

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS**

PROYECTO DE MODIFICACION A LAS CONDICIONES  
DE OPERACION DE LA PLANTA DE ABSORCION  
DE LA REFINERIA DE CIUDAD MADERO

**T E S I S**

QUE PRESENTA

**LUIS MARTINEZ**

PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

México, D. F.

1954



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

*Dedico el presente trabajo, en primer lugar a la autora de mis días con veneración y respeto.*

*A mis tíos Sr. José E. Martínez y Sra. Ma. Isabel F. de Martínez con gratitud y cariño y a mis demás familiares con aprecio.*

*A mis compañeros y amigos.*

Hago patente mi gratitud a  
Petróleos Mexicanos,  
a mis jefes y a mis compañeros que fueron  
apoyo y guía en mi camino.

PROYECTO DE MODIFICACION A LAS CONDICIONES DE OPERACION  
DE LA PLANTA DE ABSORCION DE LA REFINERIA DE  
CIUDAD MADERO.

Introducción.

I.- Descripción de la Planta.

II.- Análisis de Gases.

III.- Cálculo de la Absorción.

- a).- Gases con los que se trabaja.
- b).- Aceites de absorción estudiados.
- c).- Cálculo de la absorción en las con  
diciones actuales.
- d).- Cálculo de la absorción en las con  
diciones propuestas.

IV.- Cálculo del Despunte.

- a).- Condiciones actuales.
- b).- Condiciones propuestas.

V.- Conclusiones.

Bibliografía.

- o -

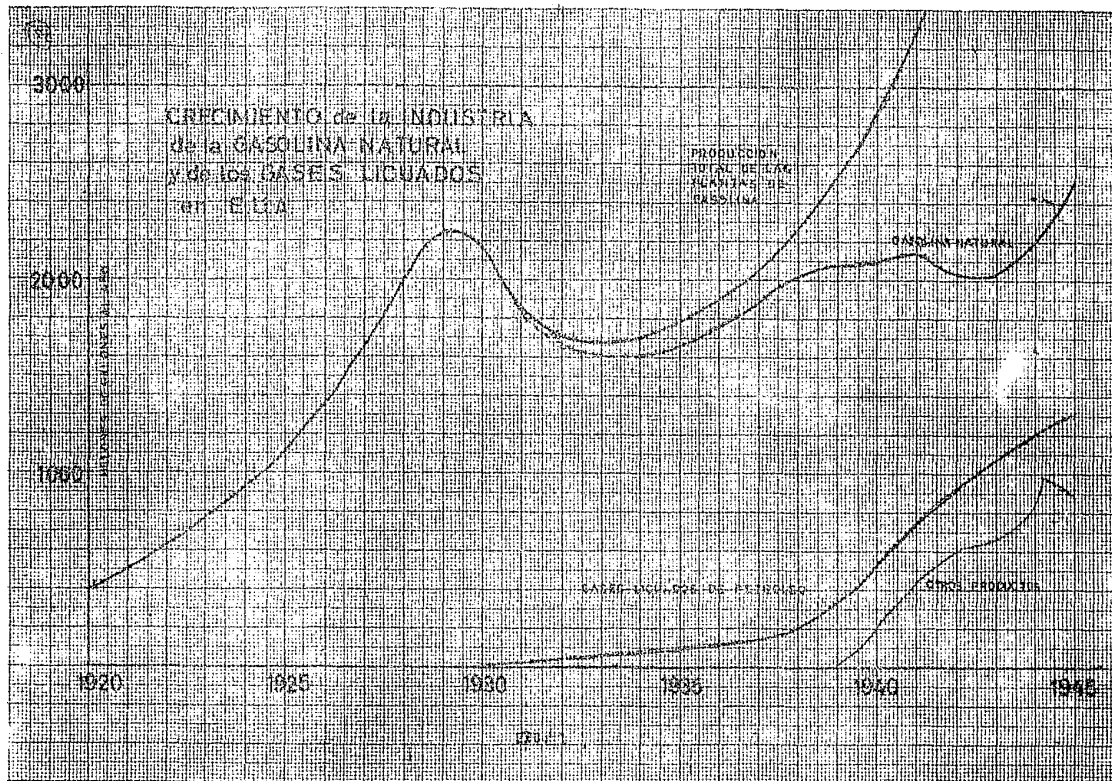
1 9 5 4 .

