



91

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

Facultad de Química

**APLICACION DE MALLA MOLECULAR EN LA
DESHIDRATACION DE GASOLINAS**

457

T E S I S

Que para obtener el título de

Ingeniero Químico

PRESENTA

Luis Vega García

1 9 7 6



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.

LAB. Tesi
AÑO 1976
FECHA _____
PROC. ~~430~~

429



QUINDÍO

PRESIDENTE: ING. CARLOS DOORMAN MONTERO.

VOCAL: ING. PABLO BARROETA GONZALEZ.

SECRETARIO: ING. GERARDO BAZAN NAVARRETE.

1er. SUPLENTE: ING. JOSE FCO. GUERRA RECASENS.

2do. SUPLENTE: ING. ALFONSO FRANIUTTI ALTAMIRANO.

DESARROLLADO EN: REFINERIA "ING. ANTONIO M. AMOR"

SUSTENTANTE: LUIS VEGA GARCIA.

ASESOR DEL TEMA: ING. CARLOS DOORMAN MONTERO.

SUPERVISOR TECNICO: ING. EDUARDO BARRERA LOPEZ.

CON CARINO Y RESPETO A MIS PADRES:

SE. LUIS VEGA ESTRELLA.

Y

SRA. MA. DE LA PAZ G. DE VEGA.

A MIS HERMANAS:

GUADALUPE

Y

OLIVIA

CON PROFUNDO AGRADECIMIENTO:

A MIS MAESTROS, POR SUS VALIOSAS ENSEÑANZAS.

A MI QUERIDA FACULTAD DE QUIMICA, DE LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.

A MIS FAMILIARES.

COMPAÑEROS

Y

AMIGOS.

ÍNDICE

| | PAGINA |
|--------------------|--------|
| INTRODUCCION | I |
| GENERALIDADES | 3 |
| MALLA MOLECULAR | 13 |
| CALCULO DEL EQUIPO | 18 |
| ESTUDIO ECONOMICO | 61 |
| CONCLUSIONES | 65 |

INTRODUCCION

CAPITULO

I

El hombre contemporáneo, ha fincado su actual civilización y progreso, en el uso de los Combustibles Naturales con los que, utilizados con energéticos, ha logrado satisfacer sus crecientes necesidades y comodidades.

Los combustibles naturales que ha utilizado el hombre para obtener -- energía y ésta poderla convertir a calor o trabajo, han sido, primeramente la Madera, y el Carbón Vegetal, luego fué el carbón de piedra, cuyo poder calorífico es mucho mayor, éste a su vez perdió preponderancia a mediados del presente Siglo, al tiempo que iba creciendo el uso del Petróleo líquido en forma aún más espectacular, la utilización de los hidrocarburos derivados del mismo petróleo crudo.

El consumo actual de la energía del mundo, lo proporcionan principalmente los hidrocarburos, los cuales se calcula que representen el 65.4% del total, el resto es suministrado en un 27.5% por el carbón mineral; 5.7% por la fuerza Hidroeléctrica y 1.4% por la Energía Nuclear.

México en particular, depende para su energía en un 90.6% de los Hidrocarburos (62.3% Petróleo Líquido y 28.3% gas natural).

Entre los derivados líquidos del petróleo crudo, la gasolina ocupa un lugar preponderante, ya que su consumo representa el 28% del total de energéticos producidos a partir de dicho crudo, ésto y su creciente demanda ha empujado a una expansión de las plantas destinadas a su obtención y a la instalación de otras que ayuden a satisfacer las necesidades de consumo.

La refinería de Salamanca, cuenta para la obtención de gasolinas con las plantas; desintegradora catalítica y con la unidad de hidrodosulfuración y -

reformación catalítica. En ésta última, se mejora el poder antidetonante de las gasolinas, las cuales son quemadas principalmente en motores de vehículos terrestres, aéreos, acuáticos; su variedad depende del índice de octanos, que crece desde 80 hasta 100 y aún más para la gasolina de aviación.

Desde la instalación de las plantas desulfuradoras y reformadoras en las refinerías, hubo la necesidad de establecer un método de análisis para el control del proceso.

Este control del proceso dió origen a la adquisición de un nuevo catalizador para la planta Reformadora de naftas, el cual requiere como una de sus condiciones de operación, un estricto control de la humedad contenida en la gasolina que se procesa.

Para controlar esta humedad dentro del límite se cuenta con un equipo de secado consistente en la adsorción de la Humedad mediante cama de alumina.

Este sistema de deshidratación a dado resultados, fuera de especificación, (máximo 5ppm).

El presente trabajo esta enfocado en el estudio de la adaptación de un secador de Malla Molecular que sustituya al de alumina.

GENERALIDADES

CAPITULO

II

Las gasolinas obtenidas por destilación primaria de los crudos de petróleo, no poseen el octanaje necesario para ser usadas en los motores de los automóviles modernos, razón por la cual la Industria Petrolera, utiliza el proceso de reformación catalítica con el objeto de mejorar el índice de octano de dichas gasolinas.

La mejora que se logra en el índice de octano por medio del proceso de reformación catalítica, se debe principalmente a los cambios de estructuras de las moléculas sin mucha reducción de tamaño, (En el proceso de reformación Térmica, la mejora que se logra en la propiedad antidetonante, se debe en gran parte a una disminución de tamaño de las moléculas).

La refinería de Salamanca, cuenta con una unidad de reformación, la cual tiene una sección de desulfuración catalítica de los compuestos de azufre, se remueve el óxigeno de los contaminantes metálicos, ya que el catalizador de la sección de reformación, pierde su actividad al contacto con estos compuestos. Las gasolinas directas, o sean las gasolinas que se obtienen en las primarias, no tienen compuestos olefínicos, sin embargo, en algunas ocasiones pueden llevar y éstos se saturarán en esta sección de desulfurización, se eliminarán también, cloro y agua.

La carga que entra a la Hidrodesulfuradora, se mezcla con vapores de gas, rico en hidrógeno, suministrados por la planta de reformación, La reacción se lleva a cabo a través de una cama catalítica de Cobalto-Molibdeno a temperatura de 320-350°C., y bajo una presión de 24 Kg/cm².

Las reacciones que tienen lugar en la hidrodesulfuradora son:

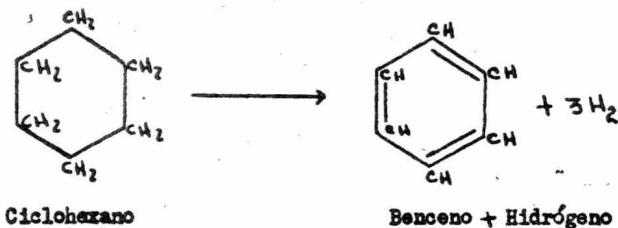
- 1.- Saturación de olefinas, produciendo parafinas y naftenos (bajo las condiciones de operación de reformación, las olefinas pueden producir importantes depósitos de carbón sobre el catalizador y en el calentador).
- 2.- Hidrogenación de compuestos de azufre, produciendo parafinas y ácido sulfhídrico.
- 3.- Hidrogenación de compuestos de nitrógeno, produciendo parafinas y amoníaco.

(Los compuestos de Nitrógeno tienen características básicas y - deben ser eliminadas totalmente, pues de lo contrario inhibirán la función ácida de la reformación catalítica, lo cual es muy importante. . .

En la sección de reformación, la gasolina desulfurada es pasada a través de tres camas catalíticas, bajo condiciones determinadas de presión y temperatura. El catalizador utilizado en esta sección, consiste de 0.3 a 1% de platino muy bien dispersado en alúmina ácida. Estos catalizadores son bifuncionales, debido al platino y a la acidez de la alúmina, que promueven una serie de reacciones en las cuales cada uno desarrolla una función diferente, y en ciertos aspectos, estas dos funciones operan en forma independiente; Los sitios de deshidrogenación se encuentran en el platino y los de isomerización en la alúmina.

En términos generales, a continuación se describen las reacciones que ocurren en el mencionado proceso:

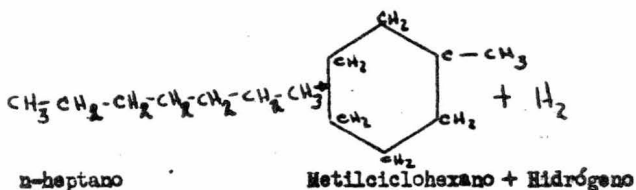
1).- DESHIDROGENACION DE NAFTENOS A HIDROCARBUROS AROMATICOS:



Los naftenos pueden contener cadenas ramificadas, cuyo número y longitud son variables.

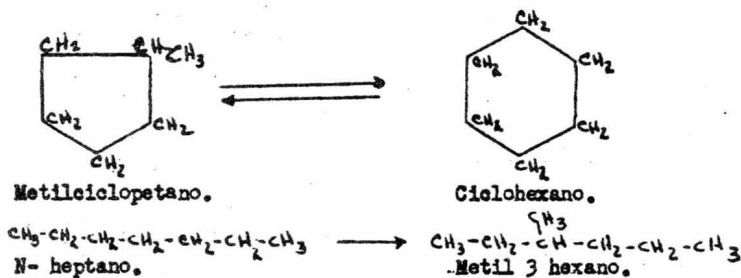
La reacción de deshidrogenación es endotérmica y rápida y tiene lugar principalmente a través del primer reactor, Esta reacción de aromatización, origina; una caída de temperatura considerable a través de reactor, un alto contenido de aromáticos en el reformado, un aumento en el flujo de gas del separador y un alto contenido de hidrógeno. Las consideraciones anteriores, dependerán de la severidad de operación y de la composición de la carga.

II).- DESHIDROCICLIZACION DE PARAFINAS:



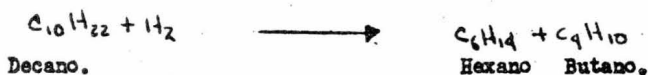
Esta reacción produce hidrógeno y naftenos, y éstos a su vez deshidrogenarán de acuerdo a la reacción (I).

III).- ISOMERIZACION DE PARAFINAS Y NAFTENOS:



Estas reacciones son ligeramente exotérmicas.

IV).- REACCIONES HIDRODESINTEGRACION:



Las parafinas de cadena lineal, se rompen para producir cadenas más chicas, estas reacciones consumen hidrógeno. Estas reacciones son exotérmicas, y tienen lugar principalmente en el tercer reactor. La producción de destilado de la estabilizadora, es una indicación de la intensidad de estas reacciones.

La reacción de hidrodésintegración, no mejora el número de octano de la misma que la aromatisación, cuyos productos son aromáticos de alto número de octano, solamente por reemplazamiento de parafinas pesadas por isoparafinas ligeras, es la más importante cuando el contenido de la carga es baja en aromáticos y naftenos.

Las reacciones de reformación, deben ser cuidadosamente controladas para obtener buenos productos y preservar las actividades del catalizador.

