

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE
GUATEMALA

Facultad de Ciencias y Humanidades

Diseño de un sistema de desodorización de la mezcla comercial de propano
y butano en una industria de aerosoles

Guatemala, 2003

Guatemala

2003

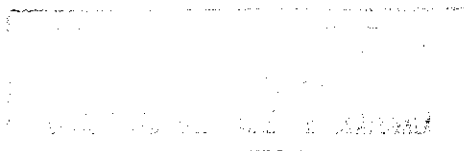
Diseño de un sistema de desodorización de la mezcla comercial de propano
y butano en una industria de aerosoles

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE
GUATEMALA

Facultad de Ciencias y Humanidades

Diseño de un sistema de desodorización de la mezcla comercial de propano
y butano en una industria de aerosoles

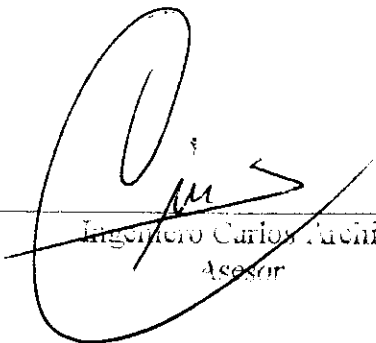
Trabajo de investigación presentado
para optar al grado académico de
Licenciada en Ingeniería Química
por Emilia M. Ruiz Castro



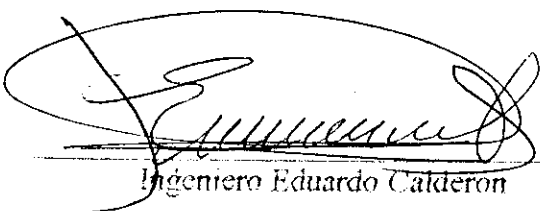
Guatemala

2003

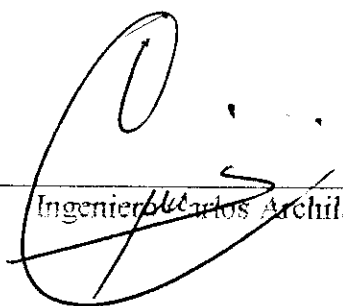
vo.Bo:


Ingeniero Carlos Archila
Asesor

Tribunal:

(f) 
Ingeniero Eduardo Calderon

(f) 
Ingeniero Cristian Rossi

(f) 
Ingeniero Carlos Archila

Fecha de Aprobación: 21 de mayo de 2003

PREFACIO

El presente trabajo surge como respuesta a la necesidad de aprovechar la red de distribución y el bajo costo del gas licuado de petróleo comercial en Guatemala, para su utilización en la industria de productos presurizados. El tema fue sugerido por el Ingeniero Héctor A. Ruiz Godoy y se desarrolló con la valiosa asesoría del Ingeniero Carlos Archila.

Su objetivo principal es presentar el diseño de un sistema de adsorción que permita la remoción de compuestos azufrados. Esta operación se realiza utilizando tamices moleculares o zeolitas de amplia aplicación en la industria. Los principales informantes sobre las propiedades físicas del lecho seleccionado fueron Maria Elisa Di Bartolomeo de GRACE Davison en Venezuela, Kart Lin representante de Energy 2000 en Estados Unidos y Richard Barthel de UOP, Adsorbents and Specialties, en Estados Unidos.

La principal limitante de este tipo de investigación es caracterizar la corriente de gas licuado de petróleo. Los límites de azufre antes y después de agregar el odorizante se hallan especificados en la Ley de Hidrocarburos. Sin embargo, no se encuentra un registro de dicho contenido como información pública y los métodos para determinarlo experimentalmente requieren de equipo costoso, como el ampliamente utilizado cromatógrafo de gases y el espectrofotómetro de masas. Por otro lado, es posible determinar la cantidad total de azufre utilizando cromatografía de líquidos, pero no así los componentes individuales de la corriente de gas licuado de petróleo. Sin esta información no es posible establecer isothermas específicas para el proceso de adsorción del odorizante que permitan un adecuado diseño de la unidad.

Por último, quisiera agradecer a los involucrados, directa e indirectamente, en la realización de este trabajo de investigación. Especialmente al Ingeniero Archila por toda la asesoría brindada y a los Ingenieros Javier Navarro y Frances Recari de NAFE Internacional cuya labor motivó la realización de este trabajo de investigación. Asimismo, quisiera agradecer al Ingeniero Héctor A. Ruiz, que a pesar de haber fallecido antes de su iniciación, fue su principal impulsor.

ÍNDICE

	Página
PREFACIO.....	iv
LISTA DE CUADROS.....	vi
LISTA DE GRÁFICOS.....	vii
RESUMEN.....	viii
Capítulos	
I. INTRODUCCIÓN.....	1
II. ANTECEDENTES.....	2
III. JUSTIFICACIÓN.....	31
IV. OBJETIVOS.....	32
V. PROBLEMA A RESOLVER.....	33
VI. METODOLOGÍA.....	34
VII. RESULTADOS.....	36
VIII. DISCUSIÓN.....	57
IX. CONCLUSIONES.....	60
X. RECOMENDACIONES.....	61
XI. BIBLIOGRAFÍA.....	62
XII. APÉNDICE.....	64
XIII. GLOSARIO DE ABREVIATURAS Y SIMBOLOGÍA.....	77

LISTA DE CUADROS

	Página
Tabla No. 1 Requisitos físicos y químicos de la mezcla comercial de propano y butano:	3
Tabla No. 2 Características comunes de las zeolitas	8
Tabla No. 3 Propiedades físicas de adsorbentes	11
Tabla No. 4 Consideraciones de diseño de adsorbedores	16
Tabla No. 5 Ecuaciones de isotermas para componentes puros	19
Tabla No. 6 Ecuaciones de isotermas para sistemas multicomponentes	22
Tabla No. 7 Fracciones molares en la corriente de GLP	37
Tabla No. 8 Resultados de cotizaciones de adsorbentes	39
Tabla No. 9 Dimensiones del tanque a instalar	43
Tabla No. 10 Tipo de depósito según presión de vapor del gas licuado almacenado	44
Tabla No. 11 Datos técnicos para instalar tanques de gas licuado de petróleo (GLP).....	44
Tabla No. 12 Propiedades típicas del tamiz molecular Sylobead 544 HP	49
Tabla No. 13 Condiciones de operación.....	49
Tabla No. 14 Costo aproximado del equipo a utilizar	56
Tabla No.15 Presiones manométricas de algunas mezclas propano y butano comunes	65
Tabla No. 16 Propiedades físicas de butano y propano	65
Tabla No. 17 Otras constantes físicas de hidrocarburos propelentes.....	68
Tabla No. 18 Características de inflamabilidad de hidrocarburos propelentes.....	68
Tabla No. 19 Viscosidades y peso específico de propano y butano líquido saturado.....	68
Tabla No. 20 Tipos de depósitos construidos bajo código ASME para gas licuado de petróleo.....	68
Tabla No. 21 Densidades de llenado (D).....	69
Tabla No. 22 Factores de corrección por volumen.....	71
Tabla No. 23 Presión mínima de diseño de depósitos	72
Tabla No. 24 Flujo de aire de descarga de válvula de alivio del tanque.....	72
Tabla No. 25 Selección de tamices moleculares.....	74

LISTA DE GRÁFICOS

	Página
Figura 1. Distribución de tamaño de poro de diferentes adsorbentes	10
Figura 2. Poros de tamiz molecular 13X (ampliado).....	11
Figura 3. Curvas de ruptura	15
Figura 4. Las isothermas de adsorción	18
Figura 5. Curva idealizada de ruptura.....	25
Figura 6. Zona de adsorción	27
Figura 7.a. Diagrama de flujo primera parte: desodorización	40
Figura 7.b. Diagrama de flujo segunda parte: pulido y transparencia	41
Figura 8. Instalación de una bomba compresora de propelente	48
Figura 9. Torre de adsorción.....	50
Figura 10. Presiones de mezclas de hidrocarburos empleados en la industria de aerosoles	64
Gráfica 1. Isotherma de adsorción para fase gaseosa H ₂ S a 35°C	75
Gráfica 2. Importaciones en kilogramos de aluminio de latas tipo Monobloc	76

RESUMEN

Este trabajo tiene como objetivo el diseño de una unidad que permita la desodorización de la mezcla de propano y butano licuada, empleada como propelente en la industria de aerosoles, con el fin de disminuir los costos de materia prima.

El proceso de desodorización se planteó a partir del volumen de importaciones de desodorantes, antitranspirantes y lacas para cabello durante el año 2002. Basándose en estos resultados se planteó una línea de desodorización con una capacidad de 2,298,957 unidades al año ($333.35 \text{ m}^3/\text{año}$ de gas licuado de petróleo). Para el diseño se establecieron tanques con capacidad de 22.26 m^3 y bombas para trasiego con una capacidad de 20 L/min.

El sistema de adsorción para la capacidad instalada recurrió a la utilización de un tamiz molecular 13X, comúnmente utilizado para la remoción de compuestos azufrados, los principales componentes del odorizante que contiene el gas licuado de petróleo. Las dimensiones de la torre cilíndrica de adsorción, diseñada para remover estos compuestos, fueron de 2.25 metros de alto y 36 cm de diámetro.

El diseño plantea el uso de una unidad para regenerar el tamiz molecular. Dicho proceso coadyuva a la reducción de la contaminación empleando una corriente gaseosa de nitrógeno a 180°C .

El sistema planteado disminuye los costos de inversión en almacenaje ya que los tanques son proporcionados por los expendedores de gas locales y plantea la posibilidad de utilizar sistemas similares en la reducción de emisiones furtivas en otros procesos.

I. INTRODUCCIÓN

El presente trabajo tiene como objetivo el diseño de una unidad de desodorización de la mezcla de propano y butano comercial con la que se eliminarán contaminantes, como sulfuro de hidrógeno y mercaptanos, utilizando la adsorción de éstos en un material adsorbente conocido como tamiz molecular. Al eliminar estos contaminantes se dice que la corriente gaseosa queda totalmente endulzada.

Los tamices moleculares o zeolitas son materiales con características físicas y químicas que permiten adsorber ciertos compuestos de una corriente gaseosa. Existen diferentes tipos de tamices moleculares que deben elegirse de acuerdo a las características de equilibrio y a las condiciones de operación del sistema. Estas restringen el diseño del equipo de adsorción determinando el tiempo del ciclo, altura y distribución del medio adsorbente dentro de la unidad.

El diseño también incluye aspectos de dinámica de la cama del adsorbente y los equipos necesarios para trasegar la mezcla de propano y butano, los cuales deben elegirse de acuerdo a las condiciones de operación y características del gas. Este trabajo presenta estos aspectos y plantea el uso de la mezcla comercial de propano y butano parcialmente endulzada u odorizada; aprovechando la amplia distribución de la misma en Guatemala. Asimismo, el diseño permitirá el uso de esta mezcla de hidrocarburos como propelente en la industria de envasado presurizado o de aerosoles, constituyendo una de las alternativas en el reemplazo de los propelentes fluorocarbonados dañinos para el ambiente.

Finalmente, el diseño propone sistemas de regeneración del adsorbente, lo cual coadyuva en el manejo de desechos sólidos y permite su reutilización, en procesos que eliminen los compuestos orgánicos volátiles que contiene la mezcla de propano y butano, de una forma eficiente.

II. ANTECEDENTES

A. Los hidrocarburos como propelentes de aerosoles

La primera generación de aerosoles apareció en 1926 y los de gas líquido en 1942, pero hasta el fin de la década de los 50 no aparecen en el mercado. Usaban fundamentalmente compuestos cluorofluorocarbonados (CFC), eran prácticos, de fácil utilización y sin peligro. No obstante, los CFC son considerados los responsables de la destrucción de la capa de ozono. Sus sustitutos, a base de estudiadas dosis de butano y propano, son ciertamente menos nocivos para el entorno, pero pueden presentar efectos nocivos para el hombre. Siempre prácticos y de fácil utilización, los aerosoles han debido, sin embargo, enfrentarse en los últimos años a problemas ecológicos y de seguridad a causa de la introducción de nuevas reglamentaciones sobre las emisiones de compuestos orgánicos volátiles (COV) (Ganiere, 1994:97).

Las mezclas de butano y propano como propelente han cobrado importancia comercial. Se encuentran siempre disponibles y se han cotizado por debajo de las mezclas de isobutano y propano (Johnsen, 1982:339).

B. Gas licuado de petróleo

El gas licuado de petróleo (GLP) está constituido por una mezcla de propano y butano (C_3H_8 y C_4H_{10}) en proporciones variables.

Es almacenado a presión encontrándose dentro del depósito en condición de saturación a la temperatura correspondiente a la presión en el depósito. Bajo la acción de presiones moderadas, el gas se convierte en líquido que ocupa 1/270 de volumen como gas. El cambio de fase del GLP permite transportarlo y almacenarlo como líquido y más tarde usarlo como gas. Estas características permiten además usar recipientes relativamente pequeños con una alta eficiencia por galón almacenado (Matheu, 1977:3).

1. Trasegado de gas propano

El cambio de presión que se produce al transferir el producto de un depósito a otro, provoca que el líquido ebulle tratando de alcanzar el estado de saturación absorbiendo calor del medio que lo rodea.

El depósito que está recibiendo el gas está provisto con entrada por el fondo o por la parte superior del tanque, pero con un tubo sumergido en la parte líquida, se calienta. Este calentamiento se debe al trabajo que realiza la bomba sobre el líquido y a la compresión del gas dentro del depósito al disminuir el volumen que ocupaba originalmente. La elevación de la temperatura hace ebullición el líquido contenido en el depósito incrementándose aún más la presión de vapor que provoca el funcionamiento de la válvula de alivio, evitando que el depósito sea llenado hasta la capacidad máxima permitida.

El gas licuado de petróleo se transfiere a otros depósitos ya sea desde el transporte que suministra el combustible a una instalación estacionaria, o a cilindros para su transporte posterior a los lugares de consumo. El gas se transfiere de un depósito a otro usando bomba o compresor (Matheu, 1977:2).

C. Especificaciones mínimas de calidad de una mezcla comercial de propano y butano

La nómina de productos petroleros con sus respectivas denominaciones, características y especificaciones mínimas de calidad, en el Acuerdo gubernativo número 207-2001 de la Ley de comercialización de hidrocarburos, estipula lo siguiente:

Tabla No. 1 Requisitos físicos y químicos de la mezcla comercial de propano y butano:

Requisito	Especificación	Método ASTM
Densidad relativa del producto líquido a 15.56/15.58°C (60/60 °F)	0.5166-0.554	D-1657/D-2598
Mínima-máxima		
Presión manométrica de vapor a 37.78°C (100°F) en kPa, (lb/pulg ²), máxima	1434(208)	D-1267/D-2599
Corrosión de la tira de cobre, 1 hora a 37.78°C (100°F), número de Clasificación, máximo (con o sin odorizante)	1	D-1638

Contenido de azufre, mg/m ³ (ppmw), máximo. (Antes de agregar odorizante)	343 (0.665)	D-2784
Contenido de azufre, ppmw (granos/100pie ³), máximo. (Después de adicionar el odorizante)	140 (14)	D-2784
Volatilidad		
1. Temperatura alcanzada al evaporar el 95% del producto en °C, máximo. O bien	2.2(36.0)	D-1837
2. Contenido de pentano y de hidrocarburos más pesados, en % vol., máximo	2.0	D-2163
Contenido de propano, en %vol, mínimo-máximo	40-90.0	D-2163
Residuo líquido al evaporar 100 cm ³ , en cm ³ , máximo	0.06	D-2158
Observación de la mancha de aceite en el residuo	Que pase la prueba	D-2156
Contenido de agua libre	Nada de agua detectable	Visual
Odorizante, g/m ³ (lb/10000 gal), líquido, mínimo	10.8 (0.9)	D-5305
Sulfuro de hidrógeno (antes de agregar odorizante)	Que pase la prueba	D-5623/D2470

Fuente: Ministerio de Energía y Minas, (2001:2).

Guatemala importa gas propano comercial (mezcla de propano y butano) principalmente de Venezuela y Estados Unidos, por lo cual es necesario considerar los estándares siguientes:

El capítulo 296-24-Parte F-1 de los estándares de la Asociación Nacional para la Protección contra Incendios, NFPA por sus siglas en inglés, sobre Almacenamiento y Manejo de Gases Licuados de Petróleo, establece que todos los gases licuados de petróleo deben ser odorizados efectivamente por un agente aprobado a fin de indicar positivamente, por un olor característico, la presencia de gas en el aire por debajo de un quinto del límite inferior de inflamabilidad del mismo.

El requerimiento de odorización puede alcanzarse empleando: 0.4536 kg (1.0 libra) de mercaptano de etilo, 0.4536 kg (1.0 libra) de tiofano o 0.6350 kg (1.4 libras) de mercaptano de amilo por 37.85 m³ de GLP (10,000 gal) Sin embargo, el listado de cantidades de odorizante no excluye el uso de otros

odorizantes a fin de cumplir con el requerimiento de odorización de la sección anterior (Departamento de Trabajo e Industria de E.E.U.U, 2003).

D. Endulzamiento y pulido

El gas licuado de petróleo requiere tratamiento para la remoción de H_2S , compuestos azufrados y agua a fin de estar dentro de especificaciones. La purificación en el campo consiste en una fuerte reducción de insaturados activos y con olor; además de compuestos de azufre y agua. El contenido total de estos ingredientes se encuentra en un rango de 0.005% a 0.200%, con un promedio de 0.015% (Johnsen, 1982:339).

Por otra parte, existe el pulido del gas que se realiza en torres de purificación para alcanzar el grado aerosol para productos cosméticos. En algunas partes del mundo muchos llenadores de aerosoles tienen sus propios equipos de adsorción dependiendo del nivel de calidad de los canales de distribución de gas (Johnsen, 1982:340).

Los tratamientos más comunes para el endulzamiento o purificación del gas licuado de petróleo son:

1. Absorción con solvente regenerable: tratamiento con aminas

El gas licuado de petróleo es puesto en contacto con una solución acuosa del 15% al 20% (porcentaje en peso) de monoetanolamina (MEA) que remueve el sulfuro de hidrógeno (H_2S) a niveles de especificación. La amina exhausta es regenerada en un desorbedor con vapor a baja presión (Mark et al., 1986:389).

El alto calor de reacción con el sulfuro de hidrógeno (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2); así como la corrosividad de la monoetanolamina representan inconvenientes que han restringido su uso (Kwong y Meissner, 1995:75).

La monoetanolamina generalmente tiene poco efecto sobre compuestos orgánicos de azufre, sin embargo, la diglicolamina (DGA) y la dietanolamina (DEA) se usan para obtener niveles aceptables de sulfuro de carbono en propano.

La diglicolamina, otra amina primaria, es similar a la monoetanolamina en estabilidad y reactividad; puede usarse en concentraciones mayores, arriba del 60%. Requiere menos energía y circulación por lo que resulta en ahorro de maquinaria. La desventaja que presenta es el elevado costo del solvente y las

potenciales pérdidas en la presencia de dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de carbonilo (COS) y sulfuro de carbono (CS_2) (Kwong y Meissner, 1995:75).

La dietanolamina, una amina secundaria, posee menor calor de reacción, con el H_2S y el CO_2 ; es más resistente a la corrosión y degradación de COS , CS_2 y CO_2 . Sin embargo, no puede ser regenerada fácilmente para mantener la pureza del solvente (Kwong y Meissner, 1995:75).

La diisopropanolamina, una amina secundaria, constituye un solvente selectivo en aplicaciones a baja presión. El impedimento estérico reduce el ritmo de reactividad con el CO_2 facilitando la reacción con el H_2S . Otra opción, la constituye el uso de solventes que utilizan grandes moléculas que previenen la inserción del CO_2 para formar carbamato con aminas primarias o secundarias.

La metil dietanolamina (MDEA), una amina terciaria, ha adquirido mayor uso en el mercado de gases. Comparada con las aminas primarias y secundarias, la metil dietanolamina tiene una capacidad superior removiendo H_2S en la presencia de CO_2 , es resistente a la degradación por compuestos orgánicos de azufre, tiene una menor tendencia a la degradación y ritmo de circulación y consume menos energía (Kwong y Meissner, 1995:75).

2. Tratamiento cáustico: proceso de carbonato caliente

El tratamiento con aminas puede ser seguido por tratamiento cáustico en el cual el gas licuado de petróleo es puesto en contacto con una solución de 10% a 20% de solución cáustica para remover cualquier residuo de sulfuro de hidrógeno y para remover mercaptanos. Los mercaptanos deben ser desorbidos de la solución con vapor, después de lo cual el desorbido cáustico es reciclado hacia el contactor cáustico con el gas licuado de petróleo (Mark et al., 1986:389).

El proceso de carbonato caliente usa carbonato de potasio acuoso (K_2CO_3) para absorber los gases ácidos. El proceso de carbonatos opera a temperaturas altas, proporcionando considerables ahorros en intercambio de calor y energía.

Los carbonatos calientes son particularmente adecuados para remover dióxido de carbono (CO_2) a presiones de moderadas a altas en la alimentación con poco o sin presencia de sulfuro de hidrógeno (H_2S). Sin embargo, las plantas de carbonato caliente han sido diseñadas para remover un volumen alto de gases ácidos de H_2S , por lo que su relativa alta circulación de solvente y el requerimiento de calor lo hacen un

proceso más caro. Asimismo, a pesar de que la remoción de sulfuro de carbonilo (COS) es relativamente completa, los mercaptanos generalmente no son removidos. Por esta razón, es necesario agregar promotores o activadores que incluyen dietanolamina, amino boratos y aminas impedidas (Kwong y Meissner, 1995:76).

3. Tratamiento por adsorción

El endulzamiento de gas en camas sólidas está basado en la propiedades adsorptivas de ciertos materiales sólidos porosos, y pueden involucrar o no reacción química. Estos procesos son generalmente usados en gases conteniendo concentraciones de bajas a medianas de H_2S , y son selectivos para la remoción. La adsorción en camas sólidas puede ser clasificada como no regenerable y regenerable (Kwong y Meissner, 1995:76).

a. Adsorbentes no regenerables

Los adsorbentes no regenerables incluyen óxidos de zinc y de hierro. El óxido de zinc generalmente tiene forma granular y se encuentra empacado en camas, éste reacciona con el sulfuro de hidrógeno (H_2S) para formar sulfito y agua. La reacción es irreversible; una vez que la cama se usa, debe reemplazarse por otra. Este proceso es típicamente operado a temperaturas elevadas, usualmente sobre los $350^{\circ}C$. Sin embargo, existen adsorbentes de baja temperatura basados en óxido de zinc que trabajan en un rango de -5 a $200^{\circ}C$, estos agentes son capaces de lograr concentraciones de H_2S menores de 0.1ppm (Kwong y Meissner, 1995:76).

b. Adsorbentes regenerables

Los adsorbentes regenerables para remover H_2S incluyen materiales como los tamices moleculares, el titanato de zinc y óxido de titanio. Los dos últimos se utilizan en procesos en caliente en un ciclo combinado de gasificación integrada en plantas de energía.