## I N T R O D U C C I O N .

El aprovechamiento industrial del Petróleo y sus derivados marca el comienzo de una etapa de rápido desenvolvimiento técnico al convertirlo en una fuente barata de energía y materias primas, es por eso que la riqueza potencial de un país -- crece en importancia cuando su subsuelo presenta mantos petrolíferos explotables; sin embargo toda esa riqueza potencial -- viene a ser efectiva solo cuando mediante instalaciones adecuadas se lleva a cabo un aprovechamiento racional de los diversos productos que a partir del petróleo crudo pueden obtenerse. Preciso es pues, aprovechar tales recursos, extrayendo el máximo de los productos y subproductos que la materia prima puede rendir, mediante un agotamiento efectivo y económico de los residuos.

Los gases, que durante mucho tiempo fueron considerados como un problema en la industria petrolera, son una de las -- fuentes potenciales de riqueza que aún no se encuentran suficientemente aprovechadas, pues sus aplicaciones se hallan en pleno desarrollo y es de esperarse que su consumo alcance niveles sorprendentes de seguir el curso de su desenvolvimiento

Según puede verse en la figura (1), la producción de gases licuados de petróleo antes de 1930 puede considerarse nula, y hasta 1938 de pequeña importancia; pero a partir de entonces sufre un aumento considerable hasta 1945 último dato --



proporcionado por la gráfica. Es innegable la popularización que ha alcanzado el uso de combustibles gaseosos licuados, -- más no es esa rama la que ha causado ese desenvolvimiento --- pues son también considerables en sus demandas la industria -- hulera, la siderurgica, etc.

Las fuentes de donde el gas se extrae son directa o indi rectamente los yacimientos subterráneos de donde sale ya sea solo o acompañado de aceite, a ese tipo de gas, se le conoce en la industria petrolera como gas natural, su composición a base de hidrocarburos ligeros y considerable cantidad de hi-- drógeno, es variable y dependen de la naturaleza del yacimien to.

Hay otra fuente importante de la que se extraen conside rables cantidades de gasolina y gases licuados como un subpro ducto en las refinerías de Petróleo, y esta es la fracción ga seosa incondensable que sale de las torres fraccionadoras y -- estabilizadoras en las plantas de desintegración. Este tipo -- de gas, conocido como gas de refinería, presenta un mayor por centaje de gasolina y gases licuables, por lo que sus rendi-- mientos son más apreciables que en el caso del gas natural.

En la Refinería de Ciudad Madero, hay dos plantas desin tegradoras que producen abundante cantidad de gases con un al to porcentaje de gasolina y gases licuables según se verá más adelante en el Capítulo III; tales plantas son una Desintegra dora Térmica Dubbs y una Desulfurizadora Reformadora Catalíti ca PERCO de cuyas torres fraccionadoras y estabilizadoras se recibe una mezcla de gases en la planta de Absorción para lo-

grar recuperar las fracciones menos volátiles.

La planta de Absorción a que se hace referencia, es la que ha quedado de lo que fué una planta de Absorción ALCO y al ser desmantelada la planta de desintegración por oxidación CLARK para dar lugar a la planta desulfurizadora reformadora-Catalítica PERCO, fué mutilada y limitada en sus condiciones de operación. Dicha planta consta de una torre de absorción en la que los gases circulan a contracorriente con querosina-Nilvol pasando esta a continuación a una torre de despunte, - donde después de haber sido calentada sufre una destilación - de arrastre por vapor, los gases que salen del último plato - van a unos condensadores y de ahí a un separador donde se recoge la gasolina y se envía a la torre estabilizadora de la - planta Desintegradora Dubbs.

Ese es en pocas palabras el ciclo de recuperación de gases en la Refinería de Ciudad Madero, según opera en el momento de escribir estas líneas.