Las principales variables de control son las siguientes:

- a).- Temperatura de entrada a cada reactor.
- b).- Presión.
- c).- Espacio velocidad.
- d).- Relación Hidrógeno/Hidrocarburos.

Se deben considerar como factores importantes en la operación.

- 1).- Inyección de cloro.
- 2).- Contenido de Agua en el gas de recirculación.
- 3).- Calidad de la carga.
- 4).- Envenenamiento.

a).- TEMPERATURA:

Los incrementos de temperatura son los más efectivos para mejorar el número de octano de los productos, debido a que aumentan las velocidades de las reacciones de deshidroci-clización y de deshidrodesintegración. En general, las -- temperaturas de operación del reactor varían desde 470 -- hasta 530°C., temperaturas mayores de 530°C., originan ba jos rendimientos debido a una excesiva hidrodesintegración y en algunos casos, a desintegración térmica en los preca-lentadores especialmente cuando se hace uso de un espacio velocidad bajo. En la práctica, cuando el catalizador pier de la actividad por el tiempo de uso, se incrementa la tem peratura dentro de los límites descritos, para compensar - dicha pérdida.

En plantas de reformación de alta presión es convenient e mantener la temperatura promedio del catalizador, en - cada uno de los reactores, con el objeto de prolongar la vida del catalizador y obtener un rendimiento máximo con un número de octano fijo en el reformado.

b).- PRESION

Es claro que convendría llevar a cabo las reacciones a presión cercana a la atmosférica, sin embargo el catalizador se carbonizaría rápidamente, por lo que, resulta necesario incrementar la presión con hidrógeno para evitar tal carbonización; de tal manera que se puede elevar la presión con el siguiente criterio:

- 1).- Si se desea un producto de calidad antidetonante máxima la reformatión catalítica se llevará a cabo, a baja presión (relativamente), ya que se favorecerán los aromáticos en el equilibrio, es decir, la cantidad de cicloparafinas no convertidas disminuirán en el producto.

Las condiciones de operación típicas para este caso son:

| | |
|---------------------------------|------------------------|
| Temperatura | 480 a 520°C. |
| Presión. | 13 - 20 atm. |
| Relación Hidrógeno-Hidrocarburo | 2 a 5 |
| LHSV (espacio-velocidad) | 1 a 3 Hr ⁻¹ |

- 2).- Existe la posibilidad de llevar a cabo la reformatión catalítica a presión alta y como en el caso anterior, se utilizan tres o cuatro reactores en serie, siendo de diferentes tamaños. Normalmente el primer reactor, es el más pequeño y al final se encuentra el más grande, este arreglo permite llevar a cabo en el primer reactor principalmente la deshidrogenación en el segundo reactor las reacciones de isomerización, y en el reactor final, se operan las reacciones de hidrodésintegración.

Las condiciones de operación típicas son:

| | |
|---|------------------------|
| Temperatura | 470 a 530°C. |
| presión | 15 a 40 atm. |
| Relación Molar Hidrógeno/ Hidrocarburos. | 3 a 10 |
| LHSV (espacio-velocidad) | 1 a 3 Hr ⁻¹ |

e).- ESPACIO-VELOCIDAD :

Frecuentemente, el espacio-velocidad, es usado para controlar la reformación debido a que cuando tiene valores bajos aumenta la hidrogenación (a temperatura constante) y tiene poco efecto en la deshidrogenación de ciclohexanos, ya que esta reacción es muy rápida en catalizadores de platino, bajo condiciones normales de operación y con valores altos, tiende a inhibir la hidrogenación. En la mayoría de los procesos de reformación, el espacio-velocidad varía de 2 a 3 Hr⁻¹. El espacio-velocidad se define como la cantidad de carga fresca por hora (m³/hr) dividido por el peso del catalizador (tons).

d).- RELACION HIDROGENO A HIDROCARBUROS.

En los procesos de baja presión, se emplea una relación molar de hidrógeno a hidrocarburos que varía de 2 a 5 y en procesos de alta presión, de 3 a 10, Presiones parciales de hidrógeno altas, tienden a incrementar la hidrogenación y a reducir la capa de carbón que se forma sobre el catalizador. En la práctica, cuando se tienen cargas con altas temperaturas de ebullición, es conveniente aumentar la presión parcial del hidrógeno. Sin embargo, presiones parciales de hidrógeno altas, reprimen las reacciones de deshi-

drogenación bajo ciertas condiciones de operación. Cuando la presión parcial del hidrógeno es baja, generalmente se tiene una rápida desactivación de carbón que es incrementada. Esta relación, es el flujo de hidrógeno circulado (k moles/hr) dividido entre la cantidad de carga (k moles/hr).

1).- INYECCION DE CLORO:

El cloro favorece las reacciones de isomeración e hidrogenación, una pequeña cantidad de agua favorece el efecto del cloro, pero cantidades considerables arrastran el cloro contenido en el catalizador.

2).- CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS DE RECIRCULACION:

Una pequeña cantidad de agua es buena para los efectos del cloro. Sin embargo, el agua inhibe las reacciones de deshidrociclación y acorta la vida útil del catalizador, de manera que es importante conocer el contenido de agua en el gas de recirculación y es indispensable hacer análisis continuos de esta corriente. El contenido de agua deberá mantenerse entre 30 y 70 partes por millón mol.

3).- CALIDAD DE LA CARGA:

La calidad de la carga, puede considerarse como una variable cuando se tratan varias cargas, cuando el contenido de aromáticas y naftenos es alto, la severidad de la reacción será menor para obtener el número de octano requerido.

4).- ENVENENAMIENTO:

El envenenamiento, es causado por tres tipos de veneno, según sea su efecto en el catalizador:

a).- Venenos que disminuyen la actividad de hidrogenación del catalizador.

Estos venenos son principalmente el Nitrógeno y Agua.

b).- Venenos que aumentan la actividad de hidrosintesis del catalizador.

Son esencialmente los cloruros orgánicos o inorgánicos y el agua.

c).- Venenos que disminuyen la actividad de aromatización del catalizador.

Estos son los compuestos metálicos con un alto contenido de azufre.

Después de notar la influencia de cada variable del proceso de acuerdo a la anterior información, se deduce que conociendo la composición de la carga, se podrán hacer ajustes necesarios para la conservación de un número de octano fijado; y además, si se efectúa un análisis al producto, se determinará si el proceso está dando los resultados esperados, o se tienen, que hacer reajustes en determinadas variables.

MATTA MOLECULAR

1.- ADSORCION

La adsorción es un fenómeno de superficie, ya que ocurre en la capa de separación de dos fases, una sólida (a veces líquida) y otra fluida.

A las sustancias que tienen la propiedad de retener gases o solutos se les denomina adsorbentes y al producto retenido se le llama adsorbato.

TIPOS DE ADSORCION

- 1) Adsorción Física - Se lleva a cabo con gran rapidez, actúan las fuerzas de Van-Der-Waals, como retenedoras.
- 2) Adsorción Química - Recibe el nombre de quimisorción y es una adsorción de unión superficial que solo se explica por fuerzas químicas, es más lenta que la adsorción Física.
- 3) Adsorción Coloidal - Las presentan los cuerpos dispersos en este estado.

DESORCION

Tiene dos importantes finalidades.

- 1) Recuperar el adsorbato.
- 2) Regenerar el adsorbente.

La adsorción se efectúa de las siguientes maneras:

- a) pasando una corriente de aire u otro gas para invertir el equilibrio de adsorción.
- b) Pasando por el lecho de adsorbente una corriente de una sustancia que se adsorba mejor que el adsorbato actual (frecuentemente vapor de H₂O)

- c) Por tratamiento químico que destruya la sustancia adsorbida sin alterar al adsorbente.
- d) Por calefacción.

GENERALIDADES DE LA MALLA MOLECULAR

Las mallas moleculares se aplican en el secado y purificación de corrientes gaseosas y líquidas, también se utilizan en la recuperación de compuestos.

Este adsorbente es una zeolita y tiene como característica principal la capacidad de deshidratarse sin que se modifique su estructura cristalina, la cual consta de una interconexión tridimensional, de tetrahedros de alumina (AlO_4) y de silice (SiO_4). Este tipo de estructura permite un nitido arreglo en forma de rejilla. Al construirse tetrahedros uniformemente en 4 direcciones, la trivalencia del aluminio (Al) causa que sus tetrahedros esten cargados negativamente - por lo que verifiquen un catión adicional de carga positiva para balancear el sistema. Estos cationes Metalicos son ausantes de posibles variaciones en el poro de la zeolita, y probablemente tambien de las vigorosas y selectivas fuerzad de adsorción.

En la estructura cristalina, el tetrahedro de alumina (AlO_4) - es ligeramente mayor que el de silice, (SiO_4) pero, en la estructura de la zeolita, un ion aluminio puede sustituir a un ion de silicio en el tetrahedro de silice .

La propiedades sobresalientes de la mallas moleculares comparadas con otros adsorbentes convencionales son:

A diferencia de los otros adsorbentes, que son amorfos, la malla molecular es cristalina, y por tanto tiene uniformidad en sus sitios activos, posee tambien excelentes propiedades fisicas y no se descacara ni tiendea tomperse cuando se pone en contacto con el agua.

La superficie de la malla molecular es polar, debido a los cationes del metal alcalino y por tanto tiene gran afinidad por moléculas polares.

Presenta además adsorción selectiva, esto se basa en el tamaño de poro, por ejemplo, una malla molecular con un diámetro nominal de poro de 3 \AA , sólo adsorbe amoníaco y agua, la demás moléculas son excluidas de los poros.

Trabajan a temperaturas elevadas con una eficiencia aceptable, además son capaces de secar a muy baja humedad relativa y puntos de rocío sumamente pequeños.

Las mallas moleculares funcionan como adsorbentes físicos y las fuerzas de Van-Der-Waals actúan como retenedoras, los adsorbatos son atrapados dentro de las cavidades internas, en los adsorbentes amorfos la adsorción depende de la atracción superficial.

Como ha podido observarse el adsorbente indicado para el servicio deseado es la malla molecular.

CALCULO DE EQUIPO

Para los cálculos de este sistema de adsorción por el método de mallas moleculares, no se cuenta con la suficiente información en textos traducidos al español, toda la información fué obtenida de bibliografías escritas en el idioma inglés. Por este motivo los cálculos del equipo se efectúan usando unidades del sistema sajón .

Las constantes, las ecuaciones las graficas e información general usadas para el cálculo; estan dadas en unidades inglesas y sería necesario convertirlas y sobre todo comprobarlas si se deseara usarlas en unidades del sistema métrico decimal.

El sistema de secado del tipo que se requiere deberá incluir aparte del cálculo de las columnas de adsorción , el cálculo de un cambiador de calor que eleve la temperatura del fluido que se usará como regenerador. Además - en caso de que se use gas como regenerador se incluirá el cálculo de un condensador y un separador para condensar y separar el gas del líquido desorbido.

Para completar el cálculo total del sistema se deberá incluir el de la tubería a emplear.