Los tamices moleculares son álcali aluminosilicatos que tienen altas cargas polares localizadas. Estas cargas polares proveen una fuerte adsorción de compuestos polares, tales como agua, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, dióxido de azufre, amonio, sulfuro de carbonilo y mercaptano. Los tamices moleculares pueden ser diseñados para la remoción selectiva de H_2S en presencia de cantidades apreciables de CO_2 , así como para adsorber otros compuestos azufrados del gas natural o gas licuado de petróleo.

Estos son generalmente económicos para capacidades de flujo de bajas a mediana y para gases cuyas concentraciones de H₂S sean menores a 1% (Kwong y Meissner, 1995:95).

1) Tamices moleculares o zeolitas

Son generalmente aluminosilicatos, es decir que estequiométricamente son compuestos de sílica y alúmina. La mayoría son blancos, opacos y de apariencia de tiza. Aquellos que tienen un contenido alto de alúmina son usualmente hidrofílicos, aquellos en cuya composición es predominante la sílica son hidrofóbicos (Knaebel, 1995:95).

Los poros de cualquier tipo particular de zeolitas, son exactamente uniformes en su tamaño y en sus dimensiones moleculares (de aquí que se les llame tamices moleculares). Las moléculas pueden ser adsorbidas fácilmente o lentamente, o excluidas por completo, dependiendo del tamaño de esos poros. Esta selectividad como la de un tamiz, a base del tamaño de la molécula, además de una preferencia selectiva por las moléculas polares o polarizables, y la gran capacidad en una amplia variedad de funcionamiento, proporciona a los tamices moleculares un valor elevado de eficiencia de la adsorción (Union Carbide, 1995:4).

Frecuentemente, existe agua de hidratación dentro de los cristales. A fin de balancear cualquier carga eléctrica resultante, se asocian cationes a la alúmina. La fórmula empírica común para una zeolita conteniendo un solo catión, M , de valencia, n , es: $M_{2/n} \cdot Al_2O_3 \cdot xSiO_2 \cdot yH_2O$, donde x es la razón de sílica a alúmina (generalmente ≥ 1); y es la hidratación en moles de agua.

Solamente algunas zeolitas se encuentran comercialmente disponibles (las designadas como A, X, Y, ZSM-5, mordernita y silicalita). Estas presentan varias formas de intercambio (calcio o sodio) y son producidas en diferentes tamaños y formas. Algunas de las variedades se resumen en la Tabla No. 2. Las configuraciones incluyen la extruída de 1 a 6 mm de diámetro, bolitas de 0.5 a 3 mm, gránulos de 20×40 a 6 × 12 mesh y polvos (Knaebel, 1995:95).

Tabla No. 2 Características comunes de las zeolitas

Tipo de zeolita	Forma catiónica	Diámetro nominal del poro, Å	Razón de Si a Al
3A	K	3.0	1.0
4A	Na	3.9	1.0
5A	Ca	4.3	1.0

Tipo de zeolita	Forma catiónica	Diámetro nominal del poro, Å	Razón de Si a Al
10X	Ca	7.8	1.2
13X	Na	8.0	1.2
Y	K	8	2.4
Mordenita	Na	7	5
ZSM-5	Na	6	31
Silicalita	-	6	-

Fuente: Knaebel, (1995: 94).

E. Propiedades críticas de los adsorbentes

Los atributos más importantes de un adsorbente son la capacidad, la selectividad, regenerabilidad, cinética, compatibilidad y costo.

a. Capacidad

La capacidad o carga es la cantidad de adsorbato sustraído por el adsorbente por unidad de masa o de volumen del mismo. Esta propiedad es determinante debido a que afecta de forma considerable el costo de capital al establecer la cantidad de adsorbente requerido y el volumen del equipo adsorbedor (Knaebel, 1995:92).

Para un adsorbente dado, la capacidad depende principalmente de la concentración en la fase del fluido, la temperatura y de las condiciones iniciales del adsorbente. En la práctica, la capacidad de adsorción se presenta usualmente a temperaturas específicas empleando gráficas conocidas como isotermas. Una isoterma, es una gráfica que muestra la carga del adsorbente en función de la concentración del adsorbato en la alimentación a una temperatura dada (Knaebel, 1995:93).

Existen otras formas gráficas para expresar la capacidad de un adsorbente. Las isósteras presentan la presión parcial, el punto de rocío u otro indicador de concentración contra el inverso de la temperatura absoluta a un grado específico de carga. Por otra parte, las isobaras muestran la carga como una función de la temperatura a una presión parcial dada u otra medida de concentración. Estos dos tipos de gráfica ofrecen la ventaja de presentar un comportamiento lineal en ciertos sistemas (Knaebel, 1995:93).

La capacidad también es expresada por varios índices, como el área superficial, distribución de tamaño de poro, número de yodo y número de melazas. Los dos últimos se utilizan únicamente para carbonos activados.

El área superficial es un término relativo. Es usualmente medido poniendo en contacto la superficie del adsorbente con una sustancia de densidad y dimensiones moleculares conocidas (por ejemplo, nitrógeno cerca de su punto normal de ebullición). Estos valores correlacionan la capacidad para varios adsorbentes en un rango de 5 a 3,000 m²/s (Knaebel, 1995:93).

La distribución de poro es una propiedad que indica la fracción de espacio entre partícula ocupado por microporos ($d_p < 20 \text{ \AA}$), mesoporos ($20 \text{ \AA} \leq d_p \leq 500 \text{ \AA}$) y macroporos ($d_p \geq 500 \text{ \AA}$). Las dimensiones de poro intuitivamente correlacionan la capacidad y la cinética, sin embargo, las relaciones son complejas. La figura 1. presenta las distribuciones de algunos adsorbentes comunes y la tabla No. 3 resume las propiedades principales de los aluminosilicatos.

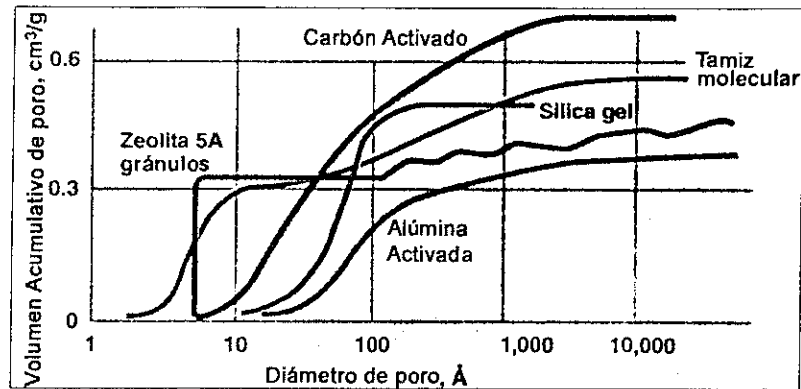


Figura 1. Distribución de tamaño de poro de diferentes adsorbentes

Fuente: Knaebel, (1995: 92)

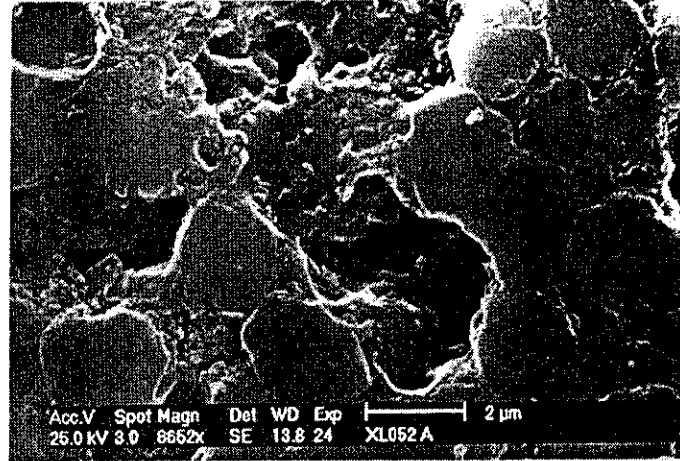


Figura 2. Poros de tamiz molecular 13X (ampliado)

Fuente: Staudt et al., (1998).

Tabla No. 3 Propiedades físicas de adsorbentes

Material y uso	Forma de partículas*	Rango de tamaño de malla, (estándar EE.UU.)	Porosidad interna, %	Densidad global en base seca, kg/L	Diámetro promedio de poro, mm	Área superficial, km ² /kg	Capacidad adsortiva, kg/kg (base seca)
<i>Silicatos y aluminosilicatos</i>							
Tamices moleculares	S, C, P	Varios					
Tipo 3A (deshidratación)			~30	0.62-0.68	0.3	~0.7	0.21-0.23
Tipo 4A(deshidratación)			~32	0.61-0.67	0.4	~0.7	0.22-0.26
Tipo 5A (separación)			~34	0.60-0.66	0.5	~0.7	0.23-0.28
Tipo 13X(purificación)			~38	0.58-0.64	1.0	~0.6	0.25-0.36
Silicalita (hidrocarburos)	S, C, P	Varios		0.64-0.70	0.6	~0.4	0.12-0.16
Dealuminado Y (hidrocarburos)	S, C, P	Varios		0.48-0.53	0.8	0.5-0.8	0.28-0.42
Modernita (secado ácido)				0.88	0.3-0.8		0.12
Chabazita (secado ácido)				0.72	0.4-0.5		0.20
Sílica Gel (secado, separaciones)	G, P	Varios	38-48	0.70-0.82	2-5	0.6-0.8	0.35-0.50
Silicato magnésico (decolorante)	G, P	Varios	~33	-0.50		0.18-0.30	
Silicato de Calcio (remoción de ácidos grasos)	P		75-80	-0.20		~0.1	
Arcilla, tratada con ácido (refinamiento de petróleo, productos alimenticios)	G	4-8		0.85			
Tierra de Fuller (la misma)	G, P	<200		0.80			
Tierra diatomácea	G	Varios		0.44-0.50			

*Formas: C, pellets cilíndricos; F, hojuelas fibrosas; G, gránulos; P, polvo; S, esferas.

Fuente: Perry y Green, (1999:9).

1) Otras propiedades físicas de partículas: densidades y fracciones vacías

Son relevantes tres densidades: de bulto, de partícula y de sólido, representadas por ρ_B , ρ_P y ρ_S , respectivamente. Por otra parte, existen cuatro fracciones de espacio, ϵ_B , ϵ_P , ϵ_S y ϵ . Las primeras tres corresponden a las densidades de bulto, de partícula, de sólido y la última corresponde a la fracción de espacio global. Se relacionan así:

$$\rho_B = (1 - \epsilon_B)\rho_P = (1 - \epsilon_B)(1 - \epsilon_P)\rho_S = (1 - \epsilon)\rho_S$$

Ec. 1

Las densidades y las fracciones de espacio son importantes en varios aspectos durante el diseño del adsorbedor. La mayoría de datos para isotermas se encuentran publicados por unidad masa, así como los precios. Establecer las dimensiones del recipiente para una determinada cantidad de adsorbente o viceversa, requiere ρ_B . Para cálculos de caída de presión, la fracción determinante es ϵ_B , debido a que el fluido en los poros se considera como inmóvil. Para balances de materiales, el fluido en los poros no puede ser ignorado, por lo que la fracción relevante es ϵ (Knaebel, 1999:93).

b. Selectividad

La selectividad es la razón de capacidad de un adsorbente para un compuesto en relación a la capacidad de adsorción de otros componentes, a una concentración de fluido específica (Knaebel, 1995:93).

La selectividad es análoga a la volatilidad en destilación: a menor valor, mayor es el requerimiento de equipo. La situación ideal es aprovechar cuando el mayor componente de la corriente de alimentación binaria no es muy adsorbido (portador inerte) lo que implica una muy buena selectividad (Knaebel, 1995:93).

La selectividad es una cuestión de un equilibrio de multicomponentes. Este equilibrio puede expresarse en términos de cualquier variedad de relaciones y variables (Knaebel, 1999:94).

La selectividad, α y β en la tres ecuaciones siguientes, es la relación de capacidad de adsorbente para un componente a la capacidad de adsorber otro. Algunas definiciones comunes son:

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i / y_j}{x_i / x_j}$$

Ec.2

$$\alpha_{ij} = K_i / K_j$$

Ec. 3

$$\beta_{ij} = \frac{1 + \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} K_j}{1 + \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} K_i}$$

Ec. 4

Las variables x_i y y_i son fracciones molares en el fluido y en la fase adsorbida, respectivamente, en el equilibrio. La propiedad ε corresponde a la fracción global de espacio o vacía del adsorbente. Las ventajas de las ecuaciones 2 y 3 es que son asociadas con la ley de Henry, la cual es constante (K_i y K_j son las constantes de Henry) a una temperatura dada (Knaebel, 1999:94).

Convencionalmente, el subíndice i está asignado al componente que es adsorbido de forma más fuerte. Bajo esta convención, los valores de α pueden variar desde la unidad hasta infinito y β varía entre cero y la unidad. Debido a esta inconsistencia, es mejor hablar de la selectividad en términos de buena o mala en vez de grande o pequeña (Knaebel, 1999:94).

c. Regenerabilidad

La regenerabilidad es esencial para todas las unidades de adsorción, esta permite que el adsorbente opere en ciclos continuos con un rendimiento uniforme. Lo que implica que cada componente debe ser adsorbido débilmente, es decir, que debe ser mayor la fisioadsorción que las quimiadsorción. El calor de adsorción provee una medida de la energía requerida para la regeneración, desde este punto de vista son convenientes valores bajos (Knaebel, 1995:93).

La regeneración puede lograrse por un cambio de temperatura (vaivén térmico), presión (vaivén de presión) o químico a través de desplazamiento, levigación o extracción supercrítica. Algunas veces se emplean combinaciones de estas técnicas.

El desplazamiento consiste en introducir un regenerante que adsorba de forma más energética que el adsorbato presente. El proceso de levigación consiste en solubilizar el adsorbato en un solvente cuya adsorción en el material adsorbente sea débil. Los métodos químicos requieren una etapa adicional de separación a fin de recuperar el regenerante, lo que puede resultar costoso; además que implica el purgar el regenerante de la cama (Knaebel, 1995:93).

El adsorbente puede ser también regenerado por contacto con un fluido en fase diferente al usado durante el ciclo de adsorción (por ejemplo, regeneración con vapor seguida de adsorción líquida). Esto requiere drenado o desplazamiento que representa tiempo adicional.

d. Cinética

La transferencia de masa se relaciona con la resistencia a dicha transferencia. Es importante porque controla el tiempo de ciclo de un proceso de adsorción en cama fija. Con una cinética rápida, una gráfica de la concentración del efluente versus el tiempo permanecerá en cierto nivel hasta que el adsorbente se encuentre casi saturado y luego ascenderá de forma aguda (Knaebel, 1995:93).

Este tipo de gráfica es deseable en la práctica y se le conoce como curva de ruptura aguda. La situación opuesta, donde la cinética es pobre, provoca que la concentración del efluente varíe rápidamente al inicio de la corrida de adsorción; generando lo que se conoce como una curva distintiva de ruptura (Knaebel, 1995:94).

Lo anterior puede superarse agregando adsorbente al producto final de la cama o incrementando el tiempo del ciclo de adsorción. Ambas opciones incrementan la cantidad de adsorbente requerido. Para compensar la difusión lenta es también posible usar partículas pequeñas, esto implica un aumento en la caída de presión (Knaebel, 1995:94).

La Figura 3. muestra curvas de ruptura para ambos, alimentación (esto es, carga, adsorción o agotamiento) y descarga (regeneración y desorción) (Knaebel, 1999:93).

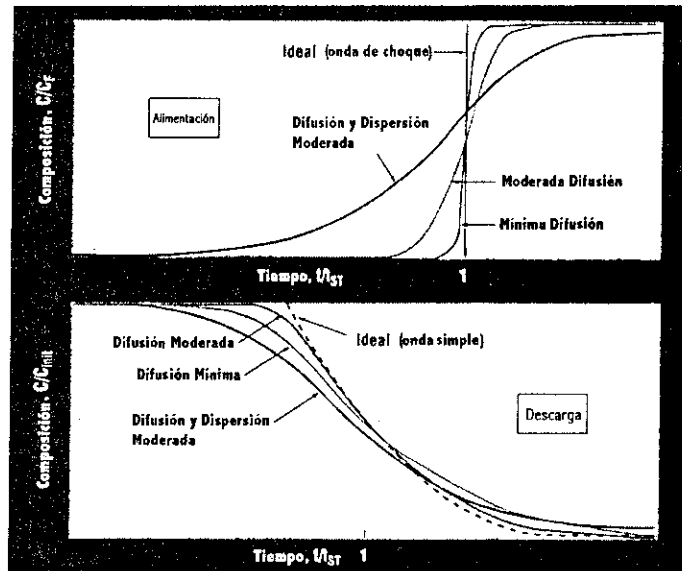


Figura 3. Curvas de ruptura mostrando la concentración del componente de la corriente de entrada en el efluente del lecho adsorbente como una función del tiempo. En las curvas anteriores, el eje horizontal está normalizado respecto al tiempo de ruptura estequiométrico.

Fuente: Knaebel, (1999: 93).

e. Compatibilidad

La compatibilidad cubre varios posibles modos de ataque químico y físico que pueden reducir la expectativa de vida del adsorbente. Dos ejemplos clave son el desgaste y contaminación biológica. Las partículas del adsorbente, incluyendo cualquier componente o grupos de superficie, deben ser inertes a los compuestos en la alimentación y corrientes de regeneración. Las condiciones de operación, tales como la velocidad, temperatura, presión y vibración del equipo; no deben causar la desintegración de las partículas del adsorbente (Knaebel, 1995:94).

f. Costo

El costo de un adsorbente puede variar de semana a semana, de vendedor a vendedor. Hasta para los adsorbentes estándar, los precios pueden variar en un amplio rango de Q8.70/kg (\$0.50/lb) a Q870/kg (\$50/lb).

La alúmina activada y la sílica gel usualmente se venden por Q35 a Q70 el kilogramo (\$2 a \$4 por libra) cuando se compra en grandes cantidades. Los tambores de carbón activado de 272 kg (600 lb) tienen un costo aproximado de Q4736 (\$600) (Knaebel, 1995:94).

F. Conceptos de diseño

1. Consideraciones en el diseño de adsorbedores

El diseño de sistemas adsorptivos está basado en algunos principios generales. Primero, se requiere conocer el equilibrio de adsorción. Este equilibrio, entre solutos en la fase fluida y la fase sólida enriquecida con el soluto, sustituye lo que en la mayoría de separaciones de ingeniería química constituye un equilibrio fluido y fluido. La selección de un material adsorbente con un entendimiento de sus propiedades de equilibrio (es decir, capacidad y selectividad en función de la temperatura y concentración de los componentes) es de importancia primaria.

Segundo, debido a que las operaciones de adsorción se llevan a cabo en lote, cama fija o simulando camas en movimiento, el proceso tiene un carácter dinámico. Un proceso de cama fija usualmente aproxima a una condición periódica o un estado estable cíclico, con varios pasos diferentes de alimentación que constituyen un período. Para un buen diseño, es crucial comprender el desempeño de una cama fija en relación al equilibrio de adsorción y el tipo de comportamiento.

Finalmente, varios aspectos prácticos deben incluirse en el diseño para que el proceso arranque y se desempeñe en forma adecuada. Mientras estos aspectos son específicos del proceso, éstos implican el vislumbrar el fenómeno dispersivo a la escala de la cama y para procesos regenerativos; conociendo las características de envejecimiento del material adsorbente con sus consecuentes cambios en el equilibrio de adsorción (Perry y Green, 1999:6)

Lo anterior se sintetiza en la Tabla No. 4 que constituye una guía en los aspectos de diseño del adsorbedor:

Tabla No. 4 Consideraciones de diseño de adsorbedores

Consideraciones de diseño de adsorbedores	
I. Propiedades básicas de los adsorbentes	5. Tiempo del ciclo
A. Datos de isotermas	6. Contaminantes
1. Alimentación, medidas de descarga	
2. ¿se observa histéresis?	B. Técnica de regeneración

3. Condiciones de pretratamiento
 4. Desgaste a través de ciclos múltiples
 5. Efectos de multicomponentes
- B. Comportamiento de transferencia de masa
1. Carácter de interface
 2. Difusión intraparticular
 3. Difusión de película
 4. Dispersión
- C. Características de las partículas
1. Porosidad
 2. Distribución de tamaño de poro
 3. Área superficial específica
 4. Densidad
 5. Distribución de tamaño de partícula
 6. Forma de partícula
 7. Resistencia a la abrasión
 8. Fuerza de compresión
 9. Estabilidad, composición
 10. Hidrofobicidad
- II. Consideraciones en aplicación
- A. Condiciones de operación
1. Flujo
 2. Concentraciones de salida y entrada
 3. Temperatura, presión
 4. Recuperación deseada
1. Térmica: vapor, fluido caliente, horno
 2. Químico: ácido, básico, solvente
 3. Vaivén de presión psa
 4. Regenerante, recuperación del adsorbato o deposición
- C. Requerimientos de energía
- D. Vida del adsorbente
1. Desgaste por fricción, aglutinamiento
 2. Desgaste por uso, suciedad
- III. Equipo, diagrama de flujo
- A. Tipo de contactor
1. Fijo: axial, de flujo radial
 2. Pulsado: cama fluidizada
- B. Geometría
1. Número de camas
 2. Dimensiones de la cama
 3. Distribución de flujo
 4. Volumen muerto
- C. Columnas internas
1. Soporte de la cama, balasto,
 2. Distribución del flujo
 3. Aislamiento
- D. Varios
1. Instrumentación
 2. Materiales de construcción
 3. Seguridad, mantenimiento
 4. Operación, encendido, apagado

Fuente: Knaebel (1999: 93)

2. Equilibrio

Los límites en la capacidad, selectividad y regenerabilidad son en la mayoría de los casos de restricciones de equilibrio. La capacidad del adsorbente es una función de la concentración y la temperatura, en la mayoría de los casos se cuantifica utilizando isotermas.

Existen diferentes tipos de isotermas, las cuales se presentan en la Figura 4.