Es el objeto de esta tesis presentar lo que puede ser un medio de mejorar los rendimientos dentro de las limitaciones propias de la planta, pues en las condiciones actuales de operación el rendimiento es muy bajo y según se podrá ver más adelante, mediante el aprovechamiento de equipo que actualmente no se usa en toda su capacidad, puede lograrse con una ligera variación en las condiciones de trabajo, un rendimiento considerablemente superior; y si por otra parte se considera que se trata de equipo ya comprado y cuya amortización e intereses cargan ya actualmente sobre la planta y que no se nece-

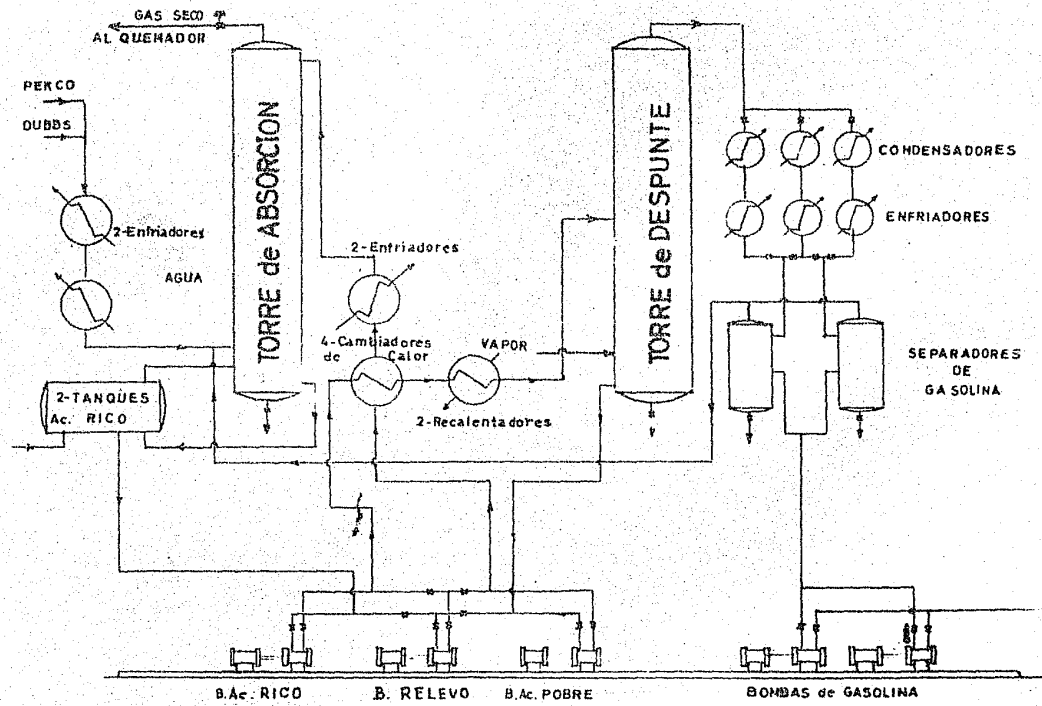
esta casi hacer nuevas inversiones, además de mantenerse constantes los gastos por concepto de personal de operación, se verá que dicho cambio en las condiciones de operación puede ser muy benéfico a la industria.

En pocas palabras se trata de aumentar la presión de trabajo de la torre de 61.6 libras por pulgada cuadrada absolutas a 114.24 libras por pulgada cuadrada absolutas, de aumentar la relación de aceite a gas de 11.5 galones por 1000 pies cúbicos hasta 25 galones por 1000 pies cúbicos, y de bajar la temperatura del aceite de absorción de 44°C. hasta las condiciones óptimas según se calcula posteriormente.

El mecanismo de absorción de una serie de hidrocarburos gaseosos de bajo peso molecular en un grupo de hidrocarburos líquidos de peso molecular elevado y de volatilidad baja, es sumamente complejo, pues según se ha podido notar, los gases al quedar absorbidos dejan de comportarse como tales y actúan como si estuvieran altamente comprimidos, más aún como si estuvieran licuados, sin embargo no se comportan del todo como líquidos, pues la variación del volumen del aceite de absorción no está fijada por la cantidad de gas que ha absorbido o las condiciones en que se encuentra, sino que depende también del tipo de aceite de que se trate así que al considerar la absorción de una mezcla de hidrocarburos gaseosos en una mezcla de hidrocarburos líquidos poco volátiles, es necesario hacer uso de ecuaciones empíricas que relacionan las principales variables y ajustarse dentro de lo posible a los límites que la experiencia adquirida marca.

