciona la temperatura del refrigerante mas alta posible. Cuando se tengan rangos muy amplios en la temperatura del refrigerante, digamos de 45 - 65° F se recomienda el uso de un sistema de dos etapas de flasheo, el cual será mas económico en gastos de operación y en costo inicial es poca la diferencia.

CAPITULO VI

INSTALACION, OPERACION Y MANTENIMIENTO DE EYECTORES

INSTALACION

Los eyectores pueden instalarse verticalmente, horizontalmente ó en cualquier posición. Se prefiere -- instalar las etapas verticalmente, descargándolo hacia abajo, ya que esto provee un drenaje de la etapa todo el tiempo, en caso de instalarse en otra posición deberán instalarse válvulas de drenaje en los puntos bajos de la tubería, - una coladera (strainer) y una conexión de purga ó dren, un manómetro en el cabezal del vapor motriz.

Las líneas que van a cada una de las etapas, se deberán distribuir, primero, inmediatamente después del separador de humedad, la tubería que tenga la menor cantidad de vapor y al último la que tenga la mayor cantidad de vapor. Todas las líneas deberán aislarse hasta e incluyendo la cámara de vapor del eyector.

El agua para los condensadores, debe tener suficiente presión para suplir la cantidad de agua requerida, la línea de suministro de agua a cada condensador deben tener dos válvulas, una que servirá para abrir y cerrar únicamente y otra para estrangular el flujo de agua. El uso de dos válvulas permite paros del equipo sin mover la válvula de estrangulación. Si la presión del agua fluctua grandemente, será necesario instalar una estación de control de presión en la línea de suministro.

La válvula de estrangulación deberá localizarse tan cerca del condensador como sea práctico, ya que usualmente hay vacío en la línea después de la válvula aumentando la posibilidad de filtración de aire a través de accesorios, malas soldaduras, etc.

Las tuberías de agua para condensadores de -

tubos y coraza deberán tener coladeras (strainers) adecuados, para evitar taponamientos en los tubos. Muchos de los condensadores de superficie se diseñan para que la entrada de agua se localice por abajo y la descarga por arriba, haciéndolos auto-venteables, en los casos en donde el agua fluya hacia -- abajo es necesario colocar un venteo para aire en las cámaras de agua.

Se debe instalar un indicador de temperatura -- en el cabezal de suministro de agua y colocar indicadores de temperatura, en la descarga de cada uno de los condensadores.

En la línea de vacío entre el proceso y los -- eyectores debe instalarse una válvula, ya que permitirá la -- operación de los eyectores independientemente del sistema, pa -- ra checar su comportamiento y para checar la velocidad de fil -- tración de aire al sistema.

Debe instalarse un indicador de presión (vacuó -- metro) en la succión del primer paso y uno en el sistema.

La tubería para los eyectores deberá ser del -- mismo diámetro que las conexiones de la primera etapa. Cuando la tubería de vacío es más chica que la succión del eyector, -- la caída de presión se incrementa y es posible que haya se --

rias pérdidas en la capacidad del vacío.

Los accesorios en la tubería de vacío, deberán evitarse al máximo, porque, a mayor número de accesorios mayor caída de presión y segundo por que contribuyen a la filtración de aire en el sistema. Se recomienda soldar la tubería a eyectores de tamaño grande.

OPERACION Y MANTENIMIENTO.

El arranque y la operación del sistema de eyectores es un procedimiento relativamente simple. La ausencia de cualquier parte rotatoria minimiza los problemas de mantenimiento y operación.

Ya que todos los sistemas de eyectores se diseñan para un grupo específico de condiciones es importante proveer un fluido motriz propio y un medio de enfriamiento para el sistema, para la presión de diseño y temperaturas requeridas.

Todas las válvulas del sistema, deberán ser --chechadas para ver si están operando correctamente. Antes del arranque del sistema, deberán ser drenadas todas las tuberías.

Las líneas de vapor deben de purgarse hasta -
calentar las líneas de vapor frias, ya que al hacer esto ha-
brá condensación de vapor, el cual deberá ser drenado.

Finalmente todos los instrumentos, registrado-
res, termómetros y manómetros deberán checarsé para verifi--
car una operación propia. Si un tablero de control maestro -
ha sido colocado, los switches deberán probarse para asegu--
rarse de que la secuencia de la operación es correcta.

Una vez que todos los chequeos anteriores han
efectuado, el sistema de eyectores está listo para ser puesto
en operación.