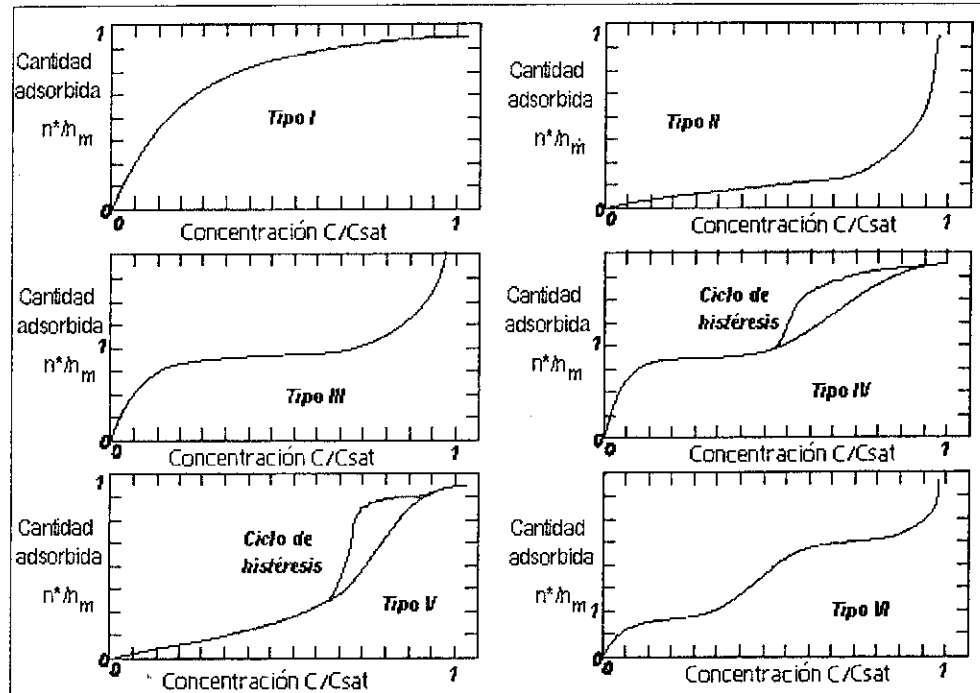


Figura 4. Las isothermas de adsorción muestran la capacidad del adsorbente en función de la composición de la alimentación. Pueden tomar varias formas. En los Tipos IV y V, el ciclo de histéresis representa la parte de la isoterma que pertenece a la fase de regeneración del ciclo de adsorción, el resto de la curva pertenece a la fase de adsorción.

Fuente: Isothermas según la clasificación de Brunauer, Deming, Deming, & Teller (1940) *apud* Knaebel, (2002:23).

La gráfica tipo I es cóncava hacia abajo y se refiere a una isoterma favorable para aplicaciones cíclicas. Por el contrario, el tipo II se refiere a una no favorable. Los sistemas de adsorción con isothermas favorables producen curvas de ruptura que se conocen como autoafiladas, las no favorables se les conoce como proporcionadas. Los tipos III, IV y V tienen regiones alternantes convexas y cóncavas, produciendo alguno o ambos tipos de curva de ruptura (Knaebel, 1995:98).

Los tipos IV y V pueden exhibir histéresis, la cual puede afectar la cinética y la regenerabilidad. La histéresis ocurre cuando la desorción toma lugar a lo largo de una diferente isoterma que la adsorción, usualmente como resultado del llenado de líquido en los poros, lo que implica que la carga y descarga sean lentos (Knaebel, 1999:94).

a. Ecuaciones de isotermas

1) Isotermas componentes puros

La información para las isotermas puede obtenerse de varias ecuaciones de equilibrio como se muestra en la Tabla No. 5. Cada una puede aceptar cualquier forma de concentración, C (moles por metro cúbico, kilogramo por litro, presión parcial y partes por millón) y puede ajustarse a unidades similares de carga, n^* . Las ecuaciones A a E pueden ajustarse para una sola capa de adsorbente; las ecuaciones F a N para máxima carga n_M (Knaebel, 1995:98).

Tabla No. 5 Ecuaciones de isotermas para componentes puros

Ecuaciones de isotermas para componentes puros	
A. Ley de Henry	$n^* = Kn_M C$
B. Langmuir	$n^* = Kn_M C / (1 + KC)$
C. Freundlich	$n^* = AC^B$
D. Brunauer-Emmett-Teller	$n^* = Kn_M C_r / (1 + (K-1)C_r)(1-C_r)$
E. BDDT	$q_{st} = -R \left[\frac{\partial \ln P}{\partial (1/T)} \right]_n$
F. Modo dual	$n^* = K_1 n_M C / (1 + K_1 C) + K_2 C$
G. Redlich-Peterson	$n^* = Kn_M C / (1 + KC^B)$
H. Langmuir-Freundlich	$n^* = An_M C^B / (1 + AC^B)$
I. Sips	$n^* = n_M (AC / (1 + AC))^B$
J. Toth	$n^* = KC / (1 + C^B/A)^{1/B}$
K. Unilan	$n^* = \frac{n_M \ln \frac{D + C \exp(B)}{D + C \exp(-B)}}{2B}$
L. Dubinin-Radushkevich	$n^* = n_M \exp\{2((k_0 \epsilon / \beta_0)^2)\}$
M. Dubinin-Astakhov	$n^* = n_M \exp\{-((k_0 \epsilon / \beta_0)^n)\}$
N. Dubinin-Stoeckli	$n^* = n_{M1} \exp\{-((k_{01} \epsilon / \beta_{01})^2)\} + n_{M2} \exp\{-((k_{02} \epsilon / \beta_{02})^2)\}$

n^* = carga

n_M = carga de monocapa (Ecuaciones A-E) o máxima carga (Ecuaciones F-N)

K = coeficiente de la ley de Henry

C = concentración

C_{sat} = concentración de

Notas:

1. En la Ecuación F, K corresponde a $K_1 + K_2$
2. En la Ecuación J, n_M corresponde a $KA^{1/B}$
3. En la Ecuación K, K corresponde a $n_M \sinh(B)/BD$
4. En las Ecuaciones L, M y N, n^* se encuentra expresado como volumen (no masa) adsorbido por unidad de volumen del adsorbente
5. En la Ecuación N, n_M corresponde a $n_{M1} + n_{M2}$

saturación
 C_r = concentración reducida,
 equivalente a C/C_{sat}
 A, B, D: parámetros empíricos
 ϵ = potencial de adsorción
 k_0 = parámetro de forma
 β_0 = coeficiente de afinidad
 n = parámetro de tipo de poro
 $M1, M2$ = subíndices
 pertenecientes a las diferentes
 distribuciones de tamaño de
 poro

Fuente: Knaebel, (1995:94).

La suposición más simple es que la magnitud de la adsorción es proporcional a la concentración en la fase del fluido. Estos resultados enuncian la Ley de Henry, Ecuación A en la Tabla No. 5 (Knaebel, 1995:98).

La isoterma de Langmuir, Ecuación B, toma en cuenta la superficie cubierta con adsorbente, empleando el balance de las tasas relativas de alimentación y descarga de la sustancia adsorbida. Lo expuesto es proporcional a la fracción de la superficie expuesta y fracción cubierta respectivamente. Las constantes de equilibrio para estas tasas son también los coeficientes de la ley de Henry (Knaebel, 1995).

La isoterma de Freundlich corresponde a una aproximación logarítmica (ver Ecuación C). Esta constituye la ecuación que es usada de forma común.

Las isotermas Brunauer-Emmet-Teller (BET) y Brunauer, Deming, Deming y Teller, Ecuaciones D y E, proporcionan resultados más reales para el llenado de poros usando capas múltiples en lugar de una sola capa. Asimismo, emplean concentraciones reducidas (C_r , igual a C/C_{sat}) la cual se aproxima a la unidad conforme los poros se llenan completamente. La isoterma BDDT es especialmente poderosa (pero compleja) debido a que incluye el número de capas m , así como el calor de adsorción q . La isoterma BET es usada para determinar áreas de adsorción-superficial durante los procesos de diseño (Knaebel, 1995:98).

La isoterma de modo dual, Ecuación F, combina la ley de Henry la isoterma de Langmuir. Las Ecuaciones G a K extienden el uso de la isoterma de Langmuir considerando varias desviaciones sutiles de la linealidad y utilizan la ley matemática de potencias (Knaebel, 1995:98).

La isoterma UNILAN (Ecuación K) y una variación (Ecuación J) de la isoterma Toth tienen especial significado debido a que pueden ser usadas directamente con información de equilibrio (Knaebel, 1995:98).

Las últimas tres ecuaciones de la Tabla No. 5 se desglosan de analogías entre adsorción y condensación. Estas emplean el potencial de adsorción para un componente i , ϵ_i definido en términos de fugacidad de un líquido puro (o presiones parciales para vapores o concentraciones en el caso de líquidos), todos éstos a la temperatura de interés. Para vapores, (despreciando los coeficientes de fugacidad), el potencial de adsorción es equivalente al trabajo requerido para comprimir el componente adsorbible desde su presión parcial hasta la presión de vapor (Knaebel, 1995:98).

Un adsorbente dado adsorbe volúmenes casi equivalentes de compuestos similares cuando sus potenciales de adsorción son iguales. Esto implica que, una gráfica de volumen adsorbido contra el potencial de adsorción produzca una curva característica aplicable a un grupo de compuestos para un adsorbente dado (Knaebel, 1995:99).

En las ecuaciones de isotermas empleando el potencial de adsorción, este parámetro puede aumentar a diferentes potencias que empíricamente corresponden al tipo de poro del adsorbente. Por ejemplo, la isoterma de Dubinin-Radushkevich, Ecuación L, usa el exponente 2, el cual ha sido encontrado apropiado para adsorbentes microporosos (Knaebel, 1995:99).

La isoterma Dubinin-Astakhov, Ecuación M, permite que el exponente varíe, y la isoterma Dubinin-Stoeckli, Ecuación N, se emplea no para un tipo de tamaño de poro, sino para una distribución de dos de ellos, lo cual es una herramienta para los adsorbentes modernos. Esta ecuación puede ser expandida para adaptar aún mayores distribuciones; en la práctica este número es aplicado a un máximo de tres (Knaebel, 1995:99).

En las ecuaciones L, M y N, k_0 es un parámetro que toma en cuenta la forma de la curva de n^* contra ϵ . Además del coeficiente de afinidad, β_0 , el cual es un factor de ajuste que adapta el compuesto de interés a la isoterma. En la Ecuación N, los subíndices de M_1 y M_2 pertenecen a dos tipos de distribución de tamaño de poro (Knaebel, 1995:99).

2) Sistemas multicomponentes

En muchos casos, la alimentación contiene más de un componente adsorbible. Existen cinco formas de tratar estos sistemas:

El primero consiste en ignorar los compuestos que no son de interés. Esta aproximación es simple, pero puede llevar a resultados irreales. Es permisible cuando los componentes que no son de interés son poco adsorbidos (Knaebel, 1995:99).

La segunda aproximación trata a los diferentes componentes adsorbibles como sistemas independientes, es válido y preciso cuando el portador no adsorbible contiene contaminantes muy diluidos. Solamente se requieren isotermas de componentes puros (Knaebel, 1995:99).

En el tercer método, llamado agrupamiento de especies, la mezcla de alimentación multicomponente es distribuida en dos o tres compuestos (algunas veces ficticios) a fin de representar la corriente completa. Esto ahorra tiempo y dinero, siendo bastante exacto si sólo se requiere una aproximación. El método requiere información de isotermas del tipo componente puro (Knaebel, 1995:99).

El cuarto método es usar varias ecuaciones empíricas que consideran la adsorción competitiva de los componentes relevantes. Estas requieren isotermas de componentes puros y de mezclas (Knaebel, 1995:99).

La quinta aproximación consiste en usar uno o varios modelos de mezcla que consideren la interacción entre las especies adsorbibles. Aunque es matemáticamente conveniente, es en ocasiones solamente un acercamiento a respuestas exactas (Knaebel, 1995:99).

Tabla No. 6 Ecuaciones de isotermas para sistemas multicomponentes

Ecuaciones de isotermas para multicomponentes	
A. Ley de Henry	$n_i = K_i n_{M_i} C_i$
B. Markham-Benton	$n_i = K_i n_{M_i} C_i / (1 + \sum K_j C_j)$
C. Schay	$n_i = (K_i n_{M_i} C_i / \eta_i) / [1 + \sum (K_j n_{M_j} C_j / \eta_j)]$
D. Yon-Turnock	$n_i = n_{M_i} (K_i C_i)^{\Lambda_i} / [1 + \sum (K_j C_j)^{\Lambda_j}]$
E. Sips-Yu-Neretnieks	$n_i = n_{M_i} K_i C_i (\sum K_j C_j)^{\Lambda_i - 1} / [1 + \sum (K_j C_j)^{\Lambda_i}]$
F. Redlich-Peterson-Siedel ($C_{ref} = 1 = C_i$)	$n_i^* = A_i C_i / [1 + B_i C_{ref}^{D_{ij}} C_i^{E_i - D_{ij}} \sum (A_{ij} C_j)^{D_{ij}}]$
n^* = carga	<i>Subíndices:</i>
n_M = carga de monocapa o máxima carga	<i>i:</i> se refiere al componente de interés (es decir, el componente adsorbido desde la corriente de alimentación)
K = coeficiente de la ley de Henry	<i>j:</i> se refiere a otros componentes en la corriente de alimentación
C = concentración	<i>ij:</i> se refiere a la interacción entre el componente de interés y otros compuestos en la corriente de alimentación
A, B, D : parámetros empíricos	
η : parámetro de interacción	

Fuente: Knaebel, (1995:95)

3. Efectos caloríficos

El calor de adsorción provee una indicación de un aumento de temperatura debido a la adsorción bajo condiciones adiabáticas. También constituye una medición de la energía requerida para la regeneración en aplicaciones con gas o vapor. Son deseables valores bajos (Knaebel, 1995:97).

El calor de adsorción puede ser expresado en varias formas. La más útil es el calor isostérico de adsorción, debido a que puede ser ajustado para flujo de gas continuo en la alimentación (gas portador) a través de las camas de adsorción por lote. Para una carga dada, se define como:

$$q_{st} = -R \left[\frac{\partial \ln P}{\partial (1/T)} \right]_n$$

Ec. 5

Donde R es la constante de gases, p y n son la presión total y carga para el gas puro (el cual es frecuentemente usado para determinar los efectos caloríficos). Para mezclas, representan la presión parcial y carga del componente. Esta expresión es análoga al calor de vaporización, siendo una función débil de la temperatura (Knaebel, 1995:97).

Una gráfica de calor isostérico de adsorción contra la carga indica cómo el adsorbato interactúa con el adsorbente. Un decrecimiento monótono muestra que la adsorción es fuerte a bajas concentraciones, probablemente debido a la superficie heterogénea; cuyos sitios más receptivos se llenan primero. El efecto neto de esta situación implica dificultad para la regeneración. El incremento monótono significa, por el contrario, que la regeneración será sencilla, especialmente si el calor de adsorción es bajo. Si la pendiente de la gráfica es una constante, el calor de adsorción es neutral (Knaebel, 1995:97).

G. Adsorbedor de cama fija

Debido a los inconvenientes y a lo costoso de operar de forma continua transportando partículas de sólidos en operaciones de estado estable, es frecuente encontrar más económico pasar la mezcla fluida a través de una cama estacionaria. Conforme aumentan las cantidades de fluido que pasan a través de la cama, el sólido adsorbe cantidades incrementales de soluto, prevaleciendo el estado inestable. Esta técnica es muy usada y encuentra aplicación en diversos campos como la recuperación de vapor solvente valioso desde un gas, purificación de aire y otros (Treybal, 1968:542).

1. Tasa de adsorción en camas fijas

El diseño de un adsorbedor de cama fija y la predicción de la duración del ciclo de adsorción entre revivificaciones requiere del conocimiento del porcentaje de aproximación a la saturación en el punto de ruptura. Esto requiere que el diseñador prediga el tiempo de ruptura y la forma de la curva de ruptura. Las circunstancias inestables de la adsorción en cama fija y los muchos factores que influyen la adsorción hacen que los cálculos presenten dificultad. El tratamiento de Michaels es usado, pero se encuentra limitado para mezclas de alimentación diluidas, en el caso en el que la isoterma de adsorción sea cóncava al eje de la concentración de la solución; donde la zona de adsorción sea constante en altura y viaje a través de la columna de adsorción y cuando la altura del adsorbente es grande en relación a la zona de adsorción. Muchas aplicaciones industriales pueden encontrarse bajo estas restricciones (Treybal, 1968:550).

La curva idealizada de ruptura mostrada en la Figura 5 resulta de un flujo de gas solvente en una cama adsorbente a una tasa de G_S kg/(h)(m²) entrando con una concentración inicial de soluto Y_0 kg soluto/kg solvente. El soluto libre de efluente después de cualquier tiempo es w kg/m² de sección transversal. La curva de ruptura es erguida y la concentración de soluto en el efluente aumenta rápidamente desde un punto cercano a cero. El valor Y_B representa la concentración de ruptura y el adsorbente es considerado exhausto cuando la concentración alcanza un valor Y_E cercano a Y_0 . Es de importancia considerar la cantidad de efluente w_B en el punto de ruptura y la forma de la curva entre w_B y w_E . El efluente total acumulado durante la manifestación de la curva de ruptura es $w_a = w_E - w_B$. La zona de adsorción, a una altura constante Z_a m, es parte de la cama en la cual la concentración cambia desde Y_B a Y_E durante cierto tiempo (Treybal, 1968:550)

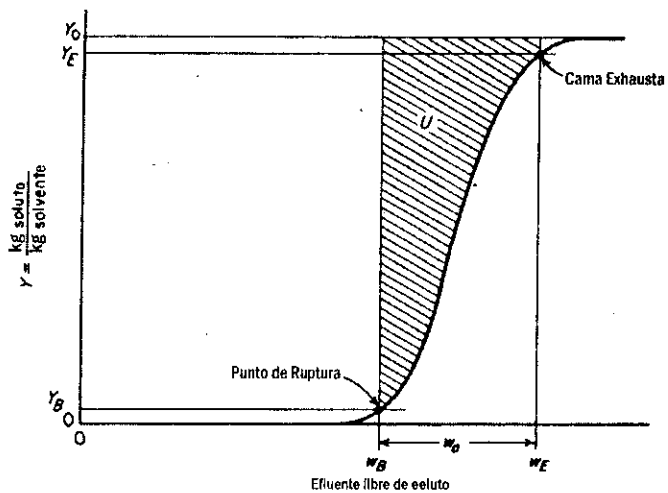


Figura 5. Curva idealizada de ruptura

Fuente: Treybal, (1968:551).

Sea θ_a el tiempo requerido para que la zona de adsorción se mueva a su propia altura debajo de la columna. Entonces:

$$\theta_a = \frac{w_a}{G_s}$$

Ec. 6

Sea θ_E el tiempo requerido para que se establezca la zona de adsorción y se mueva a lo largo de la cama:

$$\theta_E = \frac{w_E}{G_s}$$

Ec. 7

Si la altura del adsorbente es Z m, y θ_F es el tiempo requerido para la formación de una zona de adsorción:

$$Z_a = Z \frac{\theta_a}{\theta_E - \theta_F}$$

Ec. 8

La cantidad de soluto removido de un gas en la zona de adsorción desde el punto de ruptura hasta encontrarse exhausto es U kg soluto/m² de sección transversal. Esta se encuentra en el área sombreada de la Figura 5.

$$U = \int_{w_B}^{w_E} (Y_0 - Y) dw$$

Ec. 9

Si la zona estuviera saturada con soluto, podría contener $Y_0 w_a$ kg soluto/m². Consecuentemente al punto de ruptura, donde la zona se encuentra dentro de la columna, la capacidad fraccional del adsorbente para adsorber el soluto es:

$$f = \frac{U}{Y_0 w_a} = \frac{\int_{w_B}^{w_A} (Y_0 - Y) dW}{Y_0 w_a}$$

Ec. 10

Si $f = 0$, la zona de adsorción está esencialmente saturada, el tiempo de formación de la zona en la cúspide de la cama θ_F deberá ser sustancialmente el mismo tiempo requerido para que la zona viaje una distancia igual a su propia altura, θ_A . Por otra parte, si $f = 1.0$, a fin de que la zona no contenga adsorbato, el tiempo de formación de la zona debería ser corto, esencialmente cero. Estas condiciones limitantes son:

$$\theta_F = (1-f)\theta_a$$

Ec. 11

Las ecuaciones 8 y 11 proveen:

$$Z_a = Z \frac{\theta_a}{\theta_E - (1-f)\theta_a} = Z \frac{w_a}{w_E - (1-f)w_a}$$

Ec. 12

La columna de adsorción de Z m de alto y de una unidad de área de sección transversal, contiene $Z\rho_s$ kg de adsorbente, donde ρ_s es la densidad aparente de sólido empacado. Si toda la cama se encuentra en equilibrio con el gas entrante y luego se satura completamente con la concentración del adsorbato X_T kg adsorbato/kg sólido, el peso del adsorbato es $Z\rho_s X_T$ kg. En el punto de ruptura, la zona de adsorción de altura, Z_a m está todavía en el fondo de la columna, pero el resto de la columna $Z - Z_a$ m, está

sustancialmente saturado. En el punto de ruptura, el soluto adsorbido es $(Z-Z_a)\rho_S X_T + Z_a \rho_S (1-f) X_T$ kg. La aproximación fraccional a la saturación de la columna al punto de ruptura es:

$$\text{Grado de saturación} = \frac{(Z - Z_a)\rho_S X_T + Z_a \rho_S (1-f) X_T}{Z \rho_S X_T} = \frac{Z - fZ_a}{Z}$$

Ec. 13

En el adsorbente de cama fija, la zona de adsorción en realidad se mueve hacia abajo a través del sólido. Sin embargo, otro acercamiento consiste en considerar que el sólido se mueve hacia arriba de la columna en contracorriente con el fluido a una velocidad suficiente para que la zona de adsorción permanezca constante en la columna, como en la figura 6.a. Aquí se muestra el sólido saliendo en la parte superior de la columna se encuentra en equilibrio con el gas entrante y todos los solutos se muestran como removidos del efluente gaseoso. Esta situación requeriría una torre de altura infinita, pero se puede realizar la aproximación siendo de interés las concentraciones en los extremos de la zona de adsorción.