En la figura No. 1 se muestra un diagrama de flujo del sistema de secado propuesto para este caso.

FIG #1

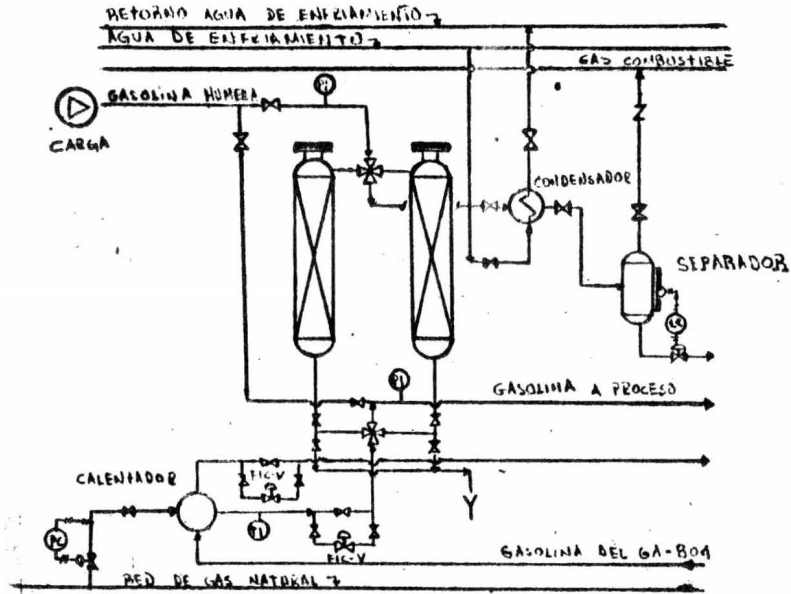


DIAGRAMA DE FLUJO DE UN SISTEMA DE SECADO DE GASOLINA.

DISEÑO DE LA COLUMNA

Existen dos sistemas básicos de adsorción de lecho fijo, los que efectúan su regeneración en el mismo lugar en que ocurrió la adsorción y los que efectúan su regeneración en un horno. Por facilidad de operación y característica del adsorbente se escoge el de regeneración en el mismo lugar usando una corriente de gas caliente.

Para operación continua, un mínimo de dos, posiblemente más, columnas son requeridas, dependiendo de la proporción relativa del total del tiempo consumido en el ciclo de operación y en la regeneración.

El diseño de la columna de adsorción es en sí el cuerpo del sistema, los métodos de diseño son basados en dos conceptos: la altura equivalente de una unidad de transferencia (HETU) y el rango de espacio máximo permisible donde tiene lugar una adsorción total (R_x).

Los datos en que estos conceptos están basados son empíricos.

El HETU, tiene unidades en pies y es basado en la variación de la fracción vacía (E) con respecto a las variaciones del diámetro medio equivalente de la partícula (D_p) y la densidad de empaquetamiento.

La mínima altura de cama adsorbente para máxima calidad de producto es de 55 a 60 HETU, esto normalmente resulta un mínimo de altura de cama (L_c) de entre 10 y 20 pies, grandes alturas de cama son deseables económicamente por que ofrecen una larga vida de corrimiento (mucho tiempo de trabajo), pero columnas altas al rededor de 30 pies no deberan ser usadas por que dificultan el mantenimiento estable del empaquetamiento.

El rango máximo de espacio permeable (R_x) es expresado en pies cúbicos de alimentación por pie cúbico de adsorbente por hora y es una función de la viscosidad absoluta de la alimentación (S) a la temperatura y presión de operación y del diámetro medio equivalente de la partícula. R_x puede ser calculado con las ecuaciones siguientes :

$$\log R_x = 2.0896 - 0.0387 (S) + \log (0.0101 - D_p) \quad (1)$$

$$R_x = 101.2 - 3080 (S) + 2236 (S)^2 - 720 (D_p) \quad (2)$$

La ecuación (1) es aplicada para valores de viscosidad más grandes de 0.5 cp. y valores de D_p menores de 0.01. En otras palabras, esto es aplicable para líquidos viscosos.

La ecuación (1) muestra que rangos de flujos bajos pueden también ser económicos cuando la viscosidad es tan alta hasta 20 cp.

La ecuación (2) es aplicable para rangos de viscosidad de 0.005 a 0.5 y valores de D_p arriba de 0.026 pies.

CALCULO DE LAS COLUMNAS DE ADSORCION

A continuación se muestran los datos que son necesarios para el cálculo de las torres adsorbedoras.

| | |
|--|---|
| Flujo de gasolina a secar | 9000 Bls/día 1,431 m ³ /día |
| Gravedad específica de la gasolina 60/60 | 0.745 |
| Viscosidad (Cp) gasolina | 0.3 |
| Diámetro de la partícula (malla molecular) (D_p) | 0.0038 pies. |
| Densidad e la malla molecular | 44 lb/pie ³ |

Determinación del rango de espacio máximo permisible donde se tiene lugar una adsorción total (Rx).

De acuerdo con la ecuación No. (2) el valor para (Rx) será:

$Rx = 95.75 \text{ pie}^3$ de gasolina por hora/ pie^3 adsorbente.

Cálculo de la altura de cama.

La altura de cama del adsorbente se recomienda que sea 55 a 60 veces la altura equivalente de la unidad de transferencia.

La altura equivalente de una unidad de transferencia (HETU) se determina mediante la figura (2).

Entrando a la gráfica con los valores de fracción vacía (E) igual a 0.47 para la malla molecular tipo 4^a, y diámetro de partícula (Dp) igual a 0.0038 pies. Se encuentra un valor de HETU de 0.316 pies.

Altura de cama $(57.5) (0.316) = 18.2$ pies 5.5 m.

Cantidad de malla molecular:

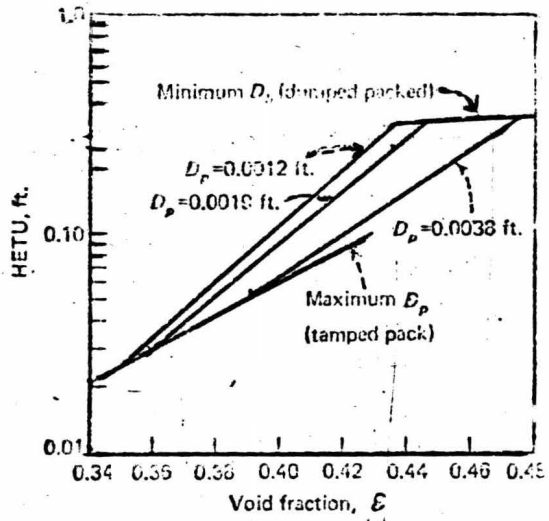
Para conocer la cantidad de malla molecular a emplear es necesario conocer la frecuencia de los ciclos y la cantidad de agua a eliminar en cada ciclo.

Se proponen ciclos de 24 horas de adsorción y se recomienda un tiempo de regeneración de:

| | |
|---------------|----------|
| Drenado | 1 hora |
| Calentamiento | 6 horas. |
| Enfriamiento | 6 horas. |
| Llenado | 1 hora. |

La gasolina a secar contiene una humedad de 300 partes por millón.

FIGURA 2



BED DEPTH should be minimum 50-60 HETU—Fig. 3

Agua a eliminar por ciclo:

$$H_2O = 2100 \text{ pies}^3 / \text{hr.} \times 45.6 \text{ lb/pie}^3 \times 0.0003 = 28.73 \text{ lb/hr.}$$

$$H_2O = 28.73 \times 24 = 689.47 \text{ lb/día.}$$

Capacidad de agua de la malla molecular $4A = 23\%$ peso

$$\text{Cantidad de malla molecular} = 689.47 / .23 = 2997.7 \text{ lbs.}$$

$$\text{Volumen} = 2997.7 \text{ lb} / 44 \text{ lb/pie}^3 = 68.1 \text{ pie}^3.$$

$$\text{Altura de cama} = 18.2 \text{ pies} = 5.55 \text{ m}$$

$$\text{Área de la sección transversal} = 68.1 / 18.2 = 3.74 \text{ pie}^2$$

$$\text{Diámetro} = (3.74 \cdot 4 / 3.1416)^{1/2} = 2.183 \text{ pies} = 0.665 \text{ m}$$

Para este valor de volumen de adsorbente el valor de R_x será:

$$R_x = 2100 / 68.1 = 30.6$$

Este valor está muy abajo del valor máximo por lo que se considera aceptable.

Caída de presión durante el secado:

La caída de presión en el secado está dada por la ecuación.

$$\Delta P / Lx = f \cdot Ct \cdot G^2 / s \cdot D_p \quad *$$

$$Re = D_p \cdot G / s = 250$$

$$f = 1.1$$

$$Ct = 3.6 \cdot 10^{-10} \text{ coeficiente de caída de presión}$$

$$\Delta P = \frac{(1.1) (3.6) (10^{-10}) (26,110)^2 (18.2)}{(45.6) (0.0067)} = 15.5 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\Delta P = 15.8 \text{ lb/pulg}^2$$

* Esta ecuación fue desarrollada en los laboratorios de Union Carbide, para aplicarse a mallas moleculares en operación en fase gas o fase líquida, -

al mismo tiempo que recomienda valores para el factor de fricción (f) dependiendo del número de reynolds y para el coeficiente de caída de presión dependiendo de la fracción vacía.

REGENERACION

El tipo de regeneración más recomendable para mallas moleculares es el de usar un gas como medio de calentamiento y arrastre. Con lo anterior y teniendo disponible gas natural de la red de refinería, se propone el uso de este para la regeneración de la malla molecular .

Cálculo de la cantidad de calor para la regeneración:

Este cálculo se desarrolla siguiendo las recomendaciones sugeridas en el "Designing Fixed-Bed Adsorption Columns" de la revista científica Chemical Engineering, Nov. 1972.

El mencionado artículo basa su cálculo en el calentamiento que será necesario del adsorbente del recipiente y del líquido adsorbido; hasta una temperatura en la cual se considera que el líquido adsorbido se desprenderá del adsorbente.

Para la malla molecular tipo 4A se recomienda una temperatura de regeneración de 400 °F.

$$\text{Calor total} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4.$$

$$Q_1 \text{ (recipiente)} \\ Q_2(m) (C_p) (\Delta T)$$

$$T_1 = 75 \text{ °F} \quad T_2 = 400 \text{ °F} \quad T = 325 \text{ °F}$$

$$m = 94.7 \text{ lb/pie} \times 20 \text{ pies} = 2,000 \text{ lbs.}$$

$$C_p \text{ (media)} = 0.12 \text{ Btu/lb °F}$$

$$Q_1 = 78,000 \text{ BTU}$$

Q₂ (malla molecular)

$$Q_2 = (m) (C_p) (\Delta T)$$

$$T = 325 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$m = 3,000 \text{ lbs.}$$

$$C_p = 0.23 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$Q_2 = 218,000 \text{ BTU}$$

Q₃ (calor sensible del agua)

$$Q_3 = (m) (C_p) (\Delta T)$$

$$T_1 = 75 \text{ } ^\circ\text{F} \quad T_2 = 210 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \Delta T = 135 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$m = 700 \text{ lbs}$$

$$C_p = 1 \text{ BTU/lbs } ^\circ\text{F}$$

$$Q_3 = 95,300 \text{ BTU}$$

$$C_p' = 0.46 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = (400 - 210) = 190$$

$$Q_3 = 61,500 \text{ BTU}$$

Q₄ (calor latente del agua)

$$Q_4 = (m) (h)$$

$$m = 700 \text{ lbs}$$

$$h = 970 \text{ BTU/lb}$$

$$Q_4 = 683,000 \text{ BTU}$$

Calor total = 1,135,800 BTU/ciclo

El ciclo tiene un tiempo de duración de 6 horas por lo tanto;

Calor total \approx 200,000 BTU/ hora.