Para eyectores de etapa simple y eyectores de
dos etapas sin condensación el fluido motriz puede suminis--
trarse simultáneamente. Sin embargo la manera correcta para-
poner en operación un sistema de etapas múltiples, es secuen-
ciar cada componente. La secuencia debe empezar, con el com-
ponente más cercano a presión atmosférica. En caso de haber-
presentes post-condensadores este debe ser el primero en - -
arrancar.

La etapa con descarga atmosférica es el primer
eyector que debe ser puesto en marcha (etapa Z) si hay pre--

sente un inter-condensador este debe ser el siguiente componente en arrancar, el siguiente será el eyector de etapa "Y". La secuencia debe de seguir hasta que todas las etapas y condensadores están operando.

Una variación común del procedimiento de secuencia mencionado arriba es con los condensadores. Si el equipo se encuentra localizado a la intemperie, es necesario dejar correr el agua todo el tiempo para evitar congelamientos.

Una vez que el sistema está operando y se ha alcanzado el nivel de vacío requerido, se deberán checar todas las conexiones del sistema, para hermeticidad. Todas las lecturas de manómetros ó instrumentos deberán registrarse. - Esto deberá incluir la temperatura y presión del fluido motriz, temperatura de entrada a los condensadores, temperatura de salida de cada condensador y la presión de succión.

Se deben hacer otros chequeos en la línea del vapor motriz, esto es para asegurarse de que está manteniendo la presión motriz en la de diseño $+10/-0$ psig. y en las líneas de agua, para asegurarse de que el aumento de temperatura en el agua de condensación son los correctos en cada --

condensador.

El procedimiento de paro del sistema debe ser exactamente al contrario del procedimiento de arranque, antes de que sean parados los componentes se deben de abrir todas las válvulas de drenaje.

EJEMPLO NUMERICO

DATOS:

Gasto a los Eyectores (1a. Etapa)

| | |
|--|-------------------|
| Vapor - - - - - | 283 # Mol/hr. |
| Hc. No-Cond. - - - - - | 37 # Mol/hr. |
| Temperatura - - - - - | 140° F. |
| Presión Descarga Torre Dest. - - - - - | 10 mm.Hg. abs. |
| Presión Vapor Motriz - - - - - | 300 Psig. |
| Temp. Agua de Enfriamiento - - - - - | 95° F. |
| Caida de Presión Tubería - - - - - | 2 mm Hg. abs. |

I.- SISTEMA SIN PRE-CONDENSACION

| | |
|----------------------------------|-----------------------|
| Vol. Col. Destilación - - - - - | 1500 ft ³ |
| Vol. Tubería - - - - - | 50 " |
| Vol. Total | 1550 ft ³ |
| Cant. de Aire - - - - - | 25 #/hr. Fig. IV-3 |
| Gasto Aire para Diseño - - - - - | 50 #/hr. |

Mezcla: P.M. = 20 lb/lb. mol.

T. = 140° F.

R.A.T. = 0.976 - - - - - Fig. IV - 1

R.A.P.M. = 0.85 - - - - - Fig. IV - 2

A.S.E. = $\frac{6433}{0.976 \times 0.85}$ = 7754 #/hr.

0.976 x 0.85

$$\% \text{ No-Condensables} = \frac{143 \times 100}{6433} = 20.9 \%$$

Se requieren 3 etapas con 2 intercondensadores

- Consumo de Vapor
P. Succión - - - - - 3 mm Hg.abs

Vapor Requerido.- 4.3. # Vapor/# A.S.E. Fig. IV-8

Consumo Total Vapor = 7754 x 4.3 = 33342 #Vapor/hr.
Factor de ajuste por Presión del Vapor = 0.81 -----
Fig. IV - 9

$$33,342 \times 0.81 = 27,007 \text{ #Vapor/hr.}$$

$$27,007 \times 0.8 = 21,605 \text{ #Vapor/hr.}$$

- Consumo de Agua
P. Succión - - - - - 8 mm Hg.abs

Agua Requerida.- 0.64 G.P.M./# A.S.E. Fig. IV-8

Consumo Total = 7754 x 0.64 = 4962.5 G.P.M.