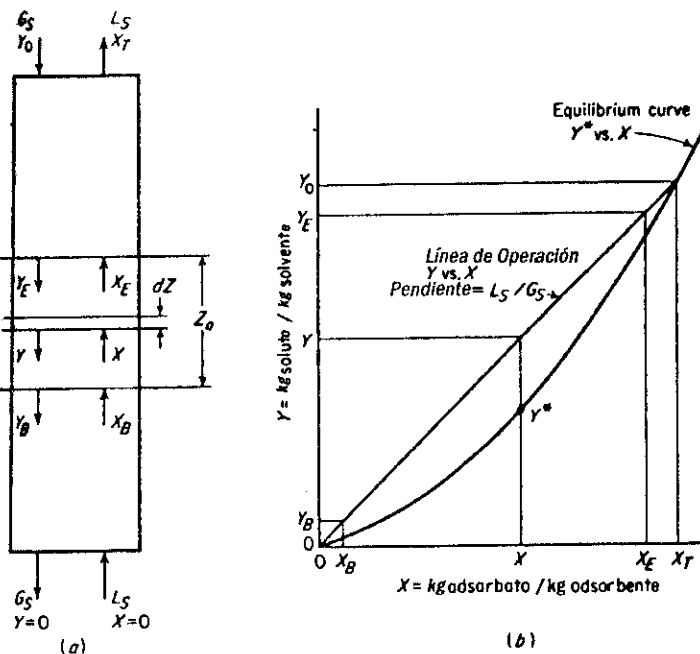


Figura 6. Zona de adsorción

Fuente: Treybal (1968:553).

La línea de operación para la torre completa será entonces:

$$G_S(Y_0 - Y) = L_S(X_T - 0)$$

Ec. 14

o

$$\frac{L_S}{G_S} = \frac{Y_0}{X_T}$$

Ec. 15

Debido a que la línea de operación pasa por el origen en la Figura 6.b, a cualquier nivel en la columna la concentración del soluto en el gas Y y el adsorbato en el sólido X se relacionan:

$$G_S Y = L_S X$$

Ec. 16

Sobre un diferencial de altura dZ , la tasa de adsorción es:

$$G_S dY = K_Y a_p (Y - Y^*) dZ$$

Ec. 17

Para la zona de adsorción, entonces:

$$N_{tOG} = \int_{Y_B}^{Y_E} \frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{Z_a}{H_{tOG}} = \frac{Z_a}{G_S / K_Y a_p}$$

Ec. 18

Donde N_{tOG} es el número global de unidades de transferencia de gas en la zona de adsorción. Para cualquier valor de Z menor a Z_a , asumiendo H_{tOG} constante con el cambio de concentración:

$$\frac{Z \text{ en } Y}{Z_a} = \frac{w - w_b}{w_a} = \frac{\int_{Y_B}^Y \frac{dY}{Y - Y^*}}{\int_{Y_B}^{Y_E} \frac{dY}{Y - Y^*}}$$

Ec. 19

La ecuación 19 permite graficar la curva de ruptura por evaluación gráfica de las integrales (Treybal, 1968:553).

2. Dinámica de cama fija

La transferencia de masa intersticial en camas fijas es importante en el diseño de muchos adsorbedores. Es importante la transferencia de fluido a partícula. Esto puede relacionarse con el fluido, adsorbente y propiedades del sistema empleando dos ecuaciones, dependientes del número de Reynolds:

Para un número de $N_{Re} = \rho v_s d_p / \mu$ es más grande que 10 pero menor a 2500, la ecuación es:

$$j_D = (k/v_s) Sc^{0.667} = 1.17 N_{Re}^{-0.415}$$

Ec. 20 A

donde k es el coeficiente de transferencia de masa de fluido a partícula, ρ es la densidad del fluido, v_s es la velocidad superficial (igual al flujo volumétrico dividido la sección transversal), d_p es el diámetro de la partícula, μ es la viscosidad del fluido, j_D es el factor de Colburn-Chilton factor-j, y Sc (número de Schmidt) igual a $\mu/\rho D_{AB}$, donde D_{AB} es la difusividad del fluido (Knaebel, 1999:95).

Para flujos menores, correspondiente a valores de números de Reynolds modificados, N_{Re}' , debajo de 50, la ecuación relevante es:

$$j_D = 0.91 \psi N_{Re}'^{-0.51}$$

Ec. 20 B

Donde $N_{Re}' = \rho v_s / \mu \psi a_i$, con ψ siendo el factor de forma de partícula (1.0 para pelotitas, 0.91 para pellets y 0.86 para hojuelas) y a_i es la razón de área interfacial de partícula a volumen, $6(1-\epsilon)/d_p$ (Knaebel, 1999:95).

El coeficiente de transferencia de masa de fluido a partícula, k , es gobernado principalmente por la densidad del fluido, viscosidad, difusividad y velocidad superficial, --solamente una propiedad del adsorbente, el diámetro de partícula, aparece en la ecuación 20A. Debido a que k u $d_p^{-0.415}$, una reducción del diez veces el diámetro de partícula provocará solamente una reducción de tres veces el incremento del coeficiente de transferencia de masa, para un fluido a un flujo determinado (Knaebel, 1999:95).

Por el contrario, un incremento de diez veces el diámetro provocará un incremento cuádruplo en el coeficiente de transferencia de masa. A pesar que la ecuación 20B incluye ψ y ϵ , la dependencia de k sobre el diámetro es prácticamente la misma ecuación 20A (Knaebel, 1999:95).

Además de la transferencia de masa, el otro factor mayor en la dinámica de cama es la caída de presión. La mayoría de adsorbedores son diseñados para operar con una baja caída de presión, debido a que las partículas grandes son usadas siempre que es posible y porque las velocidades son bajas a fin de permitir el equilibrio entre el fluido y el adsorbente. Asimismo, una pequeña L/d_{bed} , donde L es el largo y d_{bed} es el diámetro de la cama, conlleva a una baja caída de presión. Por el contrario, para lograr una adecuada distribución del flujo y un bajo volumen muerto se requiere un L/d_{bed} grande (Knaebel, 1999:95).

La ecuación más común que relaciona la caída de presión en una cama fija con condiciones y parámetros es conocida como la ecuación de Ergun:

$$\frac{\Delta P}{L} = \left(150 \frac{1 - \epsilon_B}{N_{Re}} + 1.75 \right) \left(\frac{\rho u_s^2}{g_c d_p} \frac{1 - \epsilon_B}{\epsilon_B^3} \right)$$

Ec. 21

Donde N_{Re} es el número de Reynolds y ϵ_B es la fracción de espacio de la cama. Generalmente, las unidades de tuberías, válvulas y acoples contribuyen a la restricción de flujo y caída de presión en la cama (Knaebel, 1999:95).

III. JUSTIFICACIÓN

La purificación de gas es importante en varios procesos industriales. El aire y otros gases requieren de tratamiento para la remoción de compuestos como el sulfuro de hidrógeno, compuestos orgánicos de azufre y agua. La purificación coadyuva a cumplir con especificaciones de pureza en procesos y regulaciones en emisiones hacia el medio ambiente.

Asimismo, la búsqueda de propelentes que sustituyan a los compuestos fluorocarbonados debe responder a la problemática del impacto de los mismos en la capa de ozono. Este aspecto constituye el punto de partida para la utilización de hidrocarburos en el envasado presurizado. Los propelentes más utilizados en el mercado de aerosoles son el propano, butano, isobutano y mezclas de los mismos.

Los criterios de selección de propelentes son diversos y dependen en gran medida de las propiedades físicas y químicas de la mezcla a envasar. Sin embargo, la disponibilidad del propelente en el mercado es indispensable en el momento de su elección. Por esta razón la mezcla comercial propano y butano constituye un propelente de menor precio y amplia distribución como combustible. Esta mezcla contiene un odorizante azufrado que permite su detección en caso de una fuga, así como trazas de sulfuro de hidrógeno producto, en algunas ocasiones, de un endulzamiento parcial del gas.

Por esta razón el diseño de sistemas de desodorización de gas constituye parte importante de industrias que lo involucren como propelente en productos envasados a presión que posteriormente serán liberados hacia la atmósfera. La adsorción empleando tamices moleculares ofrece ventajas en el diseño de las unidades en lo que respecta a tamaño y no requiere de unidades de transferencia de calor que involucren otros tratamientos. Asimismo, comercialmente existe una amplia variedad de tamices que ofrecen criterios de selección según los compuestos que se quieran adsorber. Muchos de éstos pueden regenerarse por varios procesos que implican cambios de temperatura y presión. Esto constituye una ventaja desde el punto de vista ambiental y de aprovechamiento de este material auxiliar.

Los aspectos antes expuestos contribuyen a que el desarrollo de sistemas que optimicen el proceso de desodorización de gas sea de vital importancia en la industria de aerosoles de Guatemala. Este trabajo tiene como objetivo ser un precedente en la normalización de los niveles de compuestos orgánicos volátiles en dicha industria.

IV. OBJETIVOS

A. Objetivo general

1. Diseñar un sistema que permita la desodorización de la mezcla propano y butano empleando el tratamiento de tamizado molecular en una industria de envasado presurizado (aerosoles).

B. Objetivos específicos

1. Diseñar una torre de adsorción que permita la optimización del proceso de desodorización de gas propano.
2. Seleccionar tamices moleculares específicos que permitan la adsorción de sulfuro de hidrógeno y mercaptanos de una mezcla de propano y butano industrial empleada como propelente.
3. Determinación de ventajas y desventajas en el uso de tamizado molecular para la purificación de gases haciendo énfasis en la evaluación económica frente a otros propelentes.

V. PROBLEMA A RESOLVER

Actualmente en la industria de envasado presurizado (aerosoles) se busca el reemplazo de propelentes fluorocarbonados, por hidrocarburos que puedan ser empleados de forma segura para el ambiente y que se encuentren disponibles en el mercado nacional a un menor precio. Asimismo, la mezcla de hidrocarburos o hidrocarburo seleccionado no debe contener un nivel detectable (olfativo) de compuestos azufrados.

VI. METODOLOGÍA

A. Determinación del contenido de compuestos de azufre en la corriente de la mezcla comercial de propano y butano

La determinación se realizará a partir del contenido estándar del odorizante mezclado en el gas y los niveles de trazas típicas de sulfuro hidrógeno producto de un proceso de endulzamiento parcial.

B. Establecer las condiciones de operación para un tamaño de lote promedio de una industria de aerosoles

Para esto se considerará la capacidad de las unidades de almacenamiento, flujos de entrada y salida del adsorbedor, temperatura y presión de trabajo.

C. Selección del adsorbente

Los aspectos de selección se harán considerando la carga y el nivel aceptable de compuestos de azufre tanto en el medio ambiente como el detectable por el olfato.

La selección requiere lo siguiente:

1. Las propiedades físicas y químicas del adsorbente
2. Isotermas o isósteras
3. Costo del adsorbente versus selectividad

D. Diseño del equipo

Considerando las condiciones de operación y el adsorbente se determinará el tipo de equipo a utilizar:

1. Volumen del depósito
2. Elección de bombas para el trasegado de gas
3. Tipo de tubería
4. Torre de adsorción
5. Medidores de flujo, de presión y de temperatura
6. Aspectos de transferencia de masa

E. Determinación del nivel de reducción de azufre en la corriente gaseosa pasando el gas a través de una torre empacada con el adsorbente seleccionado

Se realizará empleando las isotermas o isósteras de la carga de adsorbato inicial en el gas. Los resultados de nivel de azufre permitirán determinar el porcentaje de reducción bajo las condiciones de operación dadas.

F. Evaluación de ventajas y desventajas

Se hará una evaluación económica desde el punto de vista de la materia prima, auxiliar y del equipo. Así como el planteamiento del sistema de regeneración del adsorbente que pueda implementarse.

VII. RESULTADOS

A. Determinación del contenido de compuestos de azufre en la corriente de la mezcla comercial de propano y butano

Concentración máxima inicial antes de agregar el odorizante: 343 mg/m³ S

Concentración máxima final después de agregar el odorizante: 320 mg/m³ (14 granos/100 ft³ S)

Concentración del odorizante: 10.8 g/m³ de odorizante. (0.4536 kilogramo de mercaptano de etilo, 0.4536 kilogramo de tiofano o 0.6350 kg de mercaptano de amilo por 37.85 m³ de gas licuado de petróleo).

1. Cálculo en masa de azufre total en la corriente de alimentación

Base: 37.85 m³ de gas licuado de petróleo

Mercaptano de etilo:

$$0.4536 \text{ kg CH}_3\text{CH}_2\text{SH} * \frac{1 \text{ kmol CH}_3\text{CH}_2\text{SH}}{62.13 \text{ kg CH}_3\text{CH}_2\text{SH}} * \frac{1 \text{ kmol S}}{1 \text{ kmol CH}_3\text{CH}_2\text{SH}} * \frac{32.064 \text{ kg S}}{1 \text{ kmol S}} * \frac{1000 \text{ g S}}{1 \text{ kg S}} = 234.09 \text{ g S}$$

Tiofano (sulfuro de tetrametileno)

$$0.4536 \text{ kg C}_4\text{H}_8\text{S} * \frac{1 \text{ kmol C}_4\text{H}_8\text{S}}{88.17 \text{ kg C}_4\text{H}_8\text{S}} * \frac{1 \text{ kmol S}}{1 \text{ kmol C}_4\text{H}_8\text{S}} * \frac{32.064 \text{ kg S}}{1 \text{ kmol S}} * \frac{1000 \text{ g S}}{1 \text{ kg S}} = 164.96 \text{ g S}$$

Mercaptano de amilo

$$0.6350 \text{ kg CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{CH}_2\text{SH} * \frac{1 \text{ kmol CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{CH}_2\text{SH}}{88.17 \text{ kg CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{CH}_2\text{SH}} * \frac{1 \text{ kmol S}}{1 \text{ kmol CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{CH}_2\text{SH}} * \frac{32.064 \text{ kg S}}{1 \text{ kmol S}} * \frac{1000 \text{ g S}}{1 \text{ kg S}} = 230.92 \text{ g S}$$

Masa de azufre total: 629.97 g S

2. Cálculo en moles de azufre total en la corriente de alimentación

Base: 37.85 m³ GLP

Mercaptano de etilo:

$$0.4536 \text{ kg CH}_3\text{CH}_2\text{SH} * \frac{1 \text{ kmol CH}_3\text{CH}_2\text{SH}}{62.13 \text{ kg CH}_3\text{CH}_2\text{SH}} * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} = 7.300 \text{ mol CH}_3\text{CH}_2\text{SH}$$

Tiofano (sulfuro de tetrametileno)

$$0.4536 \text{ kg } C_4H_8S * \frac{1 \text{ kmol } C_4H_8S}{88.17 \text{ kg } C_4H_8S} * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} = 5.145 \text{ mol } C_4H_8S$$

Mercaptano de amilo

$$0.6350 \text{ kg } CH_3(CH_2)_3CH_2SH * \frac{1 \text{ kmol } CH_3(CH_2)_3CH_2SH}{88.17 \text{ kg } CH_3(CH_2)_3CH_2SH} * \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} = 7.202 \text{ mol } CH_3(CH_2)_3CH_2SH$$

Antes de agregar el odorizante el principal contaminante es sulfuro de hidrógeno:

Base 1 m^3

$$343 \text{ mg S} * \frac{1 \text{ g S}}{1000 \text{ mg S}} * \frac{1 \text{ mol S}}{32.064 \text{ g S}} * \frac{1 \text{ mol } H_2S}{1 \text{ mol S}} = 0.011 \text{ mol } H_2S$$

Peso molecular promedio del gas licuado de petróleo:

$$PM = \frac{30 \text{ mol butano} * 58.133 \text{ g butano}}{100 \text{ mol GLP}} + \frac{70 \text{ mol propano} * 44.097 \text{ g propano}}{100 \text{ mol GLP}} = 48.31 \frac{\text{g GLP}}{\text{mol GLP}}$$

Para la base de 37.85 m^3 (10,000 gal) (después de agregar el odorizante) a 100°F (37.38°C)

$$10,000 \text{ gal GLP} * \frac{0.003785 \text{ m}^3 \text{ GLP}}{1 \text{ gal GLP}} * \frac{514 \text{ kg GLP}}{1 \text{ m}^3 \text{ GLP}} * \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ mol GLP}}{48.31 \text{ g GLP}} = 4.03 \times 10^5 \text{ mol GLP}$$

Tabla No. 7 Fracciones molares en la corriente de GLP:

Componente de la Corriente de GLP	x_i
Mercaptano de Etilo	1.81×10^{-5}
Tiofano	1.28×10^{-5}
Mercaptano de Amilo	1.79×10^{-5}
Sulfuro de Hidrógeno	1.03×10^{-6}
Azufre Total	4.87×10^{-5}

B. Establecer las condiciones de operación para un tamaño de lote promedio de una industria de aerosoles

1. Mercado de aerosoles producidos en Guatemala

El tamaño del mercado de aerosoles se determinó a partir de la partida arancelaria No. 76129010 en el renglón de importaciones de envases producidos con el proceso de extrusión de impacto, conocidos como monobloc.

En el año 2002:

Importaciones:

Volumen en kg: 6,496,571

Unidades: 333,748,943

Según estos resultados y los presentados en la gráfica No. 2 (*vid.* Apéndice) el mercado de productos envasados en lata monobloc presentó un comportamiento creciente en los últimos dos años.

Se instalará una planta para la sustitución de importaciones de desodorantes, antitranspirantes y lacas en aerosol (Partida Arancelaria No. 33072000):

a. Importaciones de desodorantes y antitranspirantes

Volumen en kg: 462,767

Unidades: 2,729,148

b. Importaciones de lacas para el cabello

Volumen en kg: 328,271

Unidades: 69,809

Empleando una lata con 16 onzas fluidas como contenido neto y considerando 25% de propelente por lata (proporción usual en desodorantes):

$$2,798,957 \text{ unidades} * \frac{480 \text{ mL netos}}{1 \text{ unidad}} * \frac{25 \text{ mL propelente}}{100 \text{ mL netos}} * \frac{1 \text{ gal GLP}}{3785.41 \text{ mL}} = 335.88 \frac{\text{m}^3}{\text{año}} \left(88,728.79 \frac{\text{Gal}}{\text{año}} \right)$$

$$88,728.79 \frac{\text{Gal}}{\text{año}} * \frac{1 \text{ año}}{12 \text{ meses}} * \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} = 3.89 \times 10^2 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \left(10.27 \frac{\text{gal}}{\text{h}} \right)$$

C. Selección del adsorbente

De la Tabla No. 25 (*vid.* Apéndice) se concluye que el adsorbente más adecuado es el 13X. Este es empleado para la desecación de gases en general, depuración de aire de alimentación a la fábrica (remoción de agua y anhídrido carbónico), y para desablandecer o desatufar el gas natural y los hidrocarburos líquidos (remoción de mercaptano y ácido sulfhídrico).

Todas las moléculas que pueden ser adsorbidas por los tamices moleculares tipos 3A, 4A y 5A los son en el 13X. En adición, el 13X puede adsorber moléculas con diámetros críticos mayores, tales como aromáticos e hidrocarburos de cadena ramificada.

1. Costo

Tabla No. 8 Resultados de cotizaciones de adsorbentes

Cantidad mínima	Compañía	Precio
498.95 kg (1100 lb)	Molsiv, Whistler, Alabama	Q55.03/kg (3.14 \$US EXW/lb)
136.07 kg (300 lb)	GRACE Davison, Columbia Maryland	Q34.88/kg (2.00 \$US EXW /lb)

La opción más conveniente según costo es el tamiz molecular 13X de GRACE Davison. Ambas marcas presentan características físicas similares como se mostrará en la sección de diseño.