Cantidad de gas natural.

$$Q = (W) (C_p) (\Delta T)$$

$$Q = 200,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$C_p \text{ (media, a } 300 \text{ }^\circ\text{F)} = 0.60 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 325 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$W = 200,000 / (0.6) (325) = 975 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Cantidad de gas natural} = 1,000 \text{ lb/hr.}$$

Caída de presión del gas de regeneración en el adsorbente:

La caída de presión del gas en el secador esta dada por la siguiente ecuación:

$$\Delta P / L = f C_t G^2 / s D_p$$

Como puede verse es la misma ecuación que se uso en el cálculo de la caída de presión de la gócolina durante el secado, por consecuencia la nomenclatura y los valores obtenidos provienen de la misma bibliografía citada.

$$G = 1,000 / 3.74 = 267.4 \text{ lb / (hr) (pie}^2\text{)}$$

$$s = 0.164 \text{ lb/ pie}^3 \text{ (} 400 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$S = 0.0388 \text{ lb / pie hr (} 400 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$Re = D_p G / S = 46.17$$

$$f = 2$$

$$C_t = 3.6 \text{ lb}^{-1}$$

$$\Delta P = 0.85 \text{ lb/ pulg}^2$$

CALENTAMIENTO DEL GAS PARA REGENERACION

- Para el calentamiento del gas natural que se empleará en la regeneración de la malla molecular, se propone el empleo de un cambiador de calor de cuerpo y tubos por ser este tipo de cambiador del que más fácilmente se puede conseguir en el mercado.

Como medio de calentamiento se dispondrá de una corriente de gasolina, con una temperatura de 480 °F y un flujo de 3,500 lb/hr.

CALCULO DEL CAMBIADOR DEL CALOR

Para el cálculo del equipo de transferencia de calor se emplearán los métodos propuestos por KERN.

Datos principales:

| corriente | flujo lb/hr. | Cp | salida | entrada |
|-----------|--------------|------|--------|---------|
| gas | 1,000 | 0.6 | 440 °F | 60 °F |
| gasolina | 3,500 | 0.67 | | 480 °F |

Para acompletar los datos necesarios para el cálculo del cambiador, se procede a determinar la temperatura a la que la gasolina abandonará el cambiador.

Calor cedido por el gas = calor ganado por la gasolina

$$(1,000) (0.6) (440 - 60) = (3,500) (0.67) (480 - T)$$

$$T = 380 \text{ °F}$$

Cálculo de LMTD:

Este valor, que nos representa la temperatura media en un cambiador, queda determinado por la relación de temperatura.

$$LMTD = \frac{(380 - 60) - (480 - 440)}{2.3 \log (380 - 60) / (480 - 440)}$$

$$LMTD = 137 \text{ °F}$$

La LMTD es afectada por un factor que depende del número de pasos del fluido por la carcasa y el factor que afecta a LMTD es obtenido de la figura 18 del KERN en la que:

$$t_1 - t_2 / T_2 - T_1 = 440 - 60 / 480 = 380 / 480 = 0.38$$

$$T_2 - T_1 / t_1 - T_1 = 480 - 360 / 480 - 60 = 0.24$$

El valor del factor es aproximadamente 1.

A continuación se determinan la temperaturas calóricas para especificar las propiedades físicas de los fluidos.

Estas se calculan mediante la figura 17 del Kern, en la que se selecciona la gasolina para la obtención del factor de corrección.

Factor de corrección 0.65

Gasolina $T_c = 445$ °F

Gas $t_c = 307$ °F

| <u>Propiedades físicas de los fluidos.</u> | Gas | Gasolina |
|---|--------|----------|
| $C_p = \text{BTU} / \text{lb } ^\circ\text{F}$ | 0.6 | 0.71 |
| $K = \text{BTU} / \text{hr pie}^2 (^\circ\text{F}/\text{pie})$ | 0.03 | 0.0785 |
| $S = \text{lb/hr pie}$ | 0.0448 | 0.319 |
| $s = \text{lb/pie}^3$ | 0.164 | 45.6 |

Dimensiones tentativas del cambiador de calor.

Para est. servicio la literatura nos recomienda un valor de Ud 25 BTU / hr pie² °F aproximadamente.

El área aproximada para la transmisión de calor es:

$$A = Q / (Ud) (LMTD) = 235,000 / (25) (137) = 68.6 \text{ pie}^2$$

Para satisfacer esta área se proponen tubos de 3/4 de pulgada, 14 BWG y 16 pies de longitud.

Este tubo tiene una superficie por pie lineal de 0.1963 pie² y una área

y una área de flujo de 0.268 pulg² con un diámetro interior de 0.584 pulg.

Número de tubos

El número de tubos queda determinado por la relación :

$$N = 68.6 / (0.1963) (16) = 22$$

Masa velocidad a través de los tubos.

El área de flujo de los tubos esta dado por la relación:

$$a_t = (22) (0.268) / 144 = 0.0490 \text{ pie}^2$$

La masa velocidad a través de los tubos esta dada por la relación:

$$G_t = 3,500 / 0.0409 = 85,574 \text{ lb/hr pie}^2$$

Se observa que la masa velocidad es pequeña por lo cual se propone aumentar el número de pasos a un valor de 4 y situándose en la tabla 9 del Kern se propone un diámetro de carcasa igual a 8 pulgadas y un número de tubos igual a 24, con un área de transferencia de calor de 75 pie²

$$a_t = (24) (0.268) / (144) (4) = 0.0112$$

$$G_t = 3,500 / 0.0112 = 313,620 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$Re = D G_t / \mu = (0.0487) (313,620) / (0.319) = 47,879$$

$$V = 313,620 / 3,600 (45.6) = 1.9 \text{ pie/seg.}$$

Esta velocidad es aceptable para los fines de transferencia de calor.

Cálculo del coeficiente de película por el lado de los tubos .

El coeficiente de película^a esta dado por la ecuación, :

$$h_i = J_h \frac{K \left[\frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3}}{D_i \left[\frac{\mu}{\mu_s} \right]}$$

fig.29 Kern.

$$J_h = 140$$

$$z = 1$$

$$h_i = 321$$

El coeficiente de película referido al diámetro exterior será:

$$h_o = h_i \frac{D_i}{D_o} = 321 \frac{0.584}{0.750} = 250$$

Cálculo del coeficiente de película por el lado de la carcasa.

Se propone una carcasa de 8 pulgadas de diámetro interno con baffles espaciados 6 pulgadas y una distancia entre tubos (centro a centro) de una pulgada en arreglo triangular.

$$A_s = D_s C' B / 144 P'$$

$$A_s = (7,981) (0.25) (8) / (144) (1) = 0.083 \text{ pie}^2$$

La masa velocidad esta dada por la relación:

$$G_s = \frac{1,000}{0.083} = 12,048 \text{ lb / hr pie}^2$$

El diámetro equivalente de la carcasa será:

$$D_{eq} = 0.73 / 12 = 0.061 \quad \text{Figura 28 Kern}$$

El número de Reynolds es:

$$Re = (0.061) (12,048) / (0.0448) = 16,405$$

Jh 72

$$\left[\frac{C_p S}{K} \right]^{1/3} = \left[\frac{(0.6) (0.0448)}{(0.03)} \right]^{1/3} = 0.964$$

El coeficiente de película queda definido por la ecuación :

$$h_o = J_h \frac{K}{D_{eq}} \left[\frac{C_p S}{K} \right]^{1/3}$$

$$h_o = 34$$

El coeficiente total de transferencia de calor es:

$$U_c = \frac{(h_i) (h_o)}{(h_i) (h_o)}$$

$$U_c = 29.9$$

El factor combinado de ensuciamiento para este servicio se reco-

mienda tenga un valor de 0.004.

$$R_d = 0.004$$

$$U_d = \frac{\{U_c\}}{1 + (U_c) (R_d)} = 26.7$$

El área real de transmisión de calor requerida es:

$$A = (Q) / (U_d) (\text{LMTD})$$

$$A = (235,000) / (26.7) (137) = 64.2 \text{ pie}^2$$

El cambiador seleccionado satisface los requisitos necesarios para la transferencia de calor con un exceso de área de 14% el cual es bastante aceptable.

Cálculo de las caídas de presión a través del cambiador.

Caída de presión a través de los tubos

La caída de presión a través de los tubos esta dada por la ecuación:

$$\Delta P = \frac{(S)^{0.2}}{G_{sp}} \left[\frac{w_1}{n'} \right]^{1.8} \frac{n \left[(L/D_1) + 25 \right]}{(5.4 D_1)^{3.8}}$$

$$S = 0.132 \text{ Cp}$$

$$G_{sp} = 0.73$$

$$w_1 = (1b/hr) / 1,000 = 3.5$$

$$n' = 24/4 = 6$$

$$n = 4$$

$$L = 16 \text{ pies}$$

$$D_1 = 0.584 \text{ pulg.}$$

$$\Delta P = 0.92 \text{ lb/ pulg}^2$$

* Esta ecuación para la caída de presión a través de los tubos es la recomendada por

la CHEMICAL ENGINEERING.

En el artículo Design of Heat Exchangers, junio 26 de 1970.

Caida de presión a través de la coraza

La caída de presión a través de la coraza esta dada por la ecuación:

$$\Delta P_s = \frac{(f) (G_s)^2 (D_s) (X+1)}{(5.22) (10^{10}) (D_{eq}) (G_{sp}) (Z)}$$

$$G_s = 12,048 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$R_s = 16,405$$

$$f = 0.0019$$

$$L = 16 \text{ pies}$$

$$(X+1) = (12) (16) / (6) = 32$$

$$s = 0.164 \text{ lb/pie}^3$$

$$G_{sp} = 0.164 / 62.5 = 0.0026$$

$$D_s = 7.981 / 12 = 0.665 \text{ pies}$$

$$D_{eq} = 0.061$$

$$Z = 1$$

$$\Delta P_s = 0.71 \text{ lb / pulg}^2$$

Como puede observarse las caídas de presión para ambos lados son aceptables.