# PLANTA DE ABSORCION

FIG. 2



## I.- DESCRIPCION DE LA PLANTA.

La planta consta esencialmente de 2 torres que se hallan en servicio, una de absorción con 24 platos y otra de despunte con 16 platos, hay además un banco de cambiadores de calor por los que circulan a contracorriente aceite de absorción rico y aceite de absorción pobre, calentándose el primero y enfriándose el segundo. El aceite rico pasa después a dos calentadores de vapor antes de entrar a la torre de despunte, y el aceite pobre pasa por dos enfriadores de agua antes de entrar a la torre absorbidora. El gas húmedo fluye a través del sistema mediante las compresoras de gas que hay en las plantas de donde proviene, y el gas seco se envía al quemador de campo controlando su flujo gracias a una válvula automática que se halla a la salida de la torre de absorción. Para mover el aceite y la gasolina de absorción producida hay 5 bombas. En la parte inferior de la torre de despunte hay un distribuidor de vapor, que a la vez que sirve para calentar los fondos de la torre, proporciona el vapor de arrastre necesario para efectuar el despunte del aceite rico que entra por la parte superior de la torre, después de haberse calentado en los cambiadores de calor a contracorriente con el aceite pobre que sale del fondo de la torre de despunte y con el vapor del calentador. El aceite rico va fluyendo desde el plato 16 a contracorriente con los gases que vienen de los platos inferiores y -

el vapor de arrastre, y en el transcurso de los 16 platos pier de casi la totalidad de los gases disueltos y una pequeñísima cantidad de aceite es arrastrada. El aceite al llegar al fondo de la torre se ha convertido en aceite pobre caliente que se envía a los cambiadores de calor a calentar el aceite rico de absorción y que pasa después por los enfriadores antes de volver a introducirlo a la torre absorbadora de 24 platos, -- donde absorberá parte de los gases que fluyen a contracorriente y al llegar al fondo se encontrará convertido en aceite rico nuevamente lista para repetir el ciclo.

El gas que viene de las plantas, constituido por una mezcla de gases húmedo y seco de la planta desintegradora térmica Dubbs y gases T3 y T4. de la planta desulfurizadora reformadora catalítica Perco, se introduce a la torre de absorción de donde sale después de atravesar 24 platos a contracorriente con aceite de absorción, habiendo dejado absorbida una parte de los hidrocarburos gaseosos menos ligeros.

La mezcla de gas y vapor que se va desprendiendo en la torre de desunte, se va enriqueciendo poco a poco y después de cruzar los 16 platos pasa a unos condensadores y a unos enfriadores en los que se licua la gasolina y se condensa el vapor de agua, pasando a unos tanques separadores, de donde se manda el agua al drenaje y la gasolina a la torre estabilizadora de la planta Dubbs.

## II.- ANALISIS DE GASES.

Todos los cálculos efectuados en el presente trabajo, se basan en un promedio de los análisis rutinarios que para los balances de las plantas se efectúan periódicamente en el laboratorio de gases de la Refinería de Ciudad Madero. El promedio considerado, no es por lo tanto, un dato riguroso y aunque se apega bastante a las condiciones normales de operación en la planta, no se puede aceptar como representativo, aunque sí como suficientemente aproximado a una media de las condiciones normales de operación.

El muestreo de los gases se efectúa en cilindros de acero, calculados y aprobados para resistir altas presiones (tienen una válvula de seguridad que salta a  $100 \text{ km cm}^2$ ) generalmente se usan a presiones inferiores a  $20 \text{ Kg cm}^2$ . Los cilindros a los cuales se ha hecho previamente el vacío, son conectados a las líneas de muestreo después de haber sido cuidadosamente purgadas. Una vez tomada la muestra deberá cuidarse de evitar cualquier calentamiento al cilindro, pues el aumento de presión puede llegar a causar serios accidentes.

El contenido del ácido sulfhídrico se determina directamente en el lugar de muestreo mediante la bureta de Tutwiler (Fig. 3) ya que por tratarse de un cilindro de acero, el ácido sulfhídrico que encierra va reaccionando con el fierro y el resultado de un análisis posterior sería poco digno de con

BURETA  
de  
TUTWILER



FIG. 3

fianza. Consta la bureta de Tutwiler de una cámara para la admisión de la muestra gaseosa que tiene 3 líneas de aforo: una a 100 ml otra a 110 ml y la última a 120 ml que se hayan colocadas en la parte inferior, a continuación de la línea de 120, se estrecha y va a terminar en un tubo que es uno de los lados de una válvula sencilla que comunica a una botella de nivelación. En el otro extremo tiene la bureta una válvula de dos pasos uno de ellos comunica con el tubo de admisión de muestreo y el otro con un tubo graduado en décimos de centímetro cúbico en él se coloca la solución valorada de yodo.