Factor por Temperatura 1.05

$$4962.5 \times 1.05 \times 1.15 = 5992 \text{ G.P.M.}_3$$

$$\text{Agua Repuesto} = 180 \text{ G.P.M. (41 m}^3\text{/hr.)}$$

II.- SISTEMA CON PRE-CONDENSACION

Vol. Col. Destilación - - - - - 1500 ft³

Vol. Tuberías - - - - - 50 "

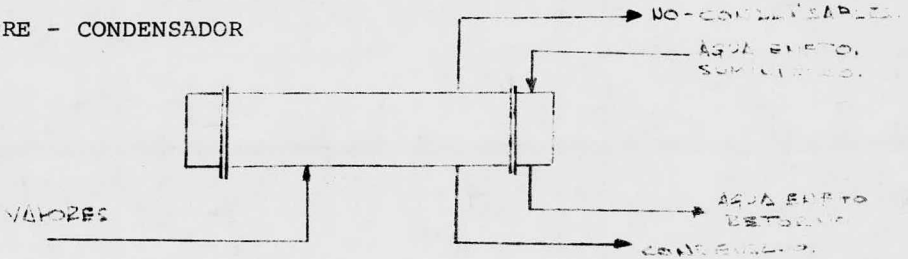
Vol. Pre-Condensador - - - - - 350 "

Vol. Total 1900 ft³

Cant. Aire = 30 #/hr. - - - - - Fig. IV-3

Aire para Diseño = 60 #/hr.

PRE - CONDENSADOR



Entrada Vapor. - - - - - 5094 lb/hr.

Hc. No-Cond. - - - - - 1295 lb/hr.

Aire - - - - - 60 lb/hr.

Vapor que Condensará - - - - - 3575 lb/hr.

Vapor de Sat'n. de los No-Cond. - - - - - 1519 lb/hr.

Carga Térmica

$$Q = (M C_p \Delta T)_{\text{vap.}} + (M \lambda) + (M C_p \Delta T)_{\text{vap.}}$$

Enfriamiento Condensación Subenfriamiento

$$Q = 3'863,021 \text{ Btu/hr}$$

$$G = \frac{3'863,021}{500(44-35)} = 859 \text{ G.P.M. Agua de Enfriamiento}$$

$$859 \times 1.1 = 945 \text{ G.P.M.}$$

Carga al Eyector (1a. Etapa) = 2874 #/hr.

P.M. Prom. Mezcla = 22.5 lb/lb.mol.

Temperatura = 39° F.

R.A.T. = 1.025 - - - - - Fig. IV-1

R.A.P.M. 0.90 - - - - - Fig. IV-2

$$\text{A.S.E.} = \frac{2874}{1.025 \times 0.90} = 3116 \text{ lb A.S.E./hr.}$$

$$\begin{aligned} \Delta P. \text{ en el Pre-Condensador} &= 3 \text{ mm Hg.} \\ \Delta P. \text{ en la Tubería} &= 1 \text{ mm Hg.} \\ P. \text{ Succión en la Brida} &= 5 \text{ mm Hg. abs} \end{aligned}$$

$$\% \text{ No-Condensables} = \frac{1355}{2874} \times 100 = 47\% \approx 50\%$$

$$- \frac{\text{Consumo Vapor}}{P = 5 \text{ mm Hg. abs.}}$$

$$\text{Vapor Requerido} = 8 \# \text{ Vapor/\# A.S.E. Fig. IV-8}$$

$$\text{Consumo Total} = 3116 \times 8 = 24,912 \# \text{ Vapor Motriz/hr.}$$

$$\text{Factor ajuste por Presión del Vapor} = 0.81 \text{ Fig. IV-9}$$

$$24.912 \times 0.81 = 20,178.7 \# \text{ Vapor/hr}$$

$$20,178.70 \times 0.8 = 16,143 \# \text{ Vapor/hr.}$$

$$- \frac{\text{Consumo de Agua}}{P = 5 \text{ mm Hg. abs}}$$

$$\text{Agua Requerida} = 1.05 \text{ G.P.M./\# A.S.E. Fig. IV-8}$$

$$\text{Consumo Total Agua} = 3116 \times 105 = 3272 \text{ G.P.M.}$$

$$\text{Factor por Temp.} = 1.05$$

$$3272 \times 1.05 \times 1.15 = 3951 \text{ G.P.M.}$$

$$\text{Agua de Respuesto} = 119 \text{ A.P.M. (27 M}^3\text{/hr.)}$$

SISTEMA DE REFRIGERACION

$$\text{Tons. de Refrigeración} = \frac{\text{G.P.M. } (\Delta T)}{24}$$

Temp. Agua de Enfriamiento - - - - - 95°F.