De esta forma el cambiador de calor es el siguiente:

(Se propone) :

Cambiador de cuerpo y tubos con cabeza flotante

Diámetro de coraza = 8 pulgadas

Espaciamiento entre baffles = 6 pulgadas.

Número de tubos = 40

Diámetro exterior de tubos = 3/4 pulgada

Espesor de tubos = 14 BWG

Longitud = 16 pies

Arreglo triangular

Distancia entre centros de los tubos = 1 pulgada

Número de pasos por los tubos = 4

Número de pasos por la coraza = 1

CALCULO DEL CONDENSADOR

Para el cálculo de este condensador es necesario considerar el problema en dos partes. La primera de ellas consiste en efectuar el enfriamiento de la mezcla gaseosa proveniente del secador hasta una temperatura igual a la de saturación del vapor de agua.

La segunda parte consiste en la condensación de este vapor.

Por comodidad se comenzará el cálculo de la sección de condensación.

Sección de condensación:

La condensación que se efectuará es conocida como condensación parcial y las ecuaciones que rigen este fenómeno varían sensiblemente de aquellas empleadas con el problema en cuestión es una condensación total.

Al considerar una condensación parcial, se consideran incrementos de temperatura que van desde la temperatura de entrada del líquido frío hasta la temperatura supuesta, que será la temperatura final de la sección de condensación.

El número de incrementos para la temperatura de condensación es una función de la exactitud deseada, siendo convenientes un número de tres de estos intervalos.

Dado que en el presente caso la cantidad de agua a condensar es pequeña, se supondrán tres intervalos de temperatura para el cálculo de la sección de

de condensación.

La comprobación de los intervalos seleccionados será efectuada por el método recomendado por Donald Kern, el cual consiste en la igualación del calor transferido por el lado de la coraza con el transferido por el líquido fluyendo por los tubos.

Condiciones de operación:

Dadas las características de los fluidos con que se opera, se recomienda que el flujo de la corriente proveniente del secador sea por el lado de la coraza y puesto que el líquido enfriante será agua esta se recomienda que fluya por el interior de los tubos.

Balance de energía y materia

La cantidad de agua a eliminar en cada regeneración es de 320 litros por ciclo que corresponden a 53.3 litros por hora, se recomienda tomar como base el diseño de 100 litros por hora de esta manera los flujos serán: en

| Entrada | lb/hr | mol/hr |
|---------|-------|--------|
| gas | 1,000 | 57.8 |
| agua | 220 | 12.2 |
| total | 1,220 | 70.0 |

Como base de diseño se recomienda las siguientes temperaturas:

| | Entrada | Salida |
|--------------|---------|--------|
| Para el agua | 80 °F | 110°F |
| Para el gas | 203 °F | 120 °F |

Las temperaturas recomendadas anteriormente se basan en lo siguiente. Para el agua la temperatura de 80 °F es la disponible en el sistema de agua de enfriamiento en la refinería. La temperatura de salida satisface la observación de Kern quien indica que esta no debe exceder de 120 °F por razones de ensuciamiento.

Con respecto al gas el cual entra al condensador con una presión de 4.87 atm. la temperatura de saturación es de 203°F (tablas de vapor) y su temperatura de salida se selecciona arbitrariamente tomando como base la temperatura del agua.

La temperatura de salida del agua en la zona de condensación se determina de la siguiente manera:

Calor de condensación:

Presión de vapor a 120 °F = 0.115 atm.

Presión del gas = 4.87 - 0.115 = 4.75 atm.

Moles de vapor remanentes = (57.8) (0.115) / (4.75) = 1.4

Moles de vapor condensados = 12.2 - 1.4 = 10.8

Calor de condensación

$$(10.8) (18) (1,025.8) + (0.46) (203 - 120) (10.8) (18) = 206,855 \text{ BTU}$$

Calor de vapor no condensado

$$(1.4) (18) (0.46) (203 - 120) = 964 \text{ BTU}$$

Calor de no condensables

$$(1,000) (0.57) (203 - 120) = 47,424 \text{ BTU}$$

Calor de condensación total = 255,243 BTU.

Calor de enfriamiento (desde 420 a 203 °F)

$Q = W C_p T$

$$C_p = (1000) (0.65) + (220) (0.46) / (1,220) = 0.616 \text{ BTU /lb } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 420 - 203 = 217^\circ\text{F}$$

$$Q = (1,220) (0.616) (217) = 163,080 \text{ BTU}$$

Calor de enfriamiento = 163,080 BTU

Flujo de agua:

$Q = W C_p T$

$$Q = 163,080 \cdot 255,243 = 418,323 \text{ BTU}$$

$$W = (418,323) / (1) (30) = 13,944 \text{ lb/hr}$$

La diferencia de temperatura para la zona de condensación será :

$$\Delta T = (255,243) / (13,944) (1) = 18.3 \text{ }^\circ\text{F}$$

Como una aproximación para la zona de condensación se considerará una diferencia de temperatura de 15 $^\circ\text{F}$

Introducción al cálculo de los intervalos y dimensiones del condensador.

Para el empleo de agua como medio enfriante se recomienda que su velocidad a través de los tubos no sea menor de 3 pies por segundo, por lo que se selecciona tentativamente una velocidad de 3.5 pie/seg. y un diámetro exterior de 3/4 pulg. 16 BTU.

El gasto masico por unidad de área (Gt) lb/hr pie² será:

$$Gt = W / at$$

por otro lado

$$V = (Gt) / (3,600) (62.5) = 3.5 \text{ pie/seg.}$$

$$Gt = 787,500 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$at = W / Gt = 0.0173 \text{ pie}^2$$

El número total de tubos esta dado por la relación:

$$Nt = (at) (144) (n) / (a't)$$

Se su ondrá un número de pasos por los tubos (n) igual a dos.

$$Nt = (0.0173) (144) (2) / (0.302) = 17$$

Se aproxima a un número de tubos igual a 18.

El número de tubos con relación al diámetro de la coraza esta dado por la relación:

$$N = G \left[\frac{D'}{PP'} \right]^2$$

Nelson (17 - 10)

$C = 0.75$ para arreglo cuadrado

$C = 0.36$ para arreglo triangular

Para el servicio de este diseño se selecciona un arreglo triangular dada las características del fluido que fluye por la carcasa, despejando:

$$D' = P' \sqrt{\frac{N}{C}} = \sqrt{\frac{18}{0.36}} = 4.6 \text{ pulg.}$$

Para cambiadores con cabeza flotante (seleccionandose este para las posibles expansiones) se recomienda emplear una coraza con un diámetro interior de 1.5 pulgadas mayor que el diámetro total del haz de tubos (D').

Diámetro de la coraza = $4.5 + 1.5 = 6$ pulg.

Cálculo aproximado del área de transferencia de calor.

La bibliografía para este tipo de condensador recomienda un coeficiente total de transferencia de calor (U_d) entre 10 y 30.

Suponiendo un valor de $U_d = 20$

Cálculo de LMTD

$$T_1 = 420 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 80 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 120 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 110 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{310 - 40}{\ln(310/40)} = 132 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Área transferencia igual a $(Q) / (U_d) (\text{LMTD}) = 158 \text{ pie}^2$

Para el tubo seleccionado un área de 0.1963 pie^2 se tiene por pie lineal.

Por lo tanto:

$$\text{Longitud de tubos} = (158) / (18) (0.1963) \leq 45 \text{ pies}$$

Debido a que esta dimensión es bastante grande en proporción con el diámetro de

la coraza. Se propone aumentar el número de pasos por los tubos a un valor de 6.

Con este nuevo valor se procede a efectuar los cálculos anteriores.

$$n = 6$$

$$N = 50 \text{ tubos}$$

$$D' = 8 \text{ pulg.}$$

$$D_s = 10 \text{ pulg.}$$

$$L = 16 \text{ pies}$$

Esta longitud es aceptable dado que cambiadores a 16 pies son relativamente más económicos.

Cálculo de los intervalos.

Los intervalos que se proponen son los siguientes:

$$\text{Primer intervalo} = 203 \text{ a } 180 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Segundo intervalo} = 180 \text{ a } 160 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{tercer intervalo} = 160 \text{ a } 120 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Primer intervalo: } 203 - 180 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Presión de vapor del agua a } 180 \text{ } ^\circ\text{F} = 0.51 \text{ atm.}$$

$$\text{Presión del gas } P_g = 4.87 - 0.51 = 4.36 \text{ atm}$$

$$\text{Moles de vapor remanentes} = (57.8) (0.51) / (4.36) = 6.76$$

$$\text{Moles de vapor condensados} = 12.2 - 6.75 = 5.44$$

Calor de condensación

$$(5.44) (18) (990.2) + (0.46) (203 - 180) (5.44) (18) = 98,005 \text{ BTU.}$$

Calor de vapor no condensado

$$(6.76) (18) (0.46) (203 - 180) = 1,299 \text{ BTU}$$

Calor de no condensables

$$(1,000) (0.57) (203 - 180) = 13,224 \text{ BTU}$$

Calor total transferido = 112, 528 BTU

Procediendo de la misma manera se llega a los siguientes resultados:

| Intervalo °F | Calor transferido (BTU) |
|--------------|-------------------------|
| 203 - 180 | 112,528 |
| 180 - 160 | 37,198 |
| 160 - 120 | 72,460 |
| Total | 222,186 |

Cálculos generales:

A continuación se determinará el valor de U_T , partiendo punto a punto del condensador y suponiendo temperaturas de película condensantes de tal forma que se satisfaga la relación:

$$h_o (T_g - T_c) + K_g M_v L_v (P_v - P_c) = h_{io} (T_c - T_w) \text{ ec. (1)}$$

punto 1

$$C_p \text{ media} = (1,000) (0.57) + (220) (0.46) / (1,220) = 0.55$$

$$K \text{ media} = (1,000) (0.023) + (220) (0.015) / (1,220) = 0.021$$

$$S \text{ media} = \frac{(1,000) (0.013) + (220) (0.0136)}{(0.0131) (2.42) + 0.0317 \text{ lb/pie hr.}} / (1,220) = 0.0131$$

$$A_s = (D_s) (C') (B) / (144) (P')$$

$$E_s = 10.02 \text{ (IPS nom. 10 pulg.)}$$

$$B = \text{Espacio entre baffles (se recomienda 10 pulg.)}$$

$$C' = 0.25 \text{ pulg.}$$

$$A_s = 0.174 \text{ pie}^2$$

$$G_s = W / A_s = 1,220 / 0.174 = 7,011 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$Deq = 0.73 \text{ pulg.} \quad \text{fig. 28 Kern}$$

$$Deq = 0.73 / 12 = 0.061 \text{ pie}$$

$$Re = (Deq) (G_s) / (\mu) = 13,491$$

$$J_h = 65 \quad \text{fig. 28 Kern}$$

$$\left[\frac{C_p S}{K} \right]^{1/3} = 0.94$$

$$h_o = J_h \frac{K}{Deq} \left[\frac{C_p S}{K} \right]^{1/3} z_l$$

$$s \text{ medio} = \frac{17.4}{359} \frac{492}{652} \frac{4.87}{1} = 0.18 \text{ lb/pie}^3$$

$$K_g = \frac{h_o (C_p S / K)^{2/3}}{C_p P_g M_m (S/s K_d)^{2/3}}$$

$$\left[\frac{S}{s K_d} \right]^{2/3} = 0.645$$

$$\left[\frac{C_p S}{K} \right]^{2/3} = 0.884$$

$$K_g = 3.0 / P_g$$

$$T_g = 203 \text{ } ^\circ\text{F} \quad P_v = 0.76 \text{ atm} \quad P_g = 4.11 \text{ atm.}$$

$$T_w = 95 \text{ } ^\circ\text{F} \quad T = T_g - T_w = 93 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suponiendo:} \quad T_o = 105 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$P_c = 0.0756 \text{ atm} \quad P'_g = 4.794$$

$$P_g' = \frac{P'_g - P_g}{\ln(P'_g/P_g)} = 4.44$$

$$\ln(P'_g/P_g)$$

$$K_g = 3.0 / 4.44 = 0.676 \text{ (lb-mol)/(hr) (pie}^2\text{) (} ^\circ\text{F / pie)}$$