La manipulación del aparato es sencilla, consiste en llenar de agua mediante la botella de nivelación la cámara aforada hasta que se derrame por el tubo de admisión de muestreo, para lo cual se mantienen abiertas las dos válvulas, una vez llena la cámara con agua destilada a la que se ha agregado solución de almidón soluble que servirá de indicador, se cierra la válvula superior, se reduce la salida del gas de la línea a un mínimo y se conecta con un tubo de hule al tubo de admisión de muestra, inmediatamente se abre la válvula superior a fin de dar paso al gas al interior del aparato, entonces el nivel del agua empieza a bajar hasta llegar a la línea de aforo de 100ml. cerrándose en ese momento la válvula superior y desconectando el tubo de hule, a continuación se iguala el nivel de la botella de nivelación con la línea de aforación de 100 ml. y se deja escapar el gas lentamente, se cierra la válvula superior, se sube el aparato con respecto a la botella de nivelación hasta que el nivel baja a la línea de aforo de 120

ml. y se cierra la válvula inferior, se desconecta el tubo de hule del frasco de nivelación, En esta forma se tiene aislada una muestra de 100 ml. del gas por analizar, el tubo graduado que hace las veces de bureta, deberá estar lleno de solución valorada de yodo, la cual se irá agregando en pequeñas porciones seguidas siempre de energica y cuidadosa agitación a fines de activar la reacción entre el yodo y el ácido sulfhídrico, se continúa la adición de solución de yodo hasta que el color azul del yoduro de almidón sea permanente. Por un sencillo cálculo estequiométrico se conoce el porcentaje de ácido sulfhídrico en la muestra.

La muestra que se tomo en el cilindro es llevada al laboratorio en donde se analiza mediante dos aparatos; el más importante de ellos es el Aparato de Análisis por Destilación Fraccionada a Baja Temperatura, el otro es el Aparato de Análisis Orsat. La operación en conjunto de ambos aparatos permite efectuar el resto del análisis.

El aparato de Análisis por destilación fraccionada a baja temperatura (Fig. 4) consta de lo siguiente; dos columnas de destilación empacadas con una helice multifilar de alambre de cobre, cada uno de cuyos filamentos es una nueva helice, constituyendo un conjunto muy compacto, que al distribuir el flujo uniformemente tanto del gas como del reflujo, permite una fraccionación cuantitativa de los gases a analizar. Esas columnas son de tubo de vidrio Pyrex, y en su extremo inferior llevan un bulbo que comunica a la válvula de admisión de muestra (1) la cual será recibida en su interior para ser destilada



da a través de la columna empacada, cubriendo las columnas -- vienen unas camisas de vidrio Pyrex de pared doble y en cuyo interior al vacío, guardan un reflector metálico a fin de lograr un aislamiento casi perfecto. En la parte superior de la columna donde queda libre de empaque, entran los extremos unidos de un termopar de fierro constantano, y un tubo de cobre que servirá para llevar el gas que haya sido fraccionado, en la columna a la válvula (2) de tres pasos en donde se comunica la columna en operación con el sistema de medición.

En la parte superior de la columna, rodeándola y a la -- vez envuelta por la camisa al vacío, hayase una vasija metálica (3) en cuyo interior se va a recibir, almacenar y distribuir el aire líquido que viene de una botella termos (4). Ese aire líquido servirá para enfriar la parte superior de la columna, o bien en caso de necesitarse, permitir la alimentación de aire líquido al espacio existente entre la columna y la ca missa enfriadora.

En el extremo de la columna y rodeando al tubo de cobre y al termopar se encuentra un empaque impregnado y recubierto de cer nito resistente al alto vacío y a las variaciones de tem peratura. El tubo de cobre pasa a un sistema múltiple de válvulas que se halla constituido así:- Válvula (2) de tres pasos que permite cambiar la columna, válvula (5) de un paso -- que permite regular la presión de destilación de la columna -- mediante el manómetro (6) que se haya entre las válvulas (2)- y (5). Después de la válvula (5) que regula la presión de la columna, viene la válvula (7) de tres pasos que comunica a un