Temp. Agua Helada - - - - - 35°F.

Agua requerida para condensación 12 G.P.M./Ton. Fig. V-4

Vapor Motriz para el Booster 26.5 #/Ton. - - - Fig. V-4

Consumo Agua = $355 \times 12 = 4,260$ G.P.M.

Consumo Vapor = $355 \times 26.5 = 9,408$ #/hr.

Eyectores, Consumo vapor motriz $653 \times 0.81 \times 0.8 = 423$ #/hr.

Consumo de agua 51 G.P.M.

Consumo total vapor motriz = 8,043 #/hr.

Consumo total agua enfriamiento = 4,311 G.P.M.

Agua de repuesto = 129 G.P.M. ($29 \text{ M}^3/\text{h}$)

Consumos Eléctricos (Estimado)

I.- SISTEMA SIN PRE-CONDENSACION

Torre Enfriamiento - - - - - 50 H.P.

Bomba Circulación Agua - - - - - 200 H.P.

T o t a l 250 H.P. (186 KW)

II.- SISTEMA CON PRE-CONDENSADOR

Torre Enfriamiento - - - - - 150 H.P.

Bomba Agua Enfriamiento a Eyectores - - 150 H.P.

Bomba Agua Enfriamiento Sist. Refrig. - - 75 H.P.

Bomba Agua Retorno a Torre Enfriamiento - 75 H.P.

Bomba Agua Enfriamiento a Pre-Cond. - - - 30 H.P.

T o t a l 480 H.P. (357.6 KW)

COSTOS

I. SISTEMA SIN PRE - CONDENSADOR

A/ VAPOR .- 0.04 \$/H
 $21,605 \# \times 0.04 \text{ \$/\#} = 864.20 \text{ \$/hr}$
 $= 7'570,392 \text{ \$/año}$

B/ AGUA .- 3.00 \$/m³
 $41 \text{ m}^3/\text{hr} \times 3.0 \text{ \$/m}^3 = 123.0 \text{ \$/hr}$
 $= 1'077,480 \text{ \$/año}$

C/ ELECTRICIDAD .- (250 H.P.)

$$\text{Costo} = \text{Consumo} + \text{Cargas fijas} + 15\% \text{ Imp.}$$

$$\text{Factor de Demanda} = 1.0$$

$$\text{Demanda base} = 186 \times 1.0 = 186 \text{ KW}$$

$$\text{Consumo Mensual} = 186 \times 1.0 \times 24 \times 30 = 133,920$$

KW-h

$$0.4781 \times 90 \times 186 = \$ 8,003.00$$

$$0.3825 \times 96 \times 186 = \$ 6,830.00$$

$$21.0353 \times 50 = \$ 1,052.00$$

$$28,6845 \times 200 = \$ 5,737.00$$

$$\text{Costo/mes} = \$ 21,622 \times 1.15 = 24865 \text{ \$/mes}$$

$$= 298,380 \text{ \$/año}$$

COSTOS

II. SISTEMA CON PRE-CONDENSADOR

A./ VAPOR .- 0.04 \$/#

$$24,186 \text{ \#} \times 0.04 \text{ \$/\#} = 967.44 \text{ \$/hr}$$

$$8'474,774 \text{ \$/año}$$

B./ AGUA .- 3.0 \$/m³

$$56 \text{ m}^3 \times 3.0 \text{ \$/m}^3 = 168.0 \text{ \$/hr}$$

$$1'471,680 \text{ \$/año}$$

C./ ELECTRICIDAD .-

480 hr (358 KW)