Substituyendo en la ecuación (1) termino izquierdo:

$$z_l (203-105) + (0.676) (18) (976) (0.76)(0.0756) = 10,186$$

Para una velocidad de 3.5 pie/seg del agua a través de los tubos se obtiene un coeficiente de película (hi) de:

$$h_i = 920 \quad (\text{fig. 25 Kern, } T \text{ med. } 100 \text{ } ^\circ\text{F})$$

$$h_{io} = (h_i) (D_i) / (D_o) = (920) (0.62) / (0.75) = 761$$

Substituyendo en la ecuación (1) término derecho:

$$761 (105 - 95) = 7,610$$

no checa

Con la temperatura supuesta no checaron ambos miembros de la ecuación (1), se propone el empleo de una temperatura $T_c = 108 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$T_g = 203 \text{ } ^\circ\text{F} \quad P_v = 0.76 \quad P_g = 4.11$$

$$T_w = 95 \text{ } ^\circ\text{F} \quad T = T_g - T_w = 93 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 108 \text{ } ^\circ\text{F} \quad P_c = 0.0823 \quad P'_g = 4.78$$

$$P_g' = 4.436$$

$$K_g = 3.0 / 4.436 = 0.676 \text{ (lb-mol) / (hr) (pie}^2\text{) (} ^\circ\text{F / pie)}$$

Substituyendo en la ecuación (1) miembro izquierdo:

$$21 (203 - 108) + (0.676) (18) (976) (0.76 - 0.0823) = 10,043$$

Substituyendo en la ecuación (1) término derecho:

$$761 (108 - 95) = 9,893$$

si checa

$$U_A T = 10,043 + 9,893 / 2 = 9,968$$

$$U = (9,968) / (203 - 95) = 92.3$$

Punto 2

$$T_g = 180 \text{ } ^\circ\text{F} \quad P_v = 0.51 \quad P_g = 4.36$$

$$\text{Moles de vapor remanentes} = 6.76$$

$$\text{Nuevo flujo de gas humedo} = (1,000) + (6.76) (18) = 1122 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Peso molecular medio} = 17.3$$

$$C_p \text{ medio} = 0.56 \text{ BTU / lb } ^\circ\text{F}$$

$$K \text{ medio} = 0.022 \text{ BTU / hr pie}^2 \text{ (} ^\circ\text{F / pie)}$$

$$S \text{ medio} = 0.0316 \text{ lb / pie hr.}$$

$$G_s = 1,122 / 0.174 = 6,448 \text{ lb / hr pie}^2$$

$$Re = 12,447$$

$$J_h = 61$$

$$\left(\frac{C_p S}{K} \right)^{1/3} = 0.93$$

$$h_o = 20.5$$

$$\left(\frac{C_p S}{K} \right)^{2/3} = 0.865$$

$$\left(\frac{S}{s K_d} \right)^{2/3} = 0.645$$

$$K_g = 2.84 / F_{gf}$$

Elevación en la temperatura del agua 112,528/13,600 8.3°F

$$T_w = 95 - 8.3 = 86.7$$

$$T_c = 95 \text{ °F}$$

$$P_c = 0.056$$

$$P'g = 4.814$$

$$F_{gf} = 4.58$$

$$K_g = 0.62$$

Sustituyendo en la ecuación (1) miembro izquierdo $20.5 (180 - 95) + (0.62)$

$$(18) (990) (0.51 - 0.056) = 6,759$$

Substituyendo en la ecuación (1) miembro derecho

$$761 (95 - 86.7) = 6,316$$

si checa

$$U \Delta T = 6,759 \quad 63,316 / 2 = 6,538$$

$$U = (6,538) / (180 - 86.7) = 70.1$$

Para los puntos de 160 °F y 120 °F se procede al igual que los puntos anteriores.

A continuación se presentan los resultados obtenidos.

| Punto | 1 | 2 | 3 | 4 |
|----------------------|-------|---------|--------|--------|
| Tg | 203 | 180 | 160 | 120 |
| Te | 108 | 95 | 89.5 | 81 |
| U T | 9,968 | 6,538 | 4,214 | 1,658 |
| (UΔT) _m | | 8,253 | 5,376 | 2,936 |
| Q | | 112,528 | 37,198 | 72,460 |
| Δ | | 13.6 | 6.9 | 24.7 |
| T | 108 | 93.3 | 76 | 41.3 |
| (ΔT) _{med.} | | 101 | 85 | 59 |
| Q/(ΔT) _m | | 1,114 | 438 | 1,228 |

$$\Sigma Q = Q_c = 222,186 \text{ BTU}$$

$$\Delta = Q / (U\Delta T)_m \quad \Sigma \Delta = \Delta_c = 45.2$$

$$\Sigma [Q/(\Delta T)_m] = 2,780$$

Por lo anterior se tiene:

$$\Delta T \text{ verdadera} = \frac{Q_c}{Q / \Delta T} = \frac{222,186}{2,780} = 79.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_{cc} = (Q_c) / (\Delta_c) (T) = (222,186) / (45.2) (79.9) = 61.5$$

Para las características de los fluidos se recomienda un factor de ensuciamiento (R_d) igual a 0.004 (Kern; tabla 12).

$$U_{dc} = \frac{U_c}{1 - U_c R_d} = \frac{61.5}{1 - (61.5) (0.004)} = 49.4$$

$$A_{dc} = \frac{Q_c}{(U_{dc}) (T)} = \frac{(61.5)}{(49.4) (79.9)} = 56.3 \text{ pie}^2$$

$$\sum Q = Q_c = 222,186 \text{ BTU}$$

$$\Delta = Q / (U T)_m \quad \sum \Delta = \Delta_c = 45.2$$

$$\sum [Q / (T)_m] = 2,780$$

De lo anterior se tiene:

$$\Delta T \text{ verdadera} = \frac{Q_c}{Q/T} = \frac{222,186}{2,780} = 79.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_{cc} = (Q_c) / (\Delta_c) (T) = (222,186) / (45.2) (79.9) = 61.5$$

Para las características de los fluidos se recomienda un factor de ensuciamiento (R_d) igual a 0.004 (Kern; tabla 12)

$$U_{dc} = \frac{U_c}{1 + U_c R_d} = \frac{(61.5)}{1 + (61.5) (0.0044)} = 49.4$$

$$A_{dc} = \frac{Q_c}{(U_{dc}) (T)} = \frac{(222,186)}{(49.4) (79.9)} = 56.3 \text{ pie}^2$$

Sección de enfriamiento.

| fluido caliente | | fluido frío | diferencia |
|-----------------|------------------|-------------|------------|
| 420 | alta temperatura | 110 | 310 |
| 203 | baja temperatura | 95 | 108 |
| 217 | diferencias | 15 | 202 |

$$LMTD = \frac{(310 - 108)}{\ln(310) / (108)} = 191.6^{\circ}F$$

calor transferido = 163,080 BTU/hr.

$$U A = Q_c / LMTD = 851$$

Fluido caliente, lado de la coraza.

$$A_s = (D_s) (C) (B) / (144) (P) = 0.174 \text{ pie}^2$$

$$G_s = W / A_s = (1,220) / (0.174) = 7,001 \text{ lb/hr pie}^2$$

Los valores de S, Cp, K y s se tomarán a temperatura media de 309 °F
ra media de 309 °F

$$S \text{ media} = 0.0349 \text{ lb/hr pie}$$

$$K \text{ media} = 0.0255 \text{ BTU / hr pie}^2 \text{ (°F/ pie)}$$

$$C_p \text{ media} = 0.616 \text{ BTU / lb °F}$$

$$Deq = 0.061 \text{ pies}$$

$$Re = 12,254$$

$$J_h = 61$$

$$\left(\frac{G_p S}{K} \right)^{1/3} = \left(\frac{(0.616) (0.0349)}{(0.0255)} \right)^{1/3} = 0.94$$

$$h_o = J_h \left[\frac{K}{Deq} \right] \left[\frac{C_p S}{K} \right]^{1/3} = 24$$

$$U_{ce} = \frac{(h_{io})(h_o)}{(h_{io})(h_o) + (761)(24)} = 23.3$$

$$Acc = (Q_e) / (U_{ce})(LMTD) = (163,080) / (23.3)(191.6)$$

$$Acc = 36.5 \text{ pie}^2$$

$$Ac \text{ (total)} = Acc + Ace = (45.2) + (36.5) = 82 \text{ pie}^2$$

Para un factor de ensuciamiento de 0.004, se tiene

$$U_{de} = \frac{U_{ce}}{1 + U_{ce} R_d} = \frac{(23.3)}{1 + (23.3)(0.004)} = 21.3$$

$$Ade = (163,080) / (21.3)(191.6) = 40 \text{ pie}^2$$

$$Ad \text{ (total)} = Ade + Ade = (56.3) + (40) = 96.3 \text{ pie}^2$$

Como se puede observar a la sección de enfriamiento le corresponde un 42% del área total y a la sección de condensación un 58%.

Caidas de presión.

Caida de presión a través de la coraza.