manómetro de rama cerrada de válvula de sello de mercurio; en seguida están las válvulas (8) y (9) que comunican a unos frascos calibrados de uno y tres galones respectivamente los cuales se hayan sumergidos en un baño cuya temperatura se controla por un termómetro durante la destilación. Finalmente se haya la válvula (10) que comunica a la bomba de vacío por uno de sus extremos y por el otro se une mediante un tubo con un sistema de 3 válvulas de tres pasos unidas a sendas buretas - colectoras de fracciones y a un manómetro de rama abierta el extremo libre de las buretas colectoras de fracciones se encuentra unido mediante tubos de hule a 3 frascos de nivelación. Lo anteriormente descrito abarca el sistema de destilación y el sistema de medición de gas destilado, hay un sistema de adición de muestra que consiste de una válvula de aguja sin empaque, que conecta por un extremo al cilindro de gas y por el otro a un tubo lavador de gas lleno de solución de KOH al 30% pasa después el gas por dos tubos secadores llenos con cloruro de calcio granulado de 8 mallas pasa después a una conexión "Y" donde uno de los extremos comunica a un manómetro (11) de una rama abierta que sirve para regular la velocidad de admisión de muestra, el otro extremo se une mediante un tubo de hule a la válvula (1) que sirve para regular la entrada al bulbo acumulador de muestra. Rodeando al bulbo acumulador de muestra se haya una botella termos (12) de boca ancha en cuyo interior se haya suspendido un vaso y entre la pared del vaso y la de la botella termos hay aire líquido que sirve como medio de enfriamiento al bulbo destilador. En torno al bulbo --

destilador se encuentra arrollada una resistencia (13) de alambre de nicrome cuyos extremos estan conectados a un reostato transformador que sirve para regular el calentamiento de las fracciones menos volátiles. El termopar (14) que sirve para conocer la temperatura de destilación va conectado a un potenciómetro alimentado por una pila de 1.5 Volta y en el que la escala del cuadrante da directamente la lectura en grados-centígrados desde -200 hasta - 40.

Al iniciar la destilación, hay una fracción que pasa a temperatura inferior a  $-161^{\circ}\text{C}$ . y está constituida por hidrógeno y metano en proporciones variables, esta fracción incondensable se recibe en una de las buretas colectoras de fracciones y se mide cuidadosamente, igualando niveles con el frasco de nivelación, cuando termina de pasar la fracción incondensable, se empieza a recibir el gas en uno de los frascos calibrados a los cuales se ha hecho el vacío previamente, anotándose las presiones parciales de la fracciones que van destilando y las temperaturas a las que se destilan con lo cual puede facilmente calcularse su composición, pues según la ley de Dalton "En una mezcla gaseosa, las presiones parciales de cada uno de los componentes es directamente proporcional a su concentración, e igual a la que tendría si ocupara el volumen total de la mezcla". Por supuesto que dicha Ley es solo para gases perfectos; pero en las condiciones en que se trabaja: vacío y temperatura ambiente, los gases con que se trabaja, inclusive los pentanos, se comportan como si fueran gases perfectos.

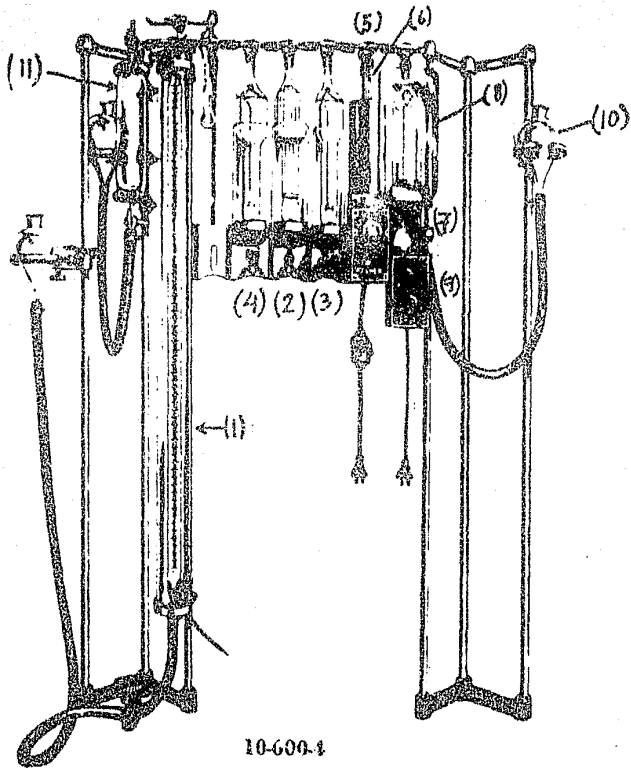


FIG. 5

La fracción incondensable que se separa al principio del análisis se conserva a fin de determinar mediante el aparato de análisis Orsat su contenido de hidrógeno y metano.