D. Diseño del equipo

a. Diagrama de flujo

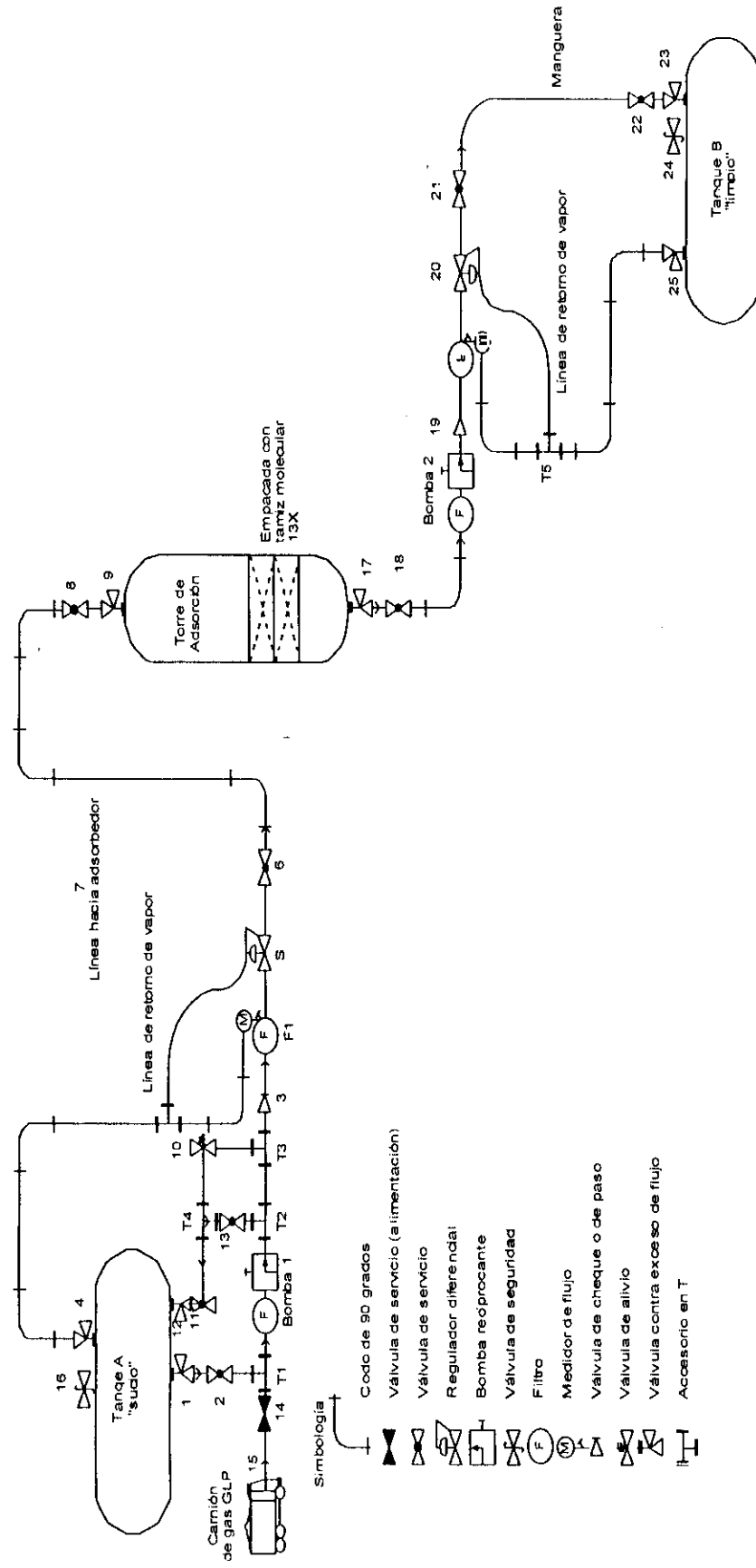


Figura 7.a. Diagrama de flujo primera parte: desodorización

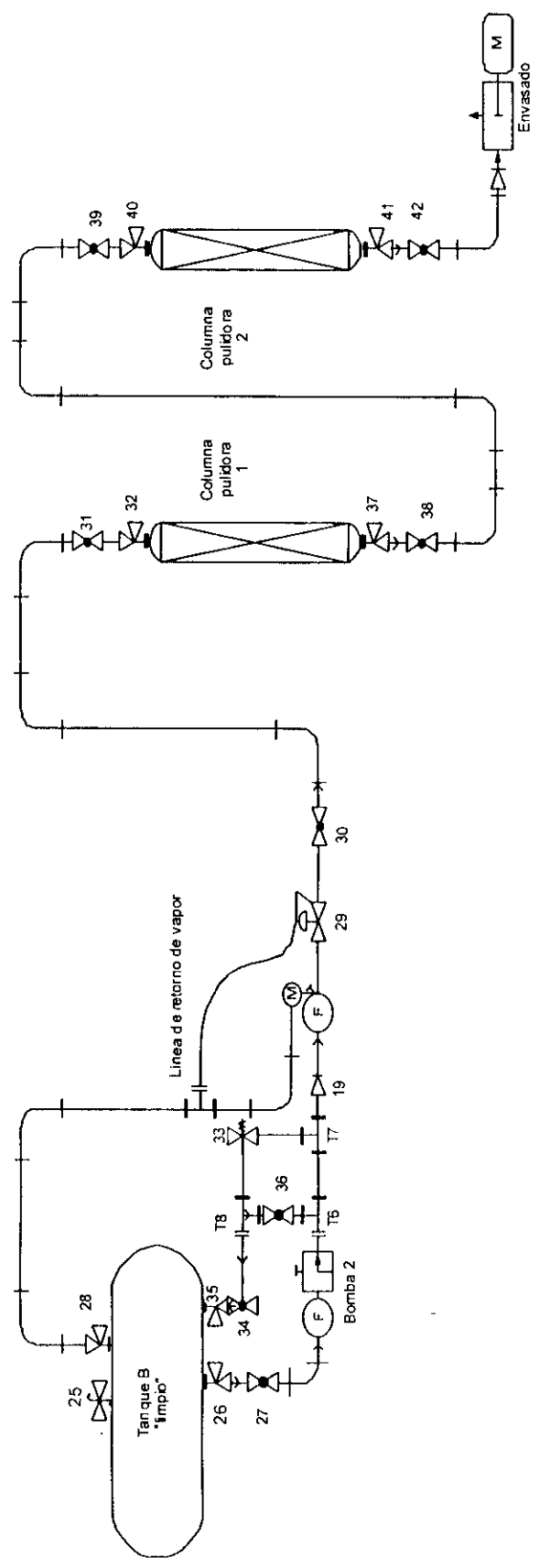


Figura 7. b. Diagrama de flujo segunda parte: pulido y transparencia

En la instalación de la figura 7, el gas licuado de petróleo en el depósito A, fluye a través de la válvula contra exceso de flujo (1). La función de ésta es la de proteger el contenido del depósito en el caso de un rompimiento de la tubería o de los accesorios. De (1) el líquido fluye a la válvula de servicio (2) y a la T1. Posteriormente fluye hacia el filtro F, que impide que puedan pasar partículas extrañas hacia la bomba 1. El líquido bombeado pasa por T2, T3, hacia la válvula de paso (3). La válvula de paso impide que el producto fluya desde la torre de adsorción. De la válvula de paso el líquido pasa al filtro F1 instalado en el medidor de flujo. El filtro F1 elimina cualquier partícula que pueda arruinar el medidor de flujo y además tiene una línea de vapor conectada con la válvula contra exceso de flujo (4) para desalojar el vapor que pueda formarse antes del medidor (al medidor sólo debe pasar gas licuado de petróleo en su fase líquida).

Después del medidor de flujo, el líquido pasa a un regulador diferencial de presión S. El regulador diferencial de presión sirve para dos propósitos: previene que el medidor de flujo sea sometido a excesiva presión y mantiene la tubería a la presión de la torre, lo que ayuda a eliminar el vapor en la línea. Es decir, el diafragma es mantenido a la presión de alimentación a la torre, por lo que el líquido abajo del diafragma se mantiene a dicha presión de descarga. Cuando la bomba no está operando, las presiones abajo y arriba del diafragma son idénticas, por lo que el resorte cierra la válvula. En el momento en que la bomba comienza a trabajar, se incrementa la presión abajo del diafragma lo que vence la tensión del resorte abriendo la válvula.

Después del regulador de diferencial de presión, el líquido pasa por la válvula de servicio (6), la tubería hacia la línea de adsorción (7), la válvula de servicio (8) y la válvula de llenado (9). A menudo, la presión desarrollada en la torre es alta, haciendo difícil que acepte el caudal entregado por la bomba, por lo que el líquido es desviado a partir de la T3 a la válvula de alivio (10) pasando al depósito A a través de la T4, la válvula de servicio (11) y la válvula contra exceso de flujo (12).

Este sistema es similar después de la torre de adsorción, solamente que se emplea una segunda bomba. La segunda bomba también es utilizada para la alimentación hacia la planta, cerrándose las válvulas de la primera línea. Este sistema podría describirse como un doble trasgado de gas licuado de petróleo (GLP) o un sistema en dos etapas. La primera etapa la constituye el desodorizado y la segunda etapa la constituye el pulido del gas.

En ciertos casos llega vapor mezclado con líquido a la bomba. Esto provoca cavitación producto de una elevación de temperatura o una reducción de presión en el tanque A. Para salvar esta situación se abre la válvula de servicio (13) que recircula el líquido al tanque hasta que la bomba succione líquido.

Esta instalación puede servir para llenar el tanque A. Para efectuar esta operación se conecta el transporte de gas licuado de petróleo en el extremo de la manguera (15), se cierran las válvulas de servicio (2) y (6) y se abre la válvula de servicio (14).

2. Volumen del depósito y elección de bombas para el trasegado de gas

El primer paso es hacer el análisis del tamaño de lote que determinará la capacidad del equipo a instalar:

a. Capacidad de los tanques

Suponiendo una capacidad para almacenar gas licuado por 3.5 semanas:

$$3.5 \text{ semanas} * \frac{7 \text{ días}}{1 \text{ semana}} * \frac{24 \text{ horas}}{1 \text{ día}} * \frac{10.27 \text{ gal}}{1 \text{ hora}} = 22.86 \text{ m}^3 (6038.76 \text{ gal})$$

Empleando la Ec. 22 para un depósito de 24.96 m^3 (6,565 gal) de agua, un volumen de llenado de 51%, a una temperatura de 38°C y un factor de corrección por temperatura obtenido de la tabla No 22 (vid. Apéndice):

$$V_g = \frac{51 \times 6565 \text{ gal}}{0.514 \times 0.949 \times 100} = 25.98 \text{ m}^3 (6863 \text{ gal})$$

V_g equivale al volumen de gas licuado que puede almacenarse en el depósito y que evita que por un incremento de temperatura aumente drásticamente la presión dentro del mismo.

Las dimensiones de un tanque de 24.96 m^3 (6,565 gal) de agua según el código de la Asociación Americana de Ingenieros Mecánicos (ASME) son:

Tabla No. 9 Dimensiones del tanque a instalar

Parámetro	Magnitud
Diámetro	2.13 m (84 in)
Longitud	7.92 m (26 ft)
Área	53.02 m^2 (570.81 ft^2)

El área para depósitos cilindros con extremos hemisféricos:

Área = longitud total * diámetro exterior * 3.1416:

$$\text{Área} = 7.92 \text{ m} * (2.13 \text{ m}) * 3.1416 = 53.02 \text{ m}^2$$

1) Tipo de tanque

Debido a que la mezcla comercial de propano y butano tiene una composición 70% propano y 30% butano, del nomograma de la Figura 10 (*vid* Apéndice) se obtiene la siguiente presión de vapor:

Presión de Vapor 1017kPa (147.5 lb/in²)

A esta presión de vapor corresponde el siguiente tipo de tanque:

Tabla No. 10 Tipo de depósito según presión de vapor del gas licuado almacenado

Tipo de Depósito	Presión de Vapor a 38°C (100°F), kPa (lb/in ²)	Edición 1949 y anteriores kPa (lb/in ²)	Edición 1949 y posteriores kPa (lb/in ²)
150	1034(150)	1034 (150)	1289.32 (187)

2) Requerimientos legales de instalación de tanques

Los tanques los proporcionan las distribuidoras de gas bajo el compromiso de consumo, debiendo seguirse los requerimientos de ubicación exigidos por la Dirección General de Hidrocarburos:

Tabla No. 11 Datos técnicos para instalar tanques de gas licuado de petróleo (GLP)

Categoría	Volumen m ³ (galones)	Distancia a vecindades o paredes	Riego aéreo (***)	Documento que ampara
G-1	1.893-3.785 (500-1000)	2.00 m	No	Licencia
G-2	3.789-11.356 (1001-3000)	3.00 m	No	Licencia
*** G-3	11.360-45.425 (3001-12000)	4.00 m	Si 1 h	Licencia
G-4	45.429 (12001)-	8.00 m	Si 1 h	Licencia

*** A partir de 18.927m³ (5000 galones) en adelante

Fuente: Dirección General de Hidrocarburos, (1997).

Los tanques deberán estar ubicados a, por lo menos 4.00 m, de las vecindades o paredes y debe considerarse el uso de riego aéreo por una hora. Sin embargo, los estándares de la Asociación Nacional para la Protección contra Incendios, NFPA por sus siglas en inglés, recomienda 15.24 m (50 ft) de un área de paso, por lo que, si se dispone de espacio, considérese el diseño a esta distancia. La aplicación de agua debe realizarse en las horas de mayor temperatura del día. Asimismo, los tanques deben pintarse de blanco

y debe considerarse la instalación de una bomba de espuma como medida supresiva en el caso de una explosión. Se recomienda la instalación de dos extintores a una distancia de 4.00 metros de los tanques.

Asimismo deben completarse los siguientes requerimientos para depósitos con capacidad mayor a 5.678m^3 (1,500 galones), deberá acompañar planos firmados y sellados por un ingeniero civil así:

1. Plano de ubicación que indique referencias de ubicación, acceso y colindancias del área donde se hará la instalación, así como construcciones o instalaciones relevantes contenidas en un radio de 100 metros a partir del área de ubicación de los depósitos.
2. Plano de localización que indique las construcciones e instalaciones planificadas dentro de la instalación, tales como tanques de almacenamiento, bombas de despacho, oficina, bodegas, etc., con sus respectivas dimensiones y distancia entre ellas, así como el distanciamiento de los depósitos y bombas de despacho respecto al límite Municipal y al Centro de Carreteras de Segunda y Primera categoría, según sea el caso.
3. Plano de detalles técnicos relativo a diseño e instalaciones de tanques, tuberías y equipo diverso que integrará la instalación.
4. Plano de medidas de seguridad que indique el equipo de los sistemas contra incendio a instalarse en la construcción, y atendiendo la magnitud de la misma, que indique el equipo relativo a la recuperación y tratamiento de emanaciones y derrames, con el propósito de prevenir la contaminación ambiental.
5. Plano de instalaciones eléctricas.

Los tanques deben encontrarse delimitados por una malla a fin de evitar el acceso a personal ajeno al proceso. Se recomienda el uso de bombas neumáticas para reducir la probabilidad de una chispa. Es importante no realizar instalaciones eléctricas a menos de 45.72 cm sobre el nivel del suelo en un radio de 6.096 m del área diseñada. Asimismo, no deben instalarse luces incandescentes en el área, por constituir una fuente potencial de ignición. Todos los equipos de la línea deben aterrizarse a fin de evitar una fuente de ignición por electricidad estática.

b. Válvulas de alivio

De la tabla No. 23 (*vid.* Apéndice) considérense los porcentajes de la presión mínima y máxima para un tanque de edición 1949 y posteriores

Mínima:

$$0.88 * 187 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} = 1135 \text{kPa} \left(164.56 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \right)$$

Máxima

$$1.0 * 187 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} = 1289 \text{kPa} \left(187 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \right)$$

Realizando una interpolación entre 51.1 y 55.7m² (550 y 600 ft²) de superficie del depósito de la Tabla No. 24 (*vid.* Apéndice) se tiene una válvula con una especificación de flujo de aire, a 15.55 °C, de 4.61 m³/s (9761.34 ft³/min). Esta válvula de alivio es usada en depósitos construidos bajo las especificaciones de la Asociación Americana de Ingenieros Mecánicos (ASME), la cual opera con un flujo neumático de descarga de 120% de la presión máxima de 1289kPa (187 lb/in²), es decir 1547kPa (224 lb/in²).

La válvula se instala en la parte superior del depósito quedando en contacto directo con el vapor del gas licuado de petróleo. El extremo inferior de la válvula queda en el interior del depósito. Su extremo superior está protegido por una tapadera plástica que evita acumulación de polvo, agua y otras partículas.

Es importante mencionar que la válvula de alivio ventila verticalmente por lo que no debe haber obstrucción que impida el flujo de gas hacia el aire o que lo desvíe hacia la superficie exterior del depósito.

c. Válvula contra exceso de flujo

La válvula contra exceso de flujo para una determinada instalación se selecciona para operar con flujos de 150% de flujo normal. Es decir, si por ejemplo se transfiere gas licuado de petróleo líquido a una razón de 60 gpm, la válvula contra exceso de flujo tendrá una capacidad de flujo de 90 gpm antes de cerrar.

Este sobrediseño evita la pulsación de la válvula en períodos de mayor demanda o cuando la válvula de servicio se abra rápidamente.

d. Bombas

Las bombas a utilizar serán del tipo recíprocante. Éstas consisten esencialmente en un pistón que al moverse en el interior del cilindro en su carrera ascendente desplaza al combustible hacia la tubería de descarga. En su movimiento descendente succiona el combustible que llena la cámara del cilindro y que posteriormente, al ascender desplaza el combustible repitiéndose el ciclo descrito.

Para calcular la capacidad de la bomba es necesario considerar que el proceso de desodorización debe tardar aproximadamente un día completo. Por lo cual a partir de la capacidad del tanque seleccionado se tiene:

$$\frac{6038.76 \text{ gal}}{\text{Idia}} * \frac{\text{Idia}}{24 \text{ horas}} * \frac{\text{lhora}}{60 \text{ min}} * \frac{3.785 \text{ L}}{\text{l gal}} = 15.87 \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

De las bombas disponibles en el mercado se recomienda las especializadas en propelentes, tales como las marcas comerciales: Graco y Pamasol (Willi Mäder).

La bomba marca Pamasol cuenta con bombas de 20L/min, suponiendo una eficiencia del 85% se tendría un flujo de 17L/min. Para el sistema de desodorización se requerirían dos bombas de las mismas dimensiones y la bomba que transportará el propelente hacia la planta (la capacidad de la misma dependerá de la capacidad instalada).

La razón de presión de aire a gas es 1:2, por ejemplo 5 atmósferas de aire necesitan 10 atmósferas de propelente. El manómetro 2008 posición 20 deberá dar la lectura entre 5 y 10 atmósferas (147 psig) de acuerdo con la longitud y caída de presión de los conductos.

La presión de trabajo es de 12 -15 kg/cm² (1176-1470kPa).

La instalación de la bomba respecto al tanque es la siguiente:

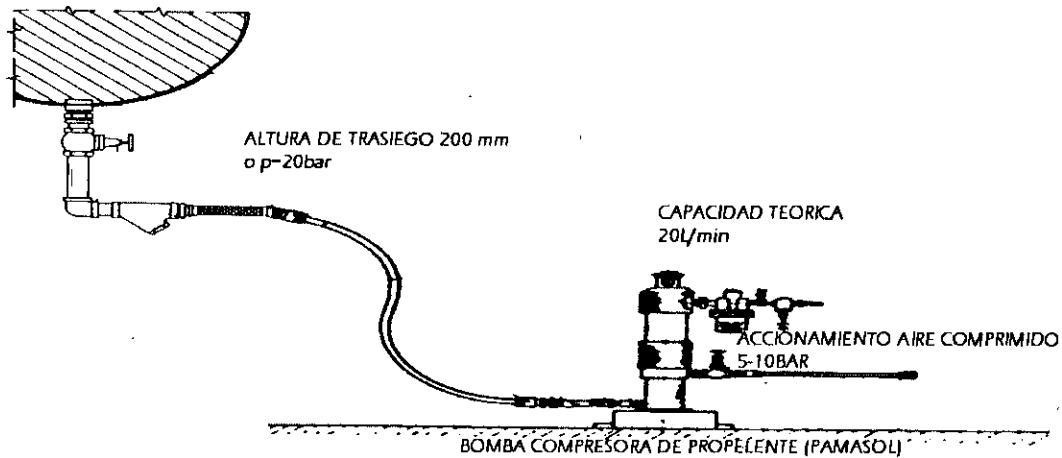


Figura 8. Instalación de una bomba compresora de propelente

El compresor requerido es de 1000kPa (150 psig), se recomienda utilizar uno de tornillo. El tubo del compresor debe ser acoplado a la pieza de conexión de la bomba. La llave de la bomba admite el aire comprimido y lo alimenta a través del lubricador al pistón del motor.

El lubricador debe descargar una gota de aceite cada 20 o 25 movimientos, de esta manera las partes internas de la máquina son cubiertas con una película fina de aceite, aumentando la lubricación automática.

El tubo colocado entre el tanque propelente a la bomba deberá estar con una mínima longitud.

3. Tipo de tubería y torre de adsorción

1) Tipo de tubería

La tubería para presiones de trabajo por encima de 862kPa (125 lb/in²) usados en líneas de gas licuado son capaces de resistir presiones de 1724kPa (250 lb/in²).

Se usa tubería de acero cédula 80 para instalaciones en las que el tubo va roscado. También es común la tubería de hierro forjado de cédula 40 (ASTM A-53, Grado B de alta resistencia a la soldadura eléctrica) en juntas soldadas o juntas de bridas a la tubería.

Se usará tubería de ½ pulgada en la línea que se encuentra después de la bomba. Las mangueras a utilizar serán de 3/8 de pulgada que son las requeridas para la bomba PAMASOL.

2) Torre de adsorción

a) Adsorbente:

Considerando el tamiz molecular 13X GRACE Davidson que se seleccionó, estas son las principales propiedades físicas empleadas para el fenómeno de adsorción:

Tabla No. 12 Propiedades típicas del tamiz molecular Sylobead 544 HP

Propiedad	Magnitud
Densidad global o de bulo	0.696 kg/L (43.5 lb/ft ³)
Porosidad	38%
Diámetro nominal	1.587mm (1/16'')
Volatilidad total a 510°C (950°F)	2.5 % max
Capacidad de adsorción (de agua)	25.0 min.
Resistencia al esfuerzo	3.17 kg (7.0 lb) min.
Calor de adsorción	4186kJ/kg (1800 Btu/lb)
Análisis de malla	
Malla 6	0.05% max
Malla 8	20.0 % max
Malla 12	99.0 % min

Fuente: GRACE Davison, (2003).

De la planta piloto Aerosoles y Químicos Yumar se tiene la siguiente información para un proceso que utiliza una bomba Pamasol 2008, con un flujo de 20L/min:

Tabla No. 13 Condiciones de operación de la torre de adsorción de una planta piloto de desodorización de gas licuado de petróleo

Especificación	Dimensiones
Rendimiento del tamiz molecular	30.84 kg de tamiz por 9.46m ³ de GLP (68lb/2500 de GLP) (uso continuo)
Diámetro del adsorbedor	0.36 m
Altura del adsorbedor principal	2.25 m
Tamiz molecular adsorbedor principal	26.3 kg (58 lb)

Especificación	Dimensiones
Altura de columnas pulidoras (2 columnas)	1.96 m
Diámetro de columnas pulidoras	0.0508 m (2 in)
Taniz molecular adsobedor en columnas pulidoras	2.27 kg (5.0 lb)/columna

La capacidad de adsorción según esta relación empírica es la siguiente:

$$\frac{68 \text{ lb } 13\text{X}}{2500 \text{ gal}} * \frac{0.4536 \text{ kg } 13\text{X}}{1 \text{ lb } 13\text{X}} * \frac{264.17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 3.26 \frac{\text{kg } 13\text{X}}{\text{m}^3 \text{ GLP}} \text{ (Nivel no detectable por el olfato)}$$

Este nivel debe ser menor a 0.5 ppb, ya que este es el nivel mínimo de mercaptano de etilo, principal componente del odorizante, detectado por los seres humanos.

Estas medidas se tomarán como valores iniciales para el cálculo de la torre de adsorción.

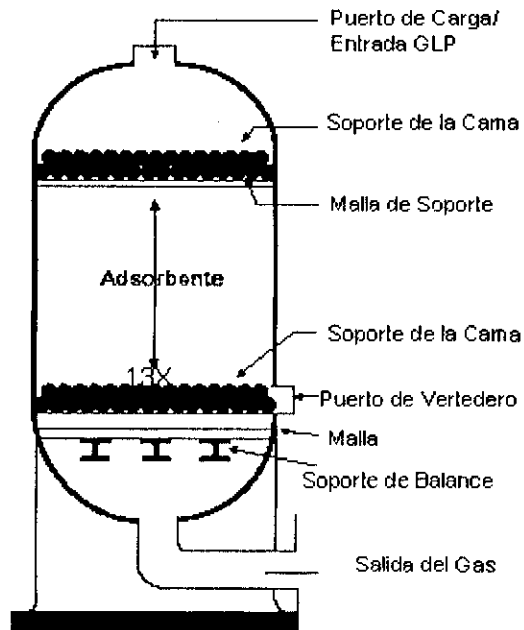


Figura 9. Torre de adsorción

Se instalarán dos columnas pulidoras después del tanque desodorizado a fin de prevenir cualquier contaminación en la línea principal. Las columnas pulidoras no son más que tubos de 2 ½ pulgada. El material que se utilizará para la torre de adsorción, al igual que para los tanques, será hierro negro.