Sección de enfriamiento:

La caída de presión a través de la coraza sección de enfriamiento esta dada por la ecuación:

$$\Delta P_m = \frac{(f)(G_s^2)(D_s)(X+1)}{(5.22)(10^{10})(Deq)(G_{sp})(Z)} \quad \text{Kern}$$

$$G_s = 7,011 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$Re = 12,254$$

$$f = 0.002$$

Figura 29; Kern

$$L = 16 \text{ pies} \times 42\% = 6.7 \text{ pies}$$

$$(X+1) = 12 L/B = (12) (6.7) / (10) = 8.0$$

$$s = \frac{17.4}{259} \times \frac{492}{769} \times \frac{4.87}{1} = 0.15 \text{ lb/pie}^3$$

$$\text{Gesp} = 0.15 \times 62.5 = 0.0024$$

$$Ds = 10.02 / 12 = 0.835 \text{ pies}$$

$$\text{Deq} = 0.061$$

$$\rho_{Ps} = 0.086 \text{ lb/pulg}^2$$

Sección Condensación :

Aplicando la siguiente ecuación:

$$\rho_{Ps} = \frac{1}{2} \frac{(f) (Gs^2) (Ds) (X+1)}{5.22 (10^{10}) (Deq) (Gesp)} \quad \text{Kern}$$

Se obtiene la caída de presión correspondiente a la sección de condensación.

$$Re = 15,000 \quad (\text{valor promedio de los 4 puntos supuestos})$$

$$f = 0.002$$

$$s = 0.18 \text{ lb/pie}^3$$

$$\text{Gesp} = 0.0029$$

$$Gs = 7,123 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$L = 16 \text{ pies } 58\% = 9.3 \text{ pies}$$

$$(X-1) = (12) (9.3) / (10) = 11.15$$

$$\rho_{Ps} = 0.050 \text{ lb/pulg}^2$$

Caída de presión total por el lado de la coraza:

$$\rho_{Ps} = 0.086 + 0.050 = 0.136 \text{ lb/pulg}^2$$

Caida de presión a través de los tubos.

La caída de presión a través de los tubos esta dada por la ecuación
(para un número de Re 10,000)

$$\Delta P = \frac{(S)^{0.2}}{Gesp} \left(\frac{w1}{n'} \right)^{1.8} \frac{n (L/D1)^{25}}{(5.4 D1)^{3.8}} *$$

$$S = 0.72 \text{ Cp}$$

$$Gesp = 1$$

$$w1 = (1b/hr) / (1,000) = 13.6$$

$$n' = 54/6 = 9$$

$$n = 6$$

$$L = 16 \text{ pies}$$

$$D1 = 0.62 \text{ pulg.}$$

$$\Delta P = 6.1 \text{ lb/pulg}^2$$

* Esta ecuación para la caída de presión a través de los tubos es la recomendada por la Chemical Engineering.

En el artículo Design of Heat Exchangers, junio 26 de 1970.

Selección del cambiador.

Con los cálculos anteriores, se concluye que nuestro problema queda satisfecho con valores aproximados de área de 100 pies². Se deberá seleccionar un cambiador de calor tipo standar que satisfaga los siguientes requisitos: (es conveniente mencionar que el diámetro seleccionado de la coraza es un valor standar por lo que los siguientes puntos corresponden a variables de los tubos.)

A.- Un área de transferencia de calor con 100 pies² como mínimo, permitiendo una tolerancia de diseño equivalente al 20% sobre el valor mínimo.

B.- Que la velocidad del agua a través de los tubos este comprendida entre 3 y 6 pies por segundo.

C.- Una caída de presión del agua a través de los tubos que no exceda de 10 lb/pulg².

La tabla 9 del Kern, enlista los diferentes tipos de cambiadores estandar comerciales.

Primera selección.

Se selecciona un cambiador con las siguientes especificaciones:

Diámetro de coraza : 10 pulg.

Número de tubos : 36

Número de pasos : 6

Diámetro exterior : 3/4 pulg.

Espesor : 16 BWG

Arreglo triangular

Distancia entre centros : 1 pulg.

Los valores obtenidos para el cambiador anterior son:

Area = 113 pies² satisface

Velocidad = 4.8 pie/seg. satisface

Caída de presión = 12 lb/pulg² no satisface

Segunda selección.

Dado que la anterior selección no satisface la condición de caída de presión permisible se propone disminuir el número de pasos de los tubos y aumentar a su vez el número de tubos.

El cambiador seleccionado tiene las siguientes especificaciones:

Diámetro de coraza = 10 pulg.

Número de tubos = 40

Número de pasos = 4

Diámetro exterior = $3/4$ pulg.

Espesor = 16 BWG

Arreglo triangular

Distancia entre centros = 1 pulg.

Los valores obtenidos para el cambiador anterior son:

Área = 125 pies² satisface

Velocidad = 2.88 pie/seg. no satisface

Caida de presión = 3.25 lb/pulg² satisface

Tercera selección.

En el caso anterior la caída de presión del agua es aceptable pero la velocidad por los tubos es ligeramente mejor que la recomendada. Se propone variar el diámetro interno de los tubos y con esto lograr una mayor velocidad.

El cambiador seleccionado tiene las siguientes especificaciones:

Diámetro de coraza = 10 pulg.

Número de tubos = 40

Número de pasos = 4

Diámetro exterior = $3/4$ pulg.

Espesor = 14 BWG

Arreglo triangular

Distancia entre centros = 1 pulg.

Los valores obtenidos para el cambiador anterior son:

Área = 125 pies² satisface

Velocidad = 3.25 pie/seg. satisface
 Caída de presión = 4.34 lb/pulg² satisface

Puesto que se vario el espesor de los tubos, se calculará el efecto de este cambio sobre el coeficiente de película.

$M_1 = 870$ $h_{10} = 684$ figura 25 Kern

$U_{oc} = (h_{10}) / (h_o) = 23.2$

El valor obtenido no muestra desviación apreciable con el calculado anteriormente (23.3).

De esta manera el cambiador que se isface las necesidades del servicio es el siguiente:

Cambiador de cuerpo y tubos con cabeza flotante.

Diámetro de coraza = 10 pulg.

Espaciamiento entre baffles = 10 pulg.

número de tubos = 40

Diámetro exterior de tubos = 3/4 pulg.

Espesor = 14 BWG

Longitud = 16 pies.

Arreglo triangular

Distancia entre centros = 1 pulg.

Número de pasos por los tubos = 4

Número de pasos por la coraza = 1

Cálculo del separador gas-agua necesario para el proceso.

Un separador es un equipo que provee espacio para separa un gas o vapor de un líquido con mínima cantidad de arrastre.

Los métodos comunes para obtener una eficiente separación (mínima cantidad de arrastre) son los siguientes:

1.- Reducción de la velocidad de la corriente gaseosa.

Esto facilita el asentamiento del líquido por gravedad.

2.- Colisión de las gotas del líquido sobre una malla.

Con esto se facilita la coalescencia sobre la malla obteniéndose pesadas gotas del líquido que son separadas del gas por gravedad.

Dado que en el presente caso la cantidad de líquido a separar es pequeña se empleará el primer método.

Se selecciona un separador vertical por la misma razón anterior (la cantidad de líquido a separar es menor de un galón por minuto).

El diámetro del recipiente se deduce de la velocidad del gas a través del mismo.

Lemieux y Schreiner, relacionan la velocidad que tendrá el gas a través del separador con una velocidad base o crítica considerada como

$$0.227 \left[\frac{(s1 - sv)}{(sv)} \right]^{0.5}$$

Esta relación está dada por un factor R_0 el cual se expresa de la siguiente manera:

$$R_0 = \frac{(w') / (3.1416 D^2/4)}{(0.227) \sqrt{(s1 - sv)/(sv)}} = \frac{w' \sqrt{(sv)/(s1 - sv)}}{0.178 D^2}$$

A.H. Younger en base a sus experiencias con 18 recipientes de este tipo - recomienda un valor de $R_0 = 0.88$.

Efectuando:

$$D = \left[\frac{w' \sqrt{(sv)/(s1 - sv)}}{(0.178 R_0)} \right]^{1/2}$$

$$w' = (1,025) / (0.199) (3,600) = 1.43 \text{ pie}^3/\text{seg.}$$

$$sv = 0.199 \text{ lb/pie}^3$$

$$s1 = 62.5 \text{ lb/pie}^3$$

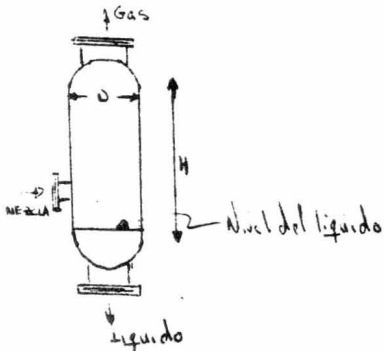
$$D = 0.72 \text{ pie} = 8.64 \text{ pulg.}$$

El diámetro estandar de tubería IPS ódula 40 próximo a este valor es el de 10,02 pulg. que corresponde a un diámetro nominal de 10 pulg..

Selección de altura.

Para este tipo de recipiente sin malla, Younger recomienda 3 pies o más de espacio vapor, más un pie para el máximo nivel del líquido. El establece que a velocidades bajas del gas las cuales normalmente prevalecen en un espacio de vapor de tres pies, no representa un decremento significativo del arrastre posible.

Por lo tanto el separador indicado para esta operación deberá tener las dimensiones siguientes:



$D = 10$ pulg. IPS

$H = 4$ pies

$L = 6$ pulg. (mínimo)

TUBERIA Y ACCESORIOS

El sistema de secado propuesto requiere aproximadamente:

Para el flujo de gas.

280 pies de tubería total.

Considerando como valor promedio de la densidad del gas a través del proceso de 0.17 lb/pie³, el diámetro óptimo para esta tubería será:

$$\text{Diámetro económico (pulg)} = 2.2 (w) 0.45 / (s) 0.32 \quad \text{Peters}$$

$$\text{Diámetro económico} = 2.2 (1) / (0.567) = 3.88 \text{ pulg.}$$

El diámetro nominal para este valor corresponde a cuatro pulgadas.

Para el flujo de gasolina a secar.

67 pies de tubería total.

El diámetro económico para esta tubería está dado por la misma ecuación de Peters, siempre y cuando el flujo sea turbulento.

$$\text{Diámetro económico} = 2.2 (95.76) 0.45 / (45.6) 0.32 = 5.04 \text{ pulg.}$$

Diámetro nominal = 6 pulg.

Para el flujo de gasolina del CA-804

100 pies de tubería total.

$$\text{Diámetro económico} = 2.2 (3.5) 0.45 / (45.6) 0.32 = 1.14 \text{ pulg.}$$

El diámetro nominal para este valor corresponde a 1.25 pulgadas.

Tubería de agua para condensación

.. 200 pies de tubería total.

$$\text{Diámetro económico} = 2.2 (13.6) 0.45 / (62.5) 0.32 = 1.9 \text{ pulg.}$$

El diámetro nominal para este valor corresponde a 2 pulgadas.

Caida de presión en el fluido de gas.

Las obstrucciones que se presentan en el flujo gaseoso pueden considerarse como una aproximación.

Tubería

La longitud aproximada de tubería es de 280 pies, para el Reynolds de 85,103 y un diámetro de 4 pulgadas se encuentra un factor de fricción f de 0.021 (Brown).

Válvulas.

El número de válvulas a emplear de cierre o apertura total es de 11, para las que corresponde una longitud equivalente a 3 pies por válvula.

$$\text{Longitud equivalente } (11) (3) = 33 \text{ pies}$$

Se emplea una válvula controladora de flujo tipo globo a la cual corresponde una longitud equivalente de tubería de 130 pies.