El aparato de análisis Orsat en que se hace la separación de hidrógeno y metano (Fig. 5) es un Modelo Universal de Analizador de precisión de gas de la casa Fisher, y consta de lo siguiente: Una bureta medidora de gas (1) que se encuentra rodeada de un baño de agua a temperatura determinada y conectada por su parte inferior a una botella de nivelación llena de mercurio, consta de 3 unidades absorbedoras dos de contacto y una de burbujeo, las de contacto llevan pirogalato de potasio (2), una de ellas, y la otra cloruro cuproso en solución clorhídrica (3), la de burbujeo (4) contiene solución de potasa al 30% además una unidad de combustión fraccionada, (5) que consta de un tubo (6) que lleva en su interior óxido de cobre y una mufla que lo rodea y lleva incluido un control termostático para fijar las diferentes temperaturas requeridas para la combustión fraccionada; finalmente viene una unidad para combustión lenta (7) que consta de una pipeta de cristal Pyrex, un cristal de seguridad (8) colocado enfrente de la pipeta y en la parte inferior un transformador variable (9) - que sirve para controlar la temperatura de una resistencia de platino que se encuentra en el interior de la pipeta, de la parte inferior de la pipeta sale un tubo que conecta a un frasco de nivelación que contiene mercurio (10).

La muestra que se ha analizado en una pipeta para gas, (11) se pasa a la bureta medidora (1), desplazando al mercurio que

la llena, una vez medida, se introduce en la unidad de combustión fraccionada que previamente se ha calentado hasta  $250^{\circ}$  -  $300^{\circ}\text{C}$ . con lo cual el hidrógeno presente reacciona con el óxido de cobre y da agua con lo cual hay una contracción de volúmen, se hace la medición y la contracción de volúmen se considera como el volúmen ocupado por el hidrógeno. Una vez determinado el hidrógeno, se procede a determinar el metano, lo cual se logra por combustión lenta, para ello se agrega una cantidad conocida de oxígeno, que represente el necesario para la combustión y un 10%-15% de exceso, entonces se coloca el oxígeno en la pipeta de combustión lenta, se calienta la resistencia de cobre hasta un color amarillo brillante, una vez conseguido esto, se inicia la introducción de la muestra, lo cual se hace lentamente a fin de prevenir una explosión, así pues, manteniendo la resistencia en las condiciones antes anotadas, se introduce la muestra a razón de 10 ml. por minuto. Una vez terminada la combustión se deja el gas enfriar mediante una corriente de aire que recibe de un tubo que rodea la pipeta de combustión lenta una vez frío se mide y se pasa por el absorbedor de potasa y se mide, calculando así la cantidad de dióxido de carbono producido, que equivale al contenido de metano en la muestra mol por mol. si acaso quedare algo de gas, se trataría de Nitrógeno o helio, lo cual no sería lógico a menos que se tratara de una contaminación, pues en el caso actualmente estudiado se trabaja con gases de refinería, resultado de la desintegración de fracciones pesadas del petróleo o de la reformación de gasolinas pesadas.

El uso del aparato tipo Orsat a que se hace referencia es sencillo y requiere unicamente cuidado en el manejo de las válvulas; para mayor precisión en las mediciones, se cuenta con una bureta de compensación que mantiene una presión constante y un manómetro diferencial con sello, que permite hacer lecturas bastante exactas.

Es indispensable cuidar la frescura de las soluciones y al pasar el gas por lo menos 3 veces antes de hacer una lectura y después repetir la lectura después de absorber nuevamente, hasta obtenerse una lectura constante.

III.- CALCULO DE ABSORCION.

Ante todo es preciso conocer la composición de los gases con los que se va a trabajar, como antes quedó expresado, no se trata del análisis de una muestra sino del promedio de los análisis correspondientes a las plantas Perco y Dubbs según las condiciones actuales de 3.3 Kg/ cm<sup>2</sup> de presión y 44°C. de temperatura, se tiene un volumen de:

Gas perco T-3 = 40,000 m<sup>3</sup>/día    Gas perco T-4 = 10,000 m<sup>3</sup>/día  
 Gas seco Dubbs = 22,000 M<sup>3</sup> día    Gas húmedo Dubbs = 4,000 M<sup>3</sup>/