3) Aspectos de transferencia de masa

a) Cálculo del número de Reynolds

Cálculo de v_s , correspondiente a la velocidad superficial del gas licuado de petróleo a través de la columna:

$$v_s = \frac{0.02 \text{ m}^3 \text{ GLP}}{\pi (0.18 \text{ m})^2 \cdot 1 \text{ min}} = 0.196 \text{ m/min}$$

Fundamentalmente, v_s deberá depender de la pérdida de presión, puesto que el volumen específico del gas licuado de petróleo es dependiente de la presión. Aquí, sin embargo, como en muchos cálculos de pérdida de presión, la caída de presión es pequeña en relación con la presión total, por lo cual el efecto de ésta $-\Delta P$ en la densidad del gas será pequeño. Con esta simplificación v_s se puede fijar directamente:

La viscosidad dinámica de la mezcla propano y butano se calcula a partir de la ponderación de propano y butano líquido saturado: $1.0765 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ($2.24 \cdot 5 \cdot 10^{-6} \text{ lb/ft} \cdot \text{s}$) a una temperatura de 37.7°C (100°F).

$$\text{Re} = \frac{\rho v_s d_p}{\mu} = \frac{514 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0.196 \frac{\text{m}}{\text{min}} \cdot 1 \text{ min} \cdot 0.0015875 \text{ m}}{1.076 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s} \cdot 60 \text{ s}} = 24.83$$

Para flujo laminar corresponde un factor de Colburn como el expresado en la Ec. 20A.

$$j_D = 1.17 \text{ Re}^{-0.415} = 1.17 \cdot (24.83)^{-0.415} = 0.308$$

Este resultado puede relacionarse con el coeficiente individual de transferencia de masa $k \propto d_p^{-0.415}$, lo que implica una proporcionalidad directa con el diámetro del adsorbente seleccionado. Es decir, que a menor diámetro del tamiz molecular, mayor será el coeficiente individual de transferencia de masa.

Por otra parte, la caída de presión a través del lecho se obtiene de la Ec. 21:

$$\frac{\Delta P}{L} = \left(150 \frac{1 - \epsilon_B}{Re} + 1.75 \right) \left(\frac{\rho v_s^2}{g_c d_p} \frac{1 - \epsilon_B}{\epsilon_B^3} \right) = \left(150 \frac{1 - 0.38}{24.83} + 1.75 \right) \left(\frac{32.09 \text{ ft} \left(\frac{0.643 \text{ m} \cdot 1 \text{ min}}{1 \text{ min} \cdot 60 \text{ s}} \right)^2}{\text{m}^3} \frac{1 - 0.38}{32.174 \text{ ft} \cdot \text{lb} \left(5.208 \times 10^{-3} \text{ ft} \right) 0.38^3} \right) =$$

$$\frac{1.365 \text{ lbf} / \text{ft}^2}{\text{ft}} = \left(\frac{1.365 \text{ lbf} / \text{ft}^2}{1 \text{ ft}} \right) \left(\frac{4.788026 \times 10^{-2} \text{ kPa}}{1 \text{ lbf} / \text{ft}^2} \right) \left(\frac{3.28 \text{ ft}}{1 \text{ m}} \right) = 0.214 \frac{\text{kPa}}{\text{m}} = 214 \frac{\text{Pa}}{\text{m}}$$

Para una columna de 2.25 m, se tendrá una caída de presión de 481.5 Pa (0.0690 lb/in²). Lo que implica que el tamaño de partícula seleccionado como adsorbente provoca una caída de presión relativamente pequeña.

4) Medidores de flujo, de presión y de temperatura

Los manómetros según las normas de Asociación de Protección contra Incendios (NFPA) No. 58, los tanques con capacidad de 7.571 m³ (2000 galones) o más, deben tener manómetros instalados en un lugar visible. Las coplas en el depósito para instalar los manómetros deben tener una válvula de cierre o válvula contra exceso de flujo, a menos que se conecte por medio de accesorios directamente instalados al depósito.

Los indicadores para determinar el volumen de gas licuado en el depósito son de muy variado diseño. Los medidores aprobados para este propósito y de uso más frecuente son:

1. Medidores magnéticos: emplean un flote que se localiza en un extremo de la varilla en donde está montado el engranaje que comunica su movimiento por medio de un piñón al eje. El eje tiene en su extremo superior un imán permanente que el controla el movimiento de la aguja indicadora.

La carátula de estos medidores indica el porcentaje de la capacidad total del depósito. También traen un diafragma que indica el volumen de gas licuado de petróleo (GLP) que puede almacenarse en el depósito dependiendo de la temperatura del GLP y del porcentaje de propano y butano que constituye la mezcla o la gravedad específica del combustible.

Los medidores magnéticos más comunes son los de tubo fijo y los de tubo rotativo.

- Medidor de tubo fijo: se instala en la parte superior del depósito con el tubo de longitud fija extendiéndose hasta el nivel máximo de líquido que puede contener el depósito. Su

funcionamiento se basa en que cuando el líquido alcanza la parte inferior del tubo, el gas que salía de la válvula provista de un orificio al inicio del llenado del depósito, se convierte en una neblina, lo que indica que el depósito se encuentra lleno hasta el máximo de volumen permitido.

- Medidor de tubo rotativo: este medidor se instala en el centro del extremo del depósito o en el centro del eje transversal del depósito. El tubo se extiende horizontalmente desde la carátula del medidor hasta salvar las paredes del depósito donde se dobla con una curva prolongada. El extremo inferior del tubo queda a una distancia mínima del fondo del tanque lo que significa que al rotar puede quedar sumergido o fuera del líquido. La rotación del tubo se hace por medio de una manija que su vez sirve de índice de la escala graduada en porcentaje de la capacidad total del depósito.

La escala, como en el caso del medidor magnético tiene un diafragma formado por el trazo de curvas que indican la temperatura y la gravedad específica del GLP con el que se llena el depósito. El índice se coloca sobre el punto de intersección de la curva de la gravedad específica del GLP y de la temperatura observada del líquido y se obtiene el porcentaje de la capacidad total del depósito.

2. Termómetro: el termómetro instalado en el depósito cumple con el propósito importante de la determinación del volumen del GLP contenido en el depósito. Debe instalarse en los tanques y en la columna de adsorción.
3. Medidor de flujo: se recomienda un medidor de desplazamiento positivo. La operación de estas unidades consiste en separar el fluido en incrementos medidos con gran exactitud. Cada segmento es contado por un mismo registro que los une. Debido a que cada incremento representa un volumen pequeño, las unidades de desplazamiento positivo son populares para conformación automática de lotes y usos de contabilidad.

E. Determinación del nivel de reducción de azufre en la corriente gaseosa pasando el gas a través de una torre empacada con el adsorbente seleccionado

Debido que en Guatemala no se registra las cantidades de odorizante (El Ministerio de Energía y Minas no cuenta con el equipo) la reducción variará dependiendo del expendedor y del tipo de odorizante empleado. Existen diferentes formas de cuantificar dicha reducción:

- Tomar una muestra inicial del gas antes del proceso de desodorización y después del proceso de adsorción. Emplear un espectrofotómetro de masas para determinar la reducción exacta de cada compuesto.
- La segunda opción es utilizar un cromatógrafo de gases para determinar la reducción del odorizante como disminución en la cantidad de azufre.
- La tercera opción es emplear un sensor inteligente de olores, una marca comercial conocida es Aroma Scan. Este sensor emula la nariz humana detectando e identificando olores y aromas de químicos volátiles a niveles de partes por billón. El sistema simplifica la comunicación de la información de olor utilizando la impresión o información electrónica. El precio de la unidad era en 1995 de \$50,000 (Q 397,000).

Las anteriores constituyen opciones que requieren inversión en equipo de laboratorio. Otra opción es llenar una lata con propelente, posteriormente aplicarlo dentro de un beaker y determinar si es detectable el odorizante. Sin embargo, esta opción conlleva un riesgo en cuanto a la contaminación de la línea de suministro del gas y no proporciona datos sobre la emisión de compuestos orgánicos volátiles hacia el ambiente.

También se puede absorber el sulfuro de hidrogeno en una solución de sulfato de cadmio seguido por una titulación yodométrica. Por su parte, los mercaptanos pueden ser determinados colométricamente pasando un volumen de un gas en un papel filtro que posteriormente es expuesto a la luz de sol o luz ultravioleta. La intensidad del color es después comparada contra una escala de colores.

La vida útil del tamiz molecular según lo analizado anteriormente es de: 3.36kg 13X/m³ GLP a un nivel de odorizante menor al detectable por el ser humano (0.5ppb).

F. Planteamiento del sistema de regeneración

Para el sistema de regeneración se recomienda la utilización de un sistema de vaivén térmico de temperatura o TSA por sus siglas en inglés:

Las condiciones para utilizar un sistema de este tipo son:

1. El líquido puede ser vaporizado a menos de 200°C. (El mercaptano de amilo es el que mayor punto de ebullición presenta: 126.05°C).
2. La concentración del adsorbato en la corriente de alimentación es menor del 3%.
3. El adsorbato no requiere una recuperación de alta pureza.

El gas regenerante debe ser nitrógeno caliente. Los sistemas generalmente operan a 180°C. Algunos fabricantes, como Siliporite, ofrecen el servicio de regeneración del adsorbente.

Por otra parte, los adsorbentes de compuestos azufrados tienen características de tener frecuentemente bicarbonatos que resultan ser amortiguadores de pH, lo que conlleva a obtener niveles aceptables para la aplicación de un sistema de desecho de relleno sanitario.

G. Evaluación de ventajas y desventajas

1. Evaluación de ventajas y desventajas

a. Ventajas:

1. El precio del gas licuado de petróleo se encuentra actualmente en Q2.51/L (Q9.50/gal), este precio es inferior a la mezcla butano e isobutano Q2.90/L (11.00/gal) (Distribuidor Texaco antes del cierre de la refinería, importado desde Honduras).
2. En el país hay varios distribuidores de la mezcla de propano y butano, por lo cual el suministro es constante. Mientras que los distribuidores de A-31 (mezcla de isobutano y butano) son menos, lo que puede influir en los tiempos de entrega y en instalaciones de mayor capacidad debido a la necesidad de mantener un nivel más alto de inventarios.
3. La mezcla de propano y butano tiene cierta protección arancelaria y tributaria respecto a otros gases, debido a que es un combustible consumido por la mayoría de la población.
4. Los distribuidores presentan facilidades para la instalación de los tanques bajo el compromiso de consumo. Por lo que la inversión se limita a las bombas de trasegado de gas y a la instalación de un desodorizador.

5. El tamiz molecular es regenerable por lo que se puede instalar una planta de tratamiento o enviar al fabricante para que sea regenerado.

Tabla No. 14 Costo aproximado del equipo a utilizar

Equipo	Costo
Bombas (2 bombas)	USD 2,570/bomba (Costo 1989, CE=355)
Torre de adsorción (precio de un tanque de volumen equivalente orientando horizontalmente de acero al carbón)	USD 2415 (Costo 1985, CE = 315)

Utilizando el índice de la revista Chemical Engineer (CE) de mayo 2002 equivalente a 389.4,

$$2 * \$2,570 * \frac{389.4}{355} = \$5638.07$$

$$\$2,415 * \frac{389.4}{315} = \$2985.40$$

El costo de la tubería (material e instalación) se puede estimar como un 13% del capital total (Peters y Timmerhaus, 1991:173).

Capital total: $\$ 8,623.47 + 0.13*(8,623.47) = \$ 9744.52$ (Q77,371).

b. Desventajas

1. La composición de gases licuados de petróleo no está estandarizada y esto provoca problemas de calidad al producto, puesto que no es posible garantizar una presión de vapor estable.
2. El tipo de gas licuado de petróleo que se distribuye en Guatemala tiene una proporción entre el 70% y 30% butano a proporciones mayores de propano. Esto provoca ciertos problemas en productos cuyos concentrados tienen presiones de vapor altas, tales como productos con alto contenido de alcohol. Sin embargo, puede buscarse a un proveedor que ofrezca GLP con menor capacidad de combustión (mayor contenido de butano) o emplearse una lata que ofrezca mayor resistencia a la deformación (tipo monobloc).
3. El propelente puede ser altamente explosivo, por lo que necesita equipos e instalaciones especiales.
4. El GLP tiene un olor desagradable, ya que por la ley se le agrega un odorizante para que sea fácil detectar fugas. Antes de usarlo para aerosoles hay que desodorizarlo.

VIII. DISCUSIÓN

La industria de aerosoles se encuentra en crecimiento, como se refleja en las importaciones de latas de aluminio en los últimos años (*vid.* Apéndice: gráfica No. 2), lo que conlleva a la búsqueda de alternativas de propelentes de bajo costo. El principal objetivo de este trabajo fue el diseño de un sistema que permitiera la utilización de uno de los propelentes más económicos: el gas licuado de petróleo comercial. Sin embargo, el gas licuado de petróleo (GLP) tiene un contenido de 320 mg/m³ de odorizante, lo que hace necesario la selección de equipos que permitan la adsorción de compuestos azufrados, principales componentes del mismo.

Basándose en los datos de importación de desodorantes, antitranspirantes y lacas de cabello, se plantea una planta con una capacidad de 2,798,957 latas al año (333.35m³/año). Sin embargo, para poder usar el gas licuado de petróleo es necesario el diseño de una planta con capacidad para almacenar GLP, ésta, para un período de tres semanas y media debe ser aproximadamente de 22.86 m³ de GLP. El equipo para trasegado de GLP debe incluir bombas del tipo recíprocante que aseguren la operación semicontinua de la línea de producción, para lo cual se estableció un período de desodorización de 24 horas, lo que requiere bombas de 20l./min y presiones de cerca de 1034kPa (150 psig).

Por otra parte, la torre de adsorción se diseñó para contener un tamiz molecular 13X, el cual tiene la capacidad de adsorber componentes de diámetros críticos menores a los 10 Angstroms, tal es el caso del sulfuro de hidrógeno, tiofano, mercaptano de etilo y de amilo, componentes básicos de un odorizante. Se eligió este tamiz sobre los de la serie A, por su capacidad de adsorber otros componentes de la corriente gaseosa, tales como subproductos de un refinamiento parcial de la corriente. La marca elegida fue GRACE Davison, debido a que presenta un precio de \$2.00/lb(Q34.88/kg), inferior al que presentan otros fabricantes.

En lo concerniente al tamaño de la torre, esta debe diseñarse de acuerdo a las unidades de transferencia de masa del fenómeno. Sin embargo, debido a que la mezcla de gas licuado de petróleo no se encuentra estandarizada es difícil determinar la cantidad exacta y el tipo de odorizante empleado que permitan encontrar las relaciones de equilibrio de adsorción pertinentes. Por esta razón, se utilizaron los datos de rendimiento de una planta similar, Aerosoles y Químicos Yumar, empresa que utiliza un proceso de adsorción con características de proceso similares. La torre que se plantea es de 36 centímetros de diámetro y una altura de 2.25 metros. En ella deben colocarse mallas inferiores al diámetro de partícula del adsorbente, 1/16", que permitan una retención y evacuación apropiada del adsorbente. Asimismo, se

sugiere la colocación de dos columnas pulidoras de 2 ½" de diámetro antes de la línea de suministro principal, lo cual disminuye el riesgo de contaminación en el momento en el que se agota el tamiz molecular.

Esta torre tiene una caída de presión de 481.5 Pa, lo que implica que puede diseñarse una torre más alta que permita aumentar el área de transferencia y mejorar el rendimiento planteado, el cual es de aproximadamente $3.26 \text{ kg } 13\text{X}/\text{m}^3$. Sin embargo, esto dependerá del tipo de gas que se vaya a consumir, lo cual determinará las condiciones de difusividad molecular de la mezcla hacia el adsorbente y por consecuencia el coeficiente de transferencia de masa que permita un diseño adecuado. Para fines de diseño deben determinarse los componentes exactos del odorizante empleando un espectrofotómetro de masas. Para fines de aseguramiento de calidad de sulfuro de hidrógeno puede recogerse el gas en una solución de sulfato de cadmio seguido por una titulación yodométrica. Por su parte, los mercaptanos pueden ser determinados colométricamente pasando un volumen de un gas en un papel filtro que posteriormente es expuesto a la luz de sol o luz ultravioleta. La intensidad del color es después comparada contra una escala de colores.

El sistema tiene un costo aproximado de Q77,371, incluyendo únicamente las bombas de trasegado y la torre de adsorción. Es necesario evaluar las ventajas que conlleva adoptar este sistema. En primer lugar, los expendedores de gas proporcionan los tanques de gas bajo el compromiso de consumo, lo que implica una menor inversión en recipientes comparado con la instalación de una línea de envasado de la mezcla de isobutano y butano (A-31). En segundo lugar, el abasto de gas licuado de petróleo de encuentra garantizado, debido a la amplia cobertura con la que cuenta los expendedores comerciales de la mezcla de propano y butano.

Sin embargo, la evaluación de las desventajas que presenta el sistema es importante. La primera, es el uso limitado que presenta por la alta presión de vapor del gas, más de 689kPa (100 psig). Una presión de vapor considerable si se compara con la mezcla A-31, que presenta una presión de 579kPa (84 psig). En segundo lugar, las variaciones de presión de vapor por la inestabilidad de las proporciones de mezcla, lo cual provoca problemas de calidad del producto. Estas dos desventajas pueden reducirse si se utilizan latas que resistan una mayor presión, como el tipo monobloc, usuales en la industria de aerosoles.

El análisis aquí planteado es orientado a la industria cosmética, sin embargo, pueden formularse mezclas de concentrados con menores presiones de vapor que las presentadas por los productos cosméticos, reduciendo así el riesgo de deformación de la lata.

Por otra parte, es necesario considerar el factor ambiental desde el punto de vista de la regeneración del adsorbente, ya que coadyuva a la disminución de desechos sólidos de la adsorción. Este proceso debe realizarse en una unidad TSA o de vaivén de temperatura empleando nitrógeno para su regeneración a 180°C. Algunos fabricantes proveen el servicio de regeneración del adsorbente.

Por último, éste es un caso de la aplicación de adsorbentes en el diseño de unidades de adsorción. Sin embargo, este análisis debe hacerse extensivo a procesos que tienen emisiones de compuestos orgánicos volátiles, similares a los usados en los odorizantes.

IX. CONCLUSIONES

- A. El crecimiento de la industria de aerosoles justifica la instalación de plantas de envasado que utilicen propelentes de bajo costo como el gas licuado de petróleo. El uso de este propelente implica el diseño de unidades de adsorción de compuestos azufrados usados como odorizante.
- B. Las importaciones de desodorantes, antitranspirantes y lacas para el cabello justifican la instalación de una planta para el envasado de dichos productos, con una capacidad de 2,798,957 latas al año ($333.35\text{m}^3/\text{año}$).
- C. Una línea de envasado, usando gas licuado de petróleo (GLP), requiere tanques de 22.86 m^3 de capacidad y bombas de trasegado que permitan manejar el gas licuado de petróleo a alta presión a través de una torre empacada a un flujo de $20\text{L}/\text{min}$.
- D. El adsorbente seleccionado para una línea de adsorción de compuestos azufrados lo constituye el tamiz molecular 13X, el cual presenta características de adsorción de compuestos de diámetros críticos superiores a los compuestos del odorizante. Además, el tamiz molecular 13X puede adsorber otros compuestos productos de un refinamiento parcial y es regenerable a 180°C usando nitrógeno.
- E. El rendimiento de un tamiz molecular bajo condiciones de flujo similares es de $3.26\text{kg}/\text{m}^3$ lo que justifica el uso de una torre de 2.25 m de alto y 36 cm de diámetro. La baja caída de presión 481.5Pa permite el desarrollo de una torre más alta a fin de aumentar el área de transferencia.
- F. El costo de la línea de desodorizado de aerosoles es de Q 77,371. Esta instalación sólo requiere bombas y una torre de adsorción. Lo que implica una ventaja frente a la instalación de una línea de otro propelente como el A-31 que requiere inversión en recipientes.
- G. La principal desventaja del GLP es su elevada presión de vapor que provoca limitaciones en cuanto a las mezclas a envasar. Este obstáculo puede reducirse usando latas del tipo monobloc u orientando la producción a productos con concentrados de presión de vapor menor.
- H. Los sistemas de adsorción proveen ventajas ambientales, ya que son regenerables. Por lo que su uso puede ser extensible hacia procesos con emisiones de compuestos orgánicos volátiles.

X. RECOMENDACIONES

- A. Se recomienda el uso de un espectrofotómetro de masas que permita la cuantificación de cada componente en la corriente gaseosa de entrada y salida con fines de diseño. Esto permitirá determinar las condiciones de equilibrio del sistema adsorbente y el odorizante.
- B. Los sistemas adsorbentes debe emplearse en el tratamiento de emisiones furtivas y procesos que pueden utilizar adsorbentes que permitan la remoción de contaminantes.
- C. La ubicación de los tanques debe realizarse a una distancia de 15.24 m a fin de evitar accidentes. Asimismo deben realizarse revisiones olfativas de fugas y utilizar jabón para detectarlas. El mantenimiento de la maquinaria previene cualquier tipo de explosión.
- D. Se recomienda el uso de bombas recíprocantes de accionamiento neumático para reducir la probabilidad de una chispa. Es importante no realizar instalaciones eléctricas a menos de 45.72 cm sobre el nivel del suelo en un radio de 6.096 m del área diseñada. Asimismo, no deben de instalarse luces incandescentes en el área, por constituir una fuente potencial de ignición.
- E. El uso de una bomba de espuma constituye una medida supresiva en caso de una explosión. Asimismo, deben colocarse extintores de la clase ABC en áreas estratégicas que permitan su uso y acceso en el momento de un accidente.

XI. BIBLIOGRAFÍA

A. Bibliografía citada

- 1) Ganiere, Jean. 1994. «Tecnología de los gases comprimidos». *Industria farmacéutica*. Sept.-Oct: 97-100.
- 2) Guatemala. 1997. Circular No. 2: Requisitos para solicitar primera licencia para instalar depósitos de GLP, (Artículo 57, inciso n del Decreto No. 109-83). Dirección General de Hidrocarburos. 3 págs.
- 3) *Handbook of compressed gases*. 1990. Compressed Gas Association, Arlington Virginia. 3ª ed. New York, van Nostrand Reinhold. 657 págs.
- 4) Jonhisen, Montfort A. 1982. *The aerosol handbook*. 2ª ed. New Jersey, Wayne Dorland Company. 647 págs.
- 5) Knaebel, Kent. 1999. «The basics of adsorber design». *Chemical Engineering*. [New York]. 106 (4): 92-101.
- 6) Knaebel, Kent. 1995. «For your next separation consider adsorption». *Chemical Engineering*. [New York]. 102 (11): 92-102.
- 7) Kwung, Vincent y R. E. Meissner, III. «Rounding up sulfur». *Chemical Engineering*. [New York]. 102 (2):74-83.
- 8) Mark, H., D. Othmer, C. Overberger y G. Seaborg (Eds). 1986. *Liquefied petroleum gas*. Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. 3ª ed. vol 14. New York, John Wiley & Sons. pp. 383-394.
- 9) Matheu, José Luis. 1977. *Introducción al estudio de las instalaciones de gas licuado de petróleo*. Tesis Universidad de San Carlos. Guatemala. Facultad de Ingeniería. 64 págs.
- 10) Ministerio de Energía y Minas. 2001. «Nómina de productos petroleros con sus respectivas denominaciones, características y especificaciones mínimas de calidad». *Diario de Centroamérica* [Guatemala]. 29 de noviembre, pág. 2, col. 2.
- 11) *NFPA 58: Standard for the storage and handling of Liquefied Petroleum gases*. 1992. National Fire Protection Association. Massachussets. 98 págs.
- 12) Perry, Robert y D. Green. 1999. *Adsorption and Ion Exchange*. Perry's chemical engineers' handbook. 7ª ed. Capítulo 16. [CD Rom]. New York, McGraw-Hill. 66 págs.