factor de demanda = 1.0

demanda base = 358 x 1.0 = 358 KW

consumo mensual = 358 x 1.0 x 24 x 30 = 257,760

KW-h

$$21.0353 \times 50 = 1052.0$$

$$28.68 \times 308 = 8840.0$$

$$0.4781 \times 90 \times 358 = 15404.0$$

$$0.3825 \times 180 \times 358 = 24648.0$$

$$0.2868 \times 88 \times 358 = 9035.0$$

$$\text{Costo / mes .- } 58979 \times 1.15 = 67,826 \text{ \$/mes}$$

$$= 813,912 \text{ \$/año}$$

TABLA COMPARATIVA

| | SERVICIOS | | COSTOS | |
|--|-----------------------------|-----------------------------|------------------------------|-----------------------------|
| | Sistema sin Pre-Condensador | Sistema con Pre-Condensador | Sistema sin Pre- Condensador | Sistema con Pre-Condensador |
| Vapor motriz para eyectores | 21,605 #/hr | 16,143 #/hr | 7'570,392 \$/año | 5'656,507 \$/año |
| Vapor motriz para sistema de refrigeración | - - - | 8,043 #/hr | - - - | 2'818,267 \$/año |
| Total vapor motriz | 21,605 #/hr | 24,186 #/hr | 7'570,392 \$/año | 8,474,774 \$/año |
| Agua de enfriamiento para eyectores | 5,992 G.P.M. | 3,951 G.P.M. | - - - | - - - |
| Agua de enfriamiento para sistema de refrigeración | - - - | 4,311 G.P.M. | - - - | - - - |
| Total agua enfriamiento | 5,992 G.P.M. | 8,262 G.P.M. | - - - | - - - |
| Agua de repuesto | 180 G.P.M. | 248 G.P.M. | 1,077,480 \$/año | 1,471,680 \$/año |
| Agua de enfriamiento pre-condensador | - - - | 945 G.P.M. | - - - | - - - |
| Electricidad | 186 KW | 358 KW | 298,380 \$/año | 813,912 \$/año |
| T O T A L | | | 8'946,252 \$/año | 10'760,366 \$/año |

CONCLUSIONES

Como se mencionó al principio de este trabajo, la destilación al vacío se efectúa para aquellos compuestos -- que son muy sensibles al calor, ésta se puede efectuar con arrastre de vapor o en forma seca, la decisión está en base a un estudio técnico-económico que debe hacerse para cada caso en particular.

Al efectuarse una destilación con arrastre de vapor, el tamaño de la columna y sistema productor de vacío son mayores, pero la presión de trabajo es mayor que con un sistema seco.

Como puede apreciarse en el cuadro de resultados del ejemplo numérico, el consumo de vapor, agua y electricidad es mayor cuando se considera un sistema de refrigeración para obtener agua helada, ya que como se dijo en el - Capítulo V, estas unidades requieren cantidades considerables de agua y vapor.

En relación a las inversiones iniciales se puede decir que la inversión para el sistema con pre-condensador y unidad de refrigeración es mayor que para el sistema sin pre-condensador, ya que hay que invertir en el pre-condensador, sistema de refrigeración, torre de enfriamiento más grande y bomba de agua para el sistema de refrigeración.

Cuando se tengan cantidades considerables de hidrocarburos condensables con presiones de vapor altas, las cuales puedan condensar con la temperatura que tenga el agua de enfriamiento sin requerir de una unidad refrigerante, es aconsejable utilizar un pre-condensador para disminuir los consumos de servicios e inversiones iniciales - del sistema productor de vacío, optimizando así el sistema.

BIBLIOGRAFIA

1. PETROLEUM REFINERY ENGINEERING
W. L. Nelson
4a. Edición, McGraw Hill.
2. PETROLEUM REFINING EQUIPMENT
Maynard M. Stephens & Oscar F. Spencer.
3. PETROLEUM PROCESSING
4. APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETRO-CHEMICAL PLANTS
Ernest E. Ludwig
The Gulf Publishing Co.
5. EQUIPMENT DESIGN HANDBOOK
Frank L. Evans, Jr.
Copyright 1971 by Gulf Publishing Co.
6. VACUUM DISTILLATION EQUIPMENT
Petroleum Refiner - Vol. 27, No. 9
Septiembre, 1948, Pag. 108.
7. STEAM JET EJECTORS
Chemical Engineering
Junio, 1956, Pag. 196.
8. DO YOU KNOW ENOUGH ABOUT STEAM JET REFRIGERATION?
Chemical Engineering
Septiembre, 1948, Pag. 102.
9. ESTIMATING THE SIZE AND COST OF STEAM VACCUM --
REFRIGERATION
Hydrocarbon Processing
Junio, 1967, Pag. 136.
10. SELECCION DE UN SISTEMA DE DESTILACION PARA UN RESIDUO ATMOSFERICO
José S. Ortíz Ramírez
Alvaro Sampedro Garibay
Tesis, UNAM, 1972.
11. INFORMACION PROPORCIONADA POR FABRICANTES DE EYEC
TORES

12. HEAT EXCHANGER INSTITUTE
Standards of Ejectors.

13. NOMOGRAPH FIND STEAM REQUIRED FOR TWO-STAGE EJECTOR
Hydrocarbon Processing.