Desviaciones de flujo.

Por contracciones, expansiones y desviaciones del flujo se aproxima una longitud equivalente de 1.30 pies.

La caída de presión correspondiente a tubería y accesorios esta dada por la ecuación.

$$\Delta P = \frac{f L V^2}{2 g_o D} = \frac{(0.021) (573) (18.6)^2}{(2) (32.17) (0.335)} = 193.4 \text{ pies}$$

$$\Delta P = 193.4 (0.17) / (144) = 0.33 \text{ lb/pulg}^2$$

Calentador:

$$\Delta P = 0.71 \text{ lb/pulg}^2$$

Secador.

$$\Delta P = 0.85 \text{ lb/pulg}^2$$

Condensador:

$$\Delta P = 0.136 \text{ lb/pulg}^2$$

Separador:

Se consideró en contracciones y expansiones.

Caida de presión total $\Delta P = 2.03 \text{ lb/pulg}^2 = 0.14 \text{ Kg/cm}^2$

La red de gas natural de la refinería, tiene una presión de 8 kg/cm^2 y la línea de gas combustible, a la cual retorna el gas seco empleado en la regeneración, tiene una presión de 3.5 kg/cm^2 , por lo que se propone el empleo de una válvula reductora de presión que disminuya la presión de 8 kg/cm^2 , esto es con el objeto de vencer la caída de presión en la trayectoria del gas asegurar su flujo hacia la línea de gas combustible.,

NOMENCLATURA

| | |
|------|--|
| A | Area de transferencia de calor. |
| Adc | Area de transferencia de calor sin considerar ensuciamiento en la seccion de condensación. |
| Ade | Area de transferencia de calor en la sección de enfriamiento sin considerar ensuciamiento. |
| As | Area de flujo por la coraza. |
| at | Area transversal de flujo por el lado de los tubos. |
| a't | Area transversal del flujo de un tubo. |
| B | Espacio entre baffles. |
| C | Constante para tipo de arreglo de los tubos. |
| C' | Distancia entre tubos. |
| Cp | Calor específico a presión constante. |
| D' | Diámetro total del haz de tubos. |
| Deq | Diámetro equivalente de la coraza. |
| Di | Diámetro interior de los tubos. |
| Do | Diámetro exterior de los tubos. |
| Ds | Diámetro interior de la coraza. |
| f | Factor de Fanning. |
| Gesp | Gravedad específica. |
| Ge | Gasto másico por unidad de área a través de la coraza. |
| Gt | Gasto másico por unidad de área a través de los tubos. |
| h | Calor latente de vaporización. |
| hi | Coefficiente de película del líquido a través de los tubos referido al diámetro exterior. |

| | |
|-----------------|---|
| h _{ic} | Coefficiente de película del líquido a través de los tubos referido al diámetro exterior. |
| h _{oc} | Coefficiente de película del fluido por el lado de la coraza. |
| J _h | Factor de transferencia de calor. |
| K | Conductividad térmica. |
| K _g | Coefficiente de difusividad del gas. |
| L | Longitud de tubos. |
| LMTD | Media logarítmica de temperaturas. |
| L _v | Calor latente de vaporización. |
| m | Masa. |
| M _m | Peso molecular medio de la mezcla gaseosa. |
| M _v | Peso molecular del vapor. |
| N | Número de tubos. |
| n | Número de pasos por los tubos. |
| n' | Número de tubos por paso. |
| p' | Distancia entre centros de los tubos. |
| P _s | Presión de vapor del agua a la temperatura T _c . |
| P _g | Presión de gas. |
| P' _g | Presión del gas a la temperatura T _c . |
| P _{gf} | Media logarítmica de las presiones P _g y P' _g . |
| P _v | Presión del vapor del agua. |
| P | Caida de presión. |
| P _s | Caida de presión a través de la coraza. |
| P _t | Caida de presión a través de los tubos. |
| Q | Calor transferido |
| Q _c | Calor transferido en la sección de condensación. |

| | |
|-----|--|
| Qe | Calor transferido en la sección de enfriamiento. |
| Rd | Factor de ensuciamiento. |
| Re | Número de Reynolds. |
| Ro | Factor en el cálculo de separadores verticales. |
| S | Viscosidad. |
| s | Densidad. |
| sl | Densidad del líquido. |
| sv | Densidad del vapor. |
| Tc | Temperatura de película condensante. |
| Tg | Temperatura del gas. |
| Tw | Temperatura del agua a través de los tubos. |
| T1 | Temperatura de entrada del fluido caliente. |
| T2 | Temperatura de salida del fluido caliente. |
| t1 | Temperatura de entrada del fluido frío. |
| t2 | Temperatura de salida del fluido frío. |
| T | Diferencia de temperaturas. |
| U | Coefficiente total de transferencia de calor. |
| Uc | Coefficiente total de transferencia de calor, sin considerar factor de ensuciamiento. |
| Ud | Coefficiente total de transferencia de calor, considerando el factor de ensuciamiento. |
| Udc | Coefficiente total de transferencia de calor, considerando el factor de ensuciamiento para la sección de condensación. |
| Ude | Coefficiente total de transferencia de calor, considerando el factor de ensuciamiento para la sección de enfriamiento. |
| V | Velocidad de flujo. |
| W | Flujo |
| w' | Gasto de gas. |

- (X 1) Factor para encontrar la caída de presión el cual involucra la longitud del cambiador y el espaciamiento entre baffles.
- 2 Relación de viscosidades..

ESTUDIO ECONOMICO

En el aspecto económico se procede a evaluar la inversión inicial y los costos por depreciación de la instalación completa. Estos costos se cargarán, el primero a la inversión fija de la planta y los segundos deberán obtenerse anualmente de la rentabilidad de la planta (la cual no es posible publicarse por considerarse confidencial).

El catalizador RG-432 de la planta reformadora de naftas, fué adquirido y puesto en operación en enero del año en curso con un costo aproximado de 6,500,000 pesos y su adquisición fue realizada obedeciendo a la necesidad de obtener un mayor rendimiento de la gasolina reformada.

Dado el costo del catalizador y su rendimiento de operación es estrictamente necesario el contar con un mejor equipo de secado, por lo que la inversión en este equipo esta de ante mano justificada.

Gran parte de este equipo ya se tiene en operación con el secador de alúmina activada,

Costo del equipo y su instalación.

A continuación se muestran los costos aproximados del equipo necesario para efectuar la operación.

Tubería.

Flujo de gas.

280 pies diámetro nominal

4 pulgadas, cédula 40 \$ 6,385.00

Flujo de gasolina a secar

67 pies diámetro nominal

6 pulgadas cédula 40 \$ 2,546.00

Flujo de gasolina de calentamiento

100 pies diámetro nominal

1.25 pulgadas cédula 40 \$ 1,178.00

Flujo de agua para condensar

200 pies diámetro nominal

| | | |
|---|----|------------|
| 2 pulgadas cédula 40 | \$ | 2,736.00 |
| <u>Válvulas.</u> | | |
| 9 válvulas de bloqueo de 4 pulg. | \$ | 39,330.00 |
| 1 válvula reductora de presión de 4 pulgadas de diámetro | \$ | 13,300.00 |
| 1 válvula de control de flujo de 4 pulgadas de diámetro | \$ | 34,200.00 |
| 2 válvulas de control de flujo de 1.25 pulgadas de diámetro | \$ | 17,100.00 |
| 2 válvulas de doble vía de 4 pulgadas de diámetro | \$ | 10,500.00 |
| 1 válvula de globo de 4 pulgadas de diámetro | \$ | 4,370.00 |
| 1 válvula de globo de 1.25 pulgadas de diámetro | \$ | 600.00 |
| 2 válvulas de bloqueo de 1.25 pulgadas de diámetro | \$ | 1,020.00 |
| 3 válvulas de bloqueo de 6 pulgadas de diámetro | \$ | 6,300.00 |
| Costo de instalación de tubería y válvulas con costo total de \$139,565.00 | \$ | 59,800.00 |
| <u>Equipo principal.</u> | | |
| Costo del condensador instalado | \$ | 48,000.00 |
| costo del calentador instalado | \$ | 35,000.00 |
| costo del separador instalado | \$ | 4,000.00 |
| costo de las dos torres adsorbedoras instaladas | \$ | 164,500.00 |

Auxiliares.

| | | |
|----------------------------|----|-----------|
| aislante de las dos torres | \$ | 11,100.00 |
| adsorbedoras instalado | | |
| costo de tres manómetros y | | |
| un termopar | \$ | 2,600.00 |

Malla molecular.

| | | |
|--|----|------------|
| COSTO DE MALLA MOLECULAR $\frac{1}{2}$ | \$ | 115,000.00 |
| 6,000 libras de \$ 19.15/lb | | |

| | | |
|--------------------------------------|-------|----------------------|
| <u>Costo de la inversión inicial</u> | TOTAL | <u>\$ 440,000.00</u> |
|--------------------------------------|-------|----------------------|

Depreciación

Los costos anuales de depreciación se calculan a continuación, empleándose un cargo del 10% anual para el equipo. Se considera un periodo de amortización de 10 años y un valor de rescate del 10% del costo inicial.

Las anualidades a obtener por este concepto estan dadas por la ecuación:

$$R \times \frac{1}{(1+i)^n - 1}$$

En donde:

R La cantidad a obtener anualmente.

X La cantidad a depreciarse igual a

$$440,000.00 - 40,000.00 = \$400,000.00$$

y Número de anualidades (10)

i Interes anual (0.10)

\$ 25,100.00

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

El uso de malla molecular a nivel industrial es relativamente nuevo, no obstante se esta aplicando cada vez más en procesos industriales, la malla molecular que se elige para este trabajo es el tipo de adsorbente que presenta una mayor probabilidad de eficiencia, dados los parámetros de concentración tan bajos a los cuales trabaja.

El costo de la inversión para el proceso con malla molecular es satisfactorio si se toman en cuenta dos consideraciones: la primera es la protección que se dará al catalizador de la planta que en si es muy costoso y la segunda que ya se cuenta con gran parte del equipo necesario en el uso de alúmina activada.

B I B L I O G R A F I A

Davison Molecular Sieves, GRADE CHART, Adsorbents Department/
Davison Chemical Division/W.R. Grace & Co.

Davison Molecular Sieves, TYPE 4 A, Adsorbents Department/Da-
vison Chemical Division/W.R. Grace & Co.

W.A. Johnston, Designing Fixed - Bed Adsorption columns, Che-
mical Engineering/ noviembre 27,1972.

Heat Transfer, a reprint from Chemical Engineering - noviembre
30, 1952. A Mc. Graw - Hill Publication.

R.C. Lord, P.E. Minton y R.P. Slusser, Union Carbide Corp. Design
of Heat Exchangers, A reprint from Chemical Engineering, A Mc. Graw -
Hill Publication.

Donald Q. Kern, Process Heat Transfer
Mc. Graw - Hill Book Company, Inc.