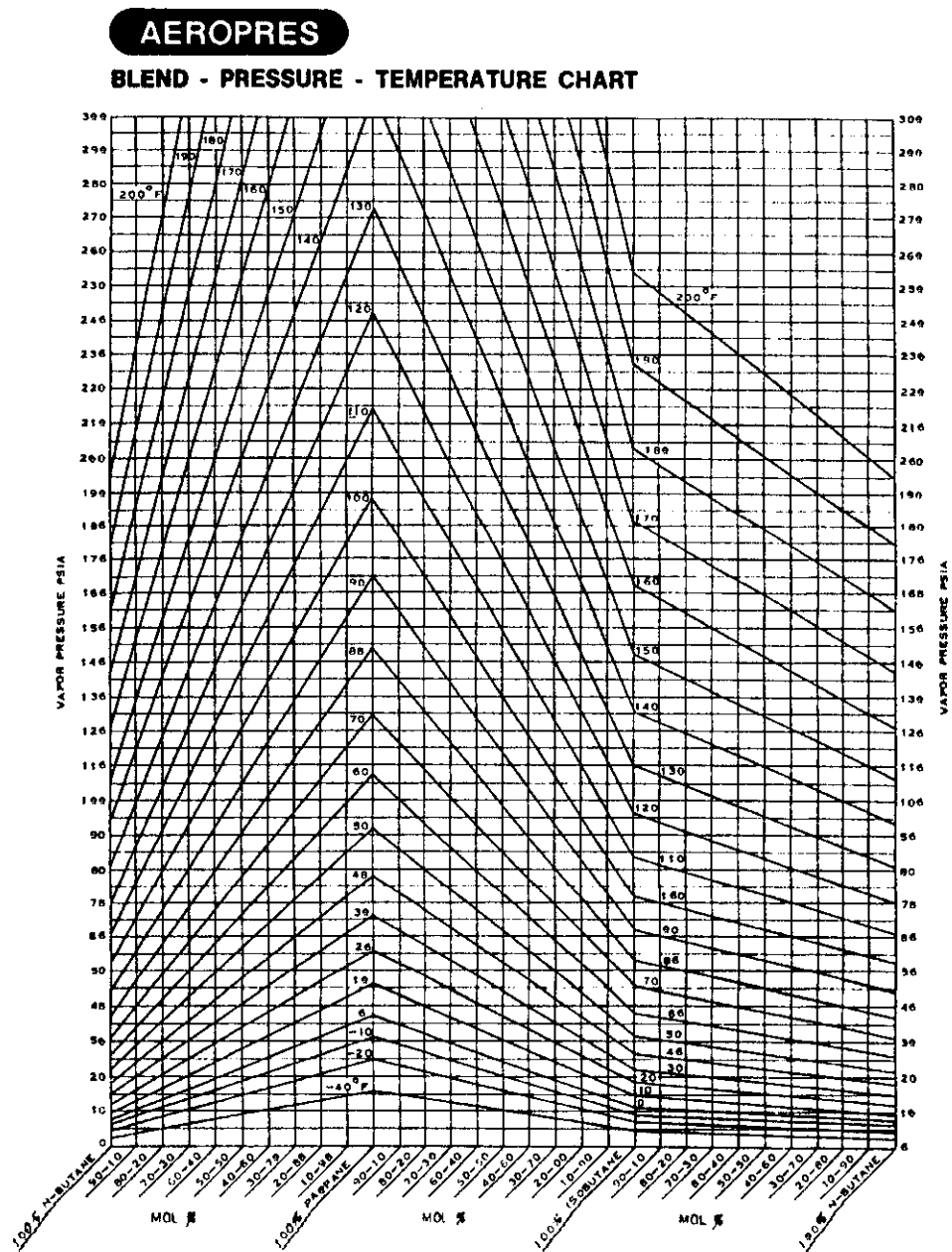
- 13) Peters, Max. y K. Timmerhaus. 1991. *Plant design and economics for chemical engineers*. 4ª ed. New York, McGraw-Hill. 910 págs.
- 14) *Tamices moleculares*. 1995. Union Carbide: Adsorbentes y Catalizadores. New York, s.e. 19 págs.
- 15) Treybal, Robert. 1968. *Mass Transfer Operations*. 2ª ed. Tokyo, McGraw-Hill Kogakusha. 717 págs.

B. Referencias electrónicas

- 1) *Información de producto: Adsorbents*. Energy 2000. 2003. Colorado, 1 pág. Disponible en: <http://www.enrg2000.com>
- 2) *Información de producto: Molsiv Adsorbents 13X-APG*. 2003. UOP Health, Safety and Environmental Department. Illinois. 10 págs. Disponible en: <http://www.uop.com>
- 3) *Información de producto: Sylohead molecular sieve grade 544 HP*. 2003. W.R. GRACE Davison & Co. Maryland. 2 págs. Disponible en: <http://www.gracedavison.com>
- 4) Knaebel, Kent. 2002. *A "How To" Guide for Adsorber Design*. [Publicación electrónica]. Disponible en: <http://www.adsorption.com/publications/>.
- 5) Staudt, R, S. Bohn y J.U. Seller. 1998. *Thermogravimetric and Sorption Measurement Techniques/Instruments*. Universidad de Siegen. [Publicación electrónica]. Disponible en: <http://www.mb.uni-iegen.de/>.
- 6) Washington. 2003. Departamento de Trabajo e Industria. *Storage and handling of liquefied petroleum gases*. [Publicación electrónica]. Disponible en: <http://www.lni.wa.gov/>.

XII. APÉNDICE

Figura 10. Presiones de mezclas de hidrocarburos empleados en la industria de aerosoles



Fuente: Aeropres Hydrocarbon Propellants, lam.

Tabla No.15 Presiones manométricas de algunas mezclas propano y butano comunes

GAS L P	TEMPERATURA EXTERIOR, GRADOS FAHRENHEIT											
	-10	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
	PRESION MANOMETRICA DEL VAPOR, LB/PULG.											
70 % PROPANO 30 % BUTANO	9	15	21	28	37	46	56	68	82	96	114	134
50 % PROPANO 50 % BUTANO	4	8	12	18	25	32	41	50	61	74	88	104
30 % PROPANO 70 % BUTANO		2	6	10	15	22	29	37	45	54	66	79

Fuente: Matheu, (1977: 2).

Tabla No. 16 Propiedades físicas de butano y propano

	Butano	
	Unidades U.S.	Unidades SI
Fórmula Química	C_4H_{10}	C_4H_{10}
Peso Molecular	58.124	58.124
Presión de vapor		
a 70°F (21.1°C)	16.54 psig	114.04 kPa
a 100 °F (37.8°C)	36.92 psig	254.55 kPa
a 115 °F (46.1°C)	50.26 psig	346.53 kPa
a 130°F (54.4 °C)	66.03 psig	455.26 kPa
Densidad del gas		
a 70°F (21.1°C) y 1 atm	0.15537 lb/ft ³	2.489 kg/m ³
Gravedad Especifica del gas		
a 70°F (21.1°C) y 1 atm (aire =1)	2.0064	2.0064
Volumen específico del gas		
a 60°F (15.6°C) y 1 atm	6.3356 ft ³ /lb	0.3955 m ³ /kg
Densidad del líquido		
a presión de saturación	36.39 lb/ft ³	582.91 kg/m ³
a 70°F (21.1°C)	35.95 lb/ft ³	575.86 kg/m ³
a 100 °F (37.8°C)	34.38 lb/ft ³	550.71 kg/m ³
a 115 °F (46.1°C)	34.01 lb/ft ³	544.79 kg/m ³
a 130°F (54.4 °C)	33.38 lb/ft ³	534.70 kg/m ³
Punto de ebullición a 1 atm	31.10°F	-0.51°C
Punto de congelación a 1 atm	-217.05°F	-138.36°C
Temperatura crítica	305.65°F	152.03°C
Presión crítica	550.7 psia	3796.94 kPa abs
Densidad Crítica	14.2 lb/ft ³	227.46 kg/m ³
Calor latente de vaporización		
a 31.10°F (0.51°C)	153.59 Btu/lb	357.25 kJ/kg
Calor latente de fusión		
a 217.05°F (138.36°C)	10.64 Btu/lb	25.75 kJ/kg
Calor específico del gas		
a 60°F (15.6°C) y 1 atm	0.3991 Btu/ (lb)(°F)	1.671 kJ/(kg)(°C)
C _p		
C _v	0.3649 Btu/ (lb)(°F)	1.528 kJ/(kg)(°C)

	<u>Unidades U.S.</u>	<u>Unidades SI</u>
Razón de calores específicos Cp/Cv	1.094	1.094
Solubilidad en agua, vol/vol a 100 °F (37.8°C)	0.000 061	0.000 061
Peso del líquido a presión de saturación y a 60°F (15.6°C)	4.865 lb/gal	582.955 kg/m ³
Calor específico del líquido a 1 atm	0.5636 Btu/ (lb)(°F)	2.3597 kJ/(kg)(°C)
Calor bruto de combustión Gas Ideal a 60°F (15.6°C) y 1 atm	3262.1 Btu/ft ³	121 542 kJ/m ³
Líquido a 60°F (15.6°C) y presión de saturación	21 139 Btu/lb	49 169.3 kJ/kg
Líquido a 60°F (15.6°C) y presión de saturación	102 989 Btu/gal	28 704 713 kJ/m ³
Calor neto de combustión Gas Ideal a 60°F (15.6°C) y 1 atm	3010.4 Btu/ft ³	112 164.3 kJ/m ³
Líquido a 77°F (25.0°C) y presión de saturación	19 494 Btu/lb	45 343 kJ/kg
Calor neto de combustión Líquido a 77°F (25°C) y presión de saturación	93 201 Btu/gal	25 976 637 kJ/m ³
Aire requerido para la combustión Volumen de aire por 1-unidad volumen de gas ideal	31.02 ft ³ air	0.8784 m ³ air
Peso del aire por 1-unidad peso del gas ideal	15.459 lb air	7.0121 kg air
Límite de inflamabilidad en aire, por ciento de volumen	1.8-8.4%	1.8-8.4%
Punto flash	- 101 °F	- 73.9 °C

Fuente: Compressed Gas Association, (1990:436-437).

Fórmula Química	Pronano	
	Unidades U.S.	Unidades SI
Peso Molecular	C_3H_8 44.097	C_3H_8 44.097
Presión de vapor		
a 70°F (21.1°C)	109.73 psig	756.56 kPa
a 100 °F (37.8°C)	173.38 psig	1195.41 kPa
a 115 °F (46.1°C)	212.95 psig	1468.24 kPa
a 130°F (54.4 °C)	258.37 psig	1781.40 kPa
Densidad del gas		
a 70°F (21.1°C) y 1 atm	0.115 99 lb/ft ³	1.8580 kg/m ³
Gravedad Especifica del gas		
a 70°F (21.1°C) y 1 atm (aire =1)	1.5223	1.5223
Volumen específico del gas		
a 60°F (15.6°C) y 1 atm	8.4515 ft ³ /lb	0.5276 m ³ /kg
Densidad del líquido		
a presión de saturación		
a 70°F (21.1°C)	31.59 lb/ft ³	506.02 kg/m ³
a 100 °F (37.8°C)	31.20 lb/ft ³	499.78 kg/m ³
a 115 °F (46.1°C)	29.33 lb/ft ³	469.82 kg/m ³
a 130°F (54.4 °C)	28.70 lb/ft ³	459.73 kg/m ³
Punto de ebullición a 1 atm	27.77 lb/ft ³	444.83 kg/m ³
Punto de congelación a 1 atm	-43.67°F	-42.04°C
Temperatura crítica	-305.84°F	-187.69°C
Presión crítica	206.01°F	96.672°C
Densidad Crítica	616.3 psia	4249.24 kPa abs
Calor latente de vaporización	13.5 lb/ft ³	216.25 kg/m ³
en el punto de ebullición	183.05 Btu/lb	425.77 kJ/kg
Calor específico del gas		
a 60°F (15.6°C) y 1 atm	0.3881 Btu/ (lb)(°F)	1.625 kJ/(kg)(°C)
Cp	0.3430 Btu/ (lb)(°F)	1.436 kJ/(kg)(°C)
Cv		
Razón de calores específicos Cp/Cv	1.131	1.131
Límite de inflamabilidad en aire	2.2-9.5%	2.2-9.5%
Solubilidad en agua, vol/vol		
a 100 °F (37.8°C)	0.065	0.065
Peso del líquido		
a presión de saturación y		
a 60°F (15.6°C)	4.223 lb/gal	506.03 kg/m ³
Calor de combustión		
bruto	2517.5 Btu/ft ³	93 799.41 kJ/m ³
neto	2316.1 Btu/ft ³	86 295.45 kJ/m ³

Fuente: Compressed Gas Association, (1990:450).

Tabla No. 17 Otras constantes físicas de hidrocarburos propelentes

	Butano normal	Propano
Viscosidad del gas a 23°C y 1 atm, centipoise	0.0084	0.00803
Coefficiente de expansión líquida a 16°C (60°F)	0.0009	0.0016
Toxicidad, tasa U.L.	6.62	5.80
Valor de enlace de hidrógeno	2.50	2.50
Valor Kauri-Butanol	19.50	15.20

Fuente: Aeropres Hydrocarbon Propellants, lam.

Tabla No. 18 Características de inflamabilidad de hidrocarburos propelentes

	Límites de inflamabilidad en aire Porcentaje en volumen		Flash point °C (°F)	Temperatura de autoignición °C (°F)	Densidad de vapor aire 1
	Bajo	Alto			
Propano	2.37	9.50	-104 (-156)	468 (874)	1.56
n-Butano	1.90	8.50	-73 (-100)	405 (761)	2.08
isobutano	1.80	8.44	-84 (-120)	543 (1010)	2.01

Fuente: Aeropres Hydrocarbon Propellants, lam.

Tabla No. 19 Viscosidades y peso específico de propano y butano líquido saturado

Temperatura °C (°F)	Propano líquido saturado				Butano líquido saturado			
	Viscosidad dinámica Pa*s (lb-seg/ft ²) 10 ⁻⁶		Peso específico kg/m ³ (lb/ft ³)		Viscosidad Pa*s (lb-seg/ft ²) 10 ⁻⁶		Peso específico kg/m ³ (lb/ft ³)	
4.4 (40)	2.702	(129.4)	32.734	(524.35)	4.066	(194.7)	37.22	(596.2)
16 (60)	2.469	(118.2)	31.750	(508.59)	3.678	(176.1)	36.44	(583.7)
27 (80)	2.202	(105.4)	30.703	(491.81)	3.341	(160.0)	35.65	(571.1)
38 (100)	1.917	(91.8)	29.5783	(473.80)	3.022	(144.7)	34.83	(557.9)
49 (120)	1.675	(80.2)	28.3523	(454.16)	2.711	(129.8)	33.97	(544.1)
60 (140)	1.433	(68.6)	26.9852	(432.26)	2.417	(115.7)	33.06	(529.6)
71 (160)	1.191	(57.0)	25.3978	(406.83)	2.141	(102.5)	32.16	(515.2)
82 (180)	0.958	(45.9)	23.3888	(374.65)	1.89	(90.5)	31.17	(499.3)
93 (200)	0.656	(31.4)	19.9478	(319.53)	1.666	(79.8)	29.94	(479.6)

Fuente: Matheu, (1977:47).

Tabla No. 20 Tipos de depósitos construidos bajo código ASME para gas licuado de petróleo

Tipo de depósito	Presión de vapor a 37.7°C (100 °F), kPa (lb/in ²)		Edición 1949 y anteriores kPa (lb/in ²)		Edición 1949 y posteriores kPa (lb/in ²)	
80	552	(80)	552	(80)	689	(100)
100	689	(100)	689	(100)	862	(125)
125	862	(125)	862	(125)	1076	(156)

Tipo de depósito	Presión de vapor a 37.7°C (100 °F), kPa (lb/in ²)		Edición 1949 y anteriores kPa (lb/in ²)		Edición 1949 y posteriores kPa (lb/in ²)	
150	1034	(150)	1034	(150)	1289	(187)
175	1207	(175)	1207	(175)	1510	(219)
200	1482	(215)	1482	(215)	1724	(250)

Fuente: Matheu, (1977, 8).

Todos los depósitos de almacenaje de gas licuado de petróleo (GLP) traen estampadas en la placa de identificación, lo siguiente:

1. Código bajo el cual fue construido.
2. Tipo de instalación: área o subterránea.
3. Advertencia sobre la presión de vapor en el depósito empleando la siguiente leyenda:
"Este depósito no debe contener producto cuya curva manométrica de vapor exceda las 250 libras por pulgada cuadrada a 100 °F".
4. Con la presión de diseño del depósito en lb/pulg².
5. Debe presentar la tara del recipiente en lb para depósitos con capacidad de 1.136 m³ (300 galones) de agua o menos.
6. Debe presentar la superficie en pies cuadrados.

Esta información es valiosa en el momento de la instalación, así como para determinar la presión de vapor adecuada para las características del diseño del sistema de desodorización.

Tabla No. 21 Densidades de llenado (D)

Gravedad específica del GLP a 15.6°C (60°F)	Capacidad del depósito en m ³ (galones) de agua		
	Depósitos aéreos		Depósitos subterráneos
	0-4.542 (0-1200)	Más de 4.542 (1200)	Cualquier capacidad
0.496-0.503	41%	44%	45%
0.504-0.510	42%	45%	46%
0.511-0.519	43%	46%	47%
0.520-0.527	44%	47%	48%
0.528-0.536	45%	48%	49%
0.537-0.544	46%	49%	50%
0.545-0.552	47%	50%	51%
0.553-0.560	48%	51%	52%
0.561-0.568	49%	52%	53%
0.569-0.576	50%	53%	54%
0.577-0.584	51%	54%	55%
0.585-0.592	52%	55%	56%
0.593-0.600	53%	56%	57%

Fuente: Matheu, (1977:11).

El volumen de gas licuado de petróleo en su fase líquida que puede almacenarse en el depósito a 16°C (60°F) se calcula por medio de la fórmula:

$$V_g = \frac{D \times V_d}{G.E. \times \text{Fact.} \times 100}$$

Ec. 22

V_g = volumen en galones de GLP

V_d = volumen del depósito expresado en galones de agua a 15.6°C obtenido de la placa de especificaciones

$G.E.$ = gravedad específica del GLP a 16°C (60°F)

D = Densidad de llenado expresado en porcentaje

Fact. = Factor de corrección por volumen (*vid.* Tabla No. 22)

Tabla No. 22 Factores de corrección por volumen

Temperatura observada en grados Fahrenheit	GRAVEDAD ESPECIFICA A 60°F/60°F													
	0.500	Propano 0.5079	0.510	0.520	0.530	0.540	0.550	0.560	iso-Butano 0.5431	0.570	0.580	n-Butano 0.5844	0.590	
	FACTORES DE CORRECCIÓN POR VOLUMEN													
-30	1.160	1.155	1.153	1.146	1.140	1.133	1.127	1.122	1.117	1.115	1.110	1.111	1.108	1.106
-45	1.155	1.148	1.146	1.140	1.134	1.128	1.122	1.117	1.111	1.110	1.106	1.101	1.098	1.097
-60	1.147	1.142	1.140	1.134	1.128	1.122	1.117	1.111	1.111	1.110	1.106	1.101	1.098	1.097
-35	1.140	1.135	1.134	1.128	1.122	1.116	1.112	1.106	1.101	1.100	1.096	1.096	1.094	1.092
-30	1.134	1.129	1.128	1.122	1.116	1.111	1.106	1.101	1.100	1.096	1.096	1.092	1.090	1.088
-25	1.127	1.122	1.121	1.115	1.110	1.105	1.100	1.095	1.094	1.094	1.091	1.087	1.085	1.083
-20	1.120	1.115	1.114	1.109	1.104	1.099	1.095	1.090	1.089	1.089	1.086	1.082	1.080	1.079
-15	1.112	1.109	1.107	1.102	1.097	1.093	1.089	1.084	1.083	1.083	1.080	1.077	1.075	1.074
-10	1.105	1.102	1.100	1.095	1.091	1.087	1.083	1.079	1.078	1.078	1.075	1.072	1.071	1.069
-5	1.098	1.094	1.094	1.089	1.085	1.081	1.077	1.074	1.073	1.073	1.070	1.067	1.066	1.065
0	1.092	1.088	1.088	1.084	1.080	1.076	1.073	1.069	1.068	1.068	1.066	1.063	1.062	1.061
2	1.089	1.085	1.085	1.081	1.077	1.074	1.070	1.067	1.066	1.066	1.064	1.061	1.060	1.059
4	1.086	1.083	1.082	1.079	1.075	1.071	1.068	1.065	1.064	1.064	1.062	1.059	1.058	1.057
6	1.084	1.080	1.080	1.076	1.072	1.069	1.065	1.062	1.061	1.061	1.059	1.057	1.055	1.054
8	1.081	1.078	1.077	1.074	1.070	1.066	1.063	1.060	1.059	1.059	1.057	1.055	1.053	1.052
10	1.078	1.075	1.074	1.071	1.067	1.064	1.061	1.058	1.057	1.057	1.055	1.053	1.051	1.050
13	1.075	1.072	1.071	1.068	1.064	1.061	1.059	1.056	1.055	1.055	1.053	1.051	1.049	1.048
14	1.072	1.070	1.069	1.066	1.062	1.059	1.056	1.053	1.053	1.053	1.051	1.049	1.047	1.046
16	1.070	1.067	1.066	1.063	1.060	1.056	1.054	1.051	1.050	1.050	1.048	1.046	1.045	1.044
18	1.067	1.063	1.064	1.061	1.057	1.054	1.051	1.049	1.048	1.048	1.046	1.044	1.043	1.042
20	1.064	1.062	1.061	1.058	1.054	1.051	1.049	1.046	1.046	1.046	1.044	1.042	1.041	1.040
22	1.061	1.059	1.058	1.055	1.051	1.049	1.046	1.044	1.044	1.044	1.042	1.040	1.039	1.038
24	1.058	1.056	1.055	1.052	1.049	1.046	1.044	1.042	1.042	1.042	1.040	1.038	1.037	1.036
26	1.055	1.053	1.052	1.049	1.047	1.044	1.042	1.039	1.039	1.039	1.037	1.036	1.035	1.034
28	1.052	1.050	1.049	1.047	1.044	1.041	1.039	1.037	1.037	1.037	1.035	1.034	1.033	1.032
30	1.049	1.047	1.046	1.044	1.041	1.039	1.037	1.035	1.035	1.035	1.033	1.032	1.031	1.030
32	1.046	1.044	1.043	1.041	1.038	1.036	1.033	1.033	1.033	1.033	1.031	1.030	1.029	1.028
34	1.043	1.041	1.040	1.038	1.035	1.034	1.032	1.031	1.031	1.030	1.029	1.028	1.027	1.026
36	1.039	1.036	1.037	1.035	1.033	1.031	1.030	1.028	1.028	1.028	1.027	1.026	1.025	1.024
38	1.036	1.033	1.034	1.032	1.031	1.029	1.027	1.026	1.026	1.026	1.025	1.024	1.023	1.022
40	1.033	1.032	1.031	1.029	1.028	1.026	1.023	1.024	1.024	1.023	1.023	1.021	1.021	1.020
42	1.030	1.029	1.028	1.027	1.025	1.024	1.023	1.022	1.022	1.021	1.021	1.019	1.019	1.018
44	1.027	1.026	1.025	1.023	1.022	1.021	1.020	1.019	1.019	1.019	1.018	1.017	1.017	1.016
46	1.025	1.022	1.022	1.021	1.020	1.018	1.018	1.017	1.017	1.016	1.016	1.015	1.015	1.014
48	1.020	1.019	1.019	1.018	1.017	1.016	1.015	1.014	1.014	1.014	1.013	1.012	1.012	1.011
50	1.017	1.016	1.016	1.015	1.014	1.013	1.013	1.012	1.012	1.012	1.011	1.011	1.011	1.010
52	1.014	1.013	1.012	1.012	1.011	1.010	1.010	1.009	1.009	1.009	1.009	1.009	1.009	1.008
54	1.010	1.010	1.009	1.009	1.008	1.008	1.007	1.007	1.007	1.007	1.007	1.006	1.006	1.006
56	1.007	1.007	1.006	1.006	1.005	1.005	1.005	1.005	1.005	1.005	1.005	1.004	1.004	1.004
58	1.003	1.003	1.003	1.003	1.003	1.003	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002
60	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
62	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997
64	0.993	0.993	0.994	0.994	0.994	0.994	0.995	0.995	0.995	0.995	0.995	0.996	0.996	0.996
66	0.990	0.990	0.990	0.990	0.991	0.992	0.992	0.993	0.993	0.993	0.993	0.993	0.993	0.993
68	0.986	0.986	0.987	0.987	0.988	0.989	0.989	0.990	0.990	0.990	0.991	0.991	0.991	0.991
70	0.983	0.983	0.984	0.984	0.985	0.986	0.987	0.988	0.988	0.988	0.988	0.989	0.989	0.989
72	0.979	0.979	0.981	0.981	0.982	0.983	0.984	0.985	0.985	0.985	0.986	0.987	0.987	0.987
74	0.976	0.976	0.977	0.978	0.980	0.980	0.982	0.983	0.983	0.983	0.984	0.985	0.985	0.985
76	0.972	0.973	0.974	0.975	0.977	0.978	0.979	0.980	0.980	0.981	0.982	0.982	0.982	0.982
78	0.969	0.970	0.970	0.973	0.974	0.975	0.977	0.978	0.978	0.978	0.979	0.980	0.980	0.981
80	0.965	0.967	0.967	0.969	0.971	0.972	0.974	0.975	0.975	0.975	0.977	0.978	0.978	0.978
82	0.961	0.963	0.963	0.965	0.968	0.969	0.971	0.972	0.973	0.973	0.974	0.975	0.975	0.977
84	0.957	0.959	0.959	0.962	0.965	0.966	0.968	0.970	0.971	0.971	0.972	0.974	0.974	0.974
86	0.954	0.956	0.956	0.959	0.961	0.964	0.966	0.967	0.968	0.968	0.969	0.971	0.971	0.972
88	0.950	0.952	0.953	0.955	0.958	0.961	0.963	0.965	0.966	0.966	0.967	0.969	0.969	0.970
90	0.946	0.949	0.949	0.952	0.955	0.958	0.960	0.962	0.963	0.963	0.964	0.967	0.967	0.968
92	0.942	0.945	0.946	0.949	0.952	0.955	0.957	0.959	0.960	0.960	0.962	0.964	0.964	0.966
94	0.938	0.941	0.942	0.946	0.949	0.952	0.954	0.957	0.958	0.958	0.960	0.962	0.962	0.964
96	0.935	0.938	0.939	0.942	0.946	0.949	0.952	0.954	0.955	0.955	0.957	0.959	0.959	0.961
98	0.931	0.934	0.935	0.939	0.943	0.945	0.949	0.952	0.953	0.953	0.954	0.957	0.957	0.959
100	0.927	0.930	0.932	0.936	0.940	0.943	0.946	0.949	0.950	0.950	0.952	0.954	0.954	0.957
105	0.917	0.920	0.923	0.927	0.931	0.935	0.939	0.943	0.943	0.943	0.946	0.949	0.949	0.951
110	0.907	0.911	0.913	0.918	0.923	0.927	0.932	0.936	0.937	0.937	0.940	0.943	0.943	0.946
115	0.897	0.902	0.904	0.909	0.915	0.920	0.925	0.930	0.930	0.930	0.933	0.937	0.937	0.940
120	0.887	0.892	0.894	0.900	0.907	0.912	0.918	0.923	0.924	0.924	0.927	0.931	0.931	0.934
125	0.870	0.881	0.884	0.890	0.898	0.903	0.909	0.916	0.916	0.916	0.920	0.923	0.923	0.928
130	0.865	0.871	0.873	0.880	0.888	0.895	0.901	0.908	0.909	0.909	0.913	0.916	0.916	0.923
135	0.854	0.861	0.863	0.871	0.879	0.887	0.894	0.901	0.902	0.902	0.907	0.912	0.912	0.916
140	0.842	0.850	0.852	0.861	0.870	0.879	0.886	0.893	0.893	0.893	0.900	0.905	0.905	0.910

Fuente: National Fire Protection Association, (1992:85).

Tabla No. 23 Presión mínima de diseño de depósitos

Las válvulas de alivio para los depósitos de almacenaje traen impuestas las presiones a las cuales inician su descarga de acuerdo a la presión mínima de diseño

Código de construcción del depósito	% de la presión mínima de diseño	
	Mínima	Máxima
Asme edición 1949 y anteriores	110%	125%
Asme edición 1949 y posteriores	88%	100%

Tabla No. 24 Flujo de aire de descarga de válvula de alivio del tanque

Las válvulas de alivio usadas en los depósitos construidos bajo las especificaciones de la ASME tienen un flujo de descarga de aire de 120% de la presión mínima indicada en la tabla anterior (sin considerar la tolerancia):

Área de la superficie del depósito en m ² (ft ²)		Flujo de aire en m ³ /s (ft ³ /min)		Área de la superficie del depósito en m ² (ft ²)		Flujo de aire en m ³ /s (ft ³ /min)	
1.9	(20)	0.295	(626)	26.9	(290)	2.648	(5610)
menos							
2.3	(25)	0.354	(751)	27.9	(300)	2.718	(5760)
2.8	(30)	0.412	(872)	28.8	(310)	2.794	(5920)
3.3	(35)	0.467	(990)	29.7	(320)	2.869	(6080)
3.7	(40)	0.519	(1100)	30.7	(330)	2.940	(6230)
4.2	(45)	0.576	(1220)	31.6	(340)	3.016	(6390)
4.6	(50)	0.628	(1330)	32.5	(350)	3.087	(6540)
5.1	(55)	0.675	(1430)	33.4	(360)	3.157	(6690)
5.6	(60)	0.727	(1540)	34.4	(370)	3.228	(6840)
6.0	(65)	0.774	(1640)	35.3	(380)	3.304	(7000)
6.5	(70)	0.826	(1750)	36.2	(390)	3.374	(7150)
7.0	(75)	0.873	(1850)	37.2	(400)	3.445	(7300)
7.4	(80)	0.920	(1950)	41.8	(450)	3.794	(8040)
7.9	(85)	0.967	(2050)	46.5	(500)	4.134	(8760)
8.4	(90)	1.015	(2150)	51.1	(550)	4.469	(9470)
8.8	(95)	1.057	(2240)	55.7	(600)	4.800	(10170)
9.29	(100)	1.104	(2340)	60.4	(650)	5.125	(10860)
9.75	(105)	1.152	(2440)	65.0	(700)	5.451	(11550)
10.22	(110)	1.194	(2530)	69.7	(750)	5.767	(12220)
10.68	(115)	1.241	(2630)	74.3	(800)	6.079	(12880)
11.15	(120)	1.284	(2720)	79.0	(850)	6.390	(13540)
11.61	(125)	1.326	(2810)	83.6	(900)	6.697	(14190)

Area de la superficie del depósito en m ² (ft ²)		Flujo de aire en m ³ /s (ft ³ /min)		Area de la superficie del depósito en m ² (ft ²)		Flujo de aire en m ³ /s (ft ³ /min)	
12.08	(130)	1.369	(2900)	88.3	(950)	6.999	(14830)
12.54	(135)	1.411	(2990)	92.9	(1000)	7.301	(15470)
13.01	(140)	1.454	(3080)	97.5	(1050)	7.598	(16100)
13.47	(145)	1.496	(3170)	102.2	(1100)	7.891	(16720)
13.94	(150)	1.539	(3260)	106.8	(1150)	8.188	(17350)
14.40	(155)	1.581	(3350)	111.5	(1200)	8.476	(17960)
14.86	(160)	1.623	(3440)	116.1	(1250)	8.764	(18570)
15.33	(165)	1.666	(3530)	120.8	(1300)	9.052	(19180)
15.79	(170)	1.708	(3620)	125.4	(1350)	9.335	(19780)
16.26	(175)	1.756	(3720)				

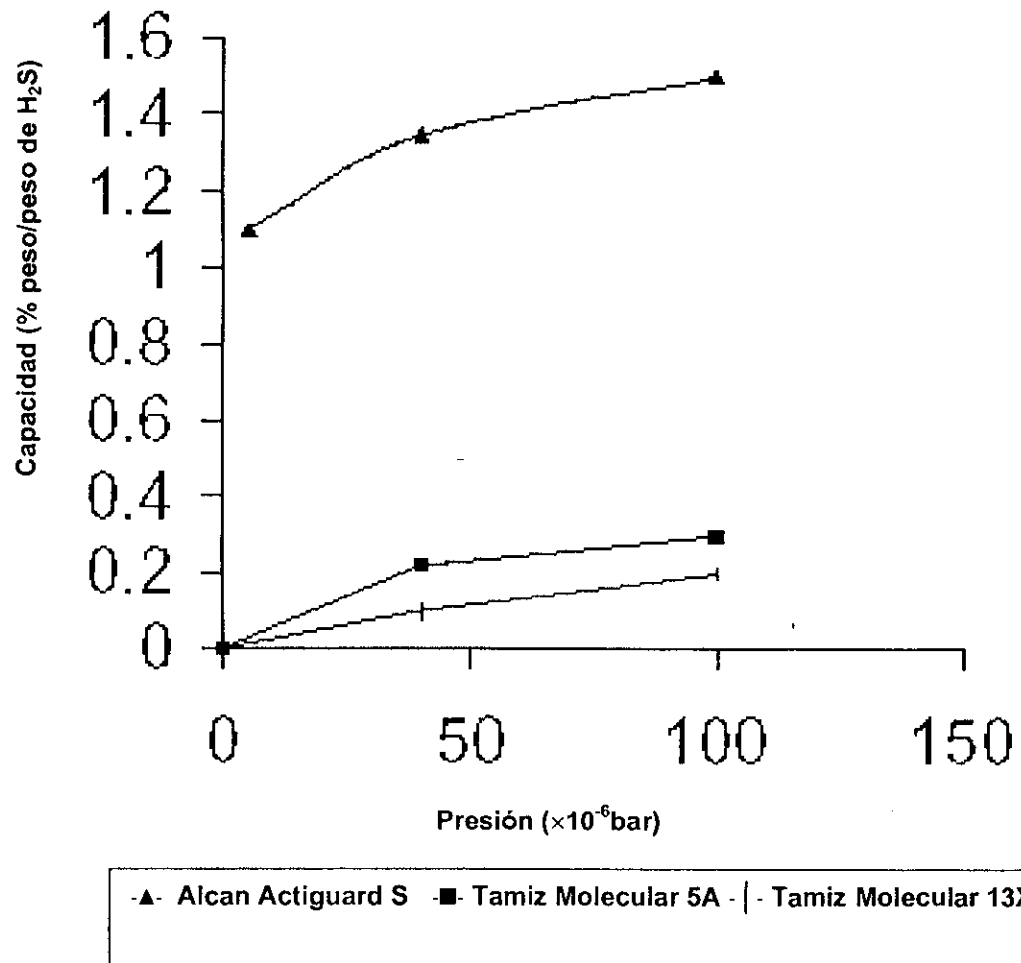
Fuente: Matheu, (1977:14).

Tabla No. 25 Selección de tamices moleculares

TIPO BÁSICO	Díametro Nominal de los Poros, Angstroms	Forma Corriente	Peso Específico a Granel, gm/dm ³	Calor de Adsorción (Máximo), kcal/kg de H ₂ O	Capacidad de Equilibrio, H ₂ O por peso en peso	Moléculas Adsorbidas**	Moléculas Excluidas	APLICACIONES
3A	3	Poivo Pildoras de 1.6 mm Pildoras de 3.2 mm	480 700 700	1000	23 20 20	Moléculas con un diámetro efectivo menor de 3 Angstroms, incluso H ₂ O y NH ₃	Moléculas con un diámetro efectivo mayor de 3 Angstroms; por ejemplo, el etano.	Es el adsorbente Tamiz Molecular preferido para la deshidratación comercial de corrientes de hidrocarburos no saturados, tales como el gas procedente de la descomposición pirógenada del petróleo, el propano, el butadieno y el acetileno. También se emplea para desecar los líquidos polares, tales como el metanol y el etanol.
4A	4	Poivo Pildoras de 1.6 mm Pildoras de 3.2 mm Globoles 8 x 12 Globoles 4 x 8 Malla 14 x 30	480 720 720 720 705	1000	28.5 22 22 22 22	Moléculas con un diámetro efectivo menor de 4 Angstroms, incluso el etanol, H ₂ S, CO ₂ , SO ₂ , C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ y C ₃ H ₈	Moléculas con un diámetro efectivo mayor de 4 Angstroms; por ejemplo, el propano.	Es el adsorbente Tamiz Molecular preferido para deshidratación estática en un sistema cerrado de gas o líquido. Es empleado como desecante estático en los sistemas de refrigeración casera, en el empaquetado de drogas, componentes electrónicos y productos químicos paracerosos; y como extractor del agua en las pinturas y en los sistemas de plásticos. Es también empleado comercialmente en la desecación de corrientes de hidrocarburos saturados.
5A	5	Poivo Pildoras de 1.6 mm Pildoras de 3.2 mm	480 680 680	1000	28 21.5 21.5	Moléculas con un diámetro efectivo menor de 5 Angstroms, incluso n-C ₄ H ₁₀ ,** n-C ₄ H ₁₀ ,* C ₂ H ₆ a C ₂ H ₄ , y R-12.	Moléculas con un diámetro efectivo mayor de 5 Angstroms; por ejemplo, los compuestos "iso" y todos los anillos de carbono 4.	Separa las parafinas normales de los hidrocarburos cíclicos y los de cadena ramificada, por medio de un proceso selectivo de adsorción.
10X	8	Poivo Pildoras de 1.6 mm Pildoras de 3.2 mm	480 575 575	1000	36 28 28	Moléculas de iso-parafinas y olefinas, C ₂ H ₄ , con un diámetro efectivo menor de 8 Angstroms.	Moléculas de Di-n-butilamina y mayores.	Separación de hidrocarburo aromático.
13X	10	Poivo Pildoras de 1.6 mm Pildoras de 3.2 mm Globoles 8 x 12 Globoles 4 x 8 Malla 14 x 30	480 640 640 670 670 600	1000	36 28.5 28.5 28.5 28.5	Moléculas con un diámetro efectivo menor de 10 Angstroms.	Moléculas con un diámetro efectivo mayor de 10 Angstroms; por ejemplo, (C ₄ H ₉) ₂ N	Empleado generalmente para la desecación de gases en general, depuración del aire alimentado a la fábrica (remoción simultánea del agua y el anhídrido carbonico), y para ablandar o desaturar el gas natural y los hidrocarburos líquidos (remoción del mercaptán y el ácido sulfídrico).

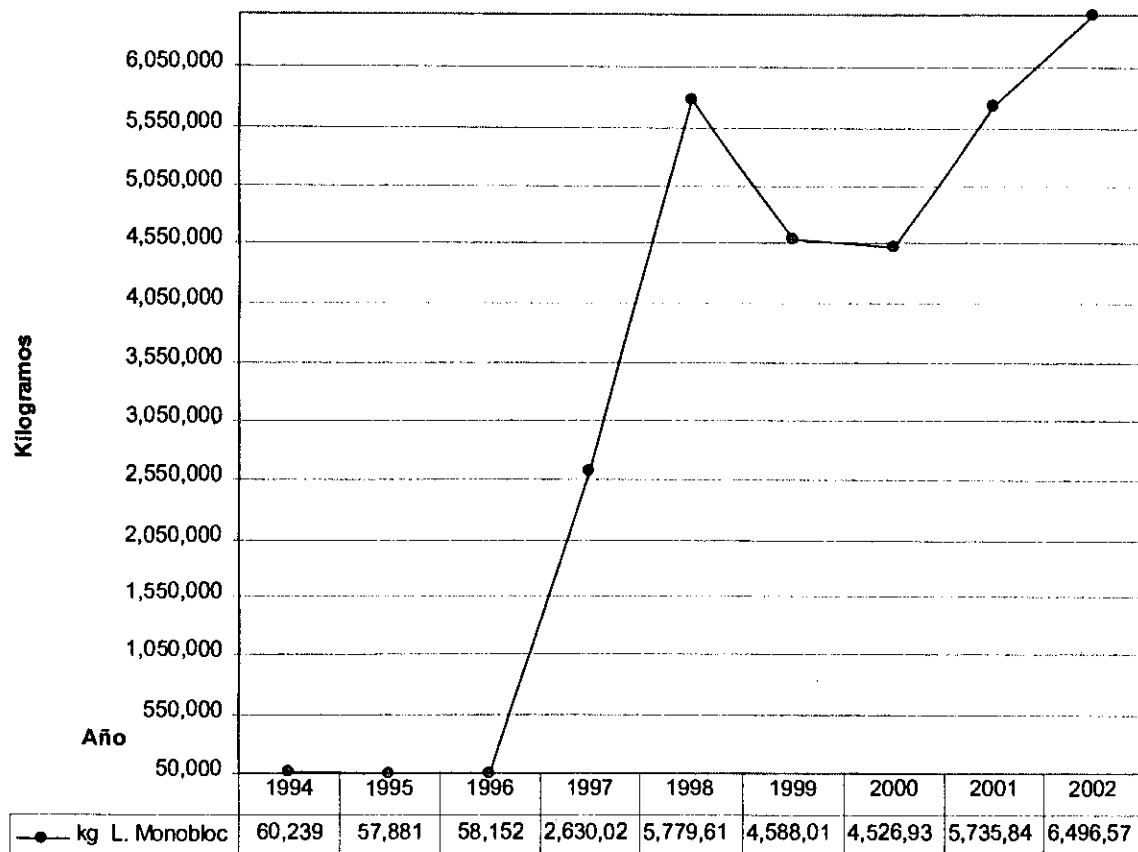
(*) Kg de H₂O por 100 kg de adsorbente activado a 17.5 mm Hg y 25°C

Fuente: Union Carbide, (1995:11).

Gráfica 1. Isotherma de adsorción para fase gaseosa H₂S a 35°C

Fuente: Energy 2000, (2003).

Gráfica 2. Importaciones en kilogramos de aluminio de latas tipo Monobloc



XIII. GLOSARIO DE ABREVIATURAS Y SIMBOLOGÍA

Término	Significado
GLP	Gas licuado de petróleo
CFC	Compuestos fluorocarbonados
COV	Compuestos orgánicos volátiles
MEA	Monoetanolamina
DGA	Diglicolamina
DEA	Dietanolamina
MDEA	Metil dietanolamina
d_p	Diámetro de partícula en Amstrongs
ϵ_B	Fracción de espacio de bullo
ϵ_P	Fracción de espacio de partícula
ϵ_S	Fracción de espacio de sólido
ϵ	Fracción de espacio global
ρ_B	Densidad de bullo, kg/m^3
ρ_S	Densidad del sólido, kg/m^3
ρ_P	Densidad de partícula, kg/m^3
ρ	Densidad, kg/m^3
α, β	Relación de capacidad de un adsorbente para un componente a la capacidad de adsorber otro
x_i	Fracción molar en el fluido
y_i	Fracción molar en la fase adsorbida
K_i, K_j	Constantes de Henry
n^*	Carga
n_M	Carga de monocapa (Ecuaciones A-E) o máxima carga (Ecuaciones F-N)
K	Coefficiente de la ley de Henry
C	Concentración
C_{sat}	Concentración de saturación
C_r	Concentración reducida, equivalente a C/C_{sat}
A, B, D	Parámetros empíricos
ϵ	Potencial de adsorción
k_0, ψ	Parámetro de forma
β_0	Coefficiente de afinidad
n	Parámetro de tipo de poro
M_1, M_2	Subíndices pertenecientes a las diferentes distribuciones de tamaño de poro
η	Parámetro de interacción
R	Constante universal de los gases $\text{kJ}/(\text{kmol})(\text{K})$
P	Presión total, kPa
a_p, a_t	Superficie externa de las partículas sólidas, m^2/m^3 de volumen empacado
f	Habilidad fraccional de la zona adsorbente para adsorber soluto, adimensional
G	Flujo total del gas, $\text{kmol}/(\text{h})(\text{m}^2)$

Imprenta "GORA"
25 Av. 25-71, Zona 5
Telefax: 335-5733 - 218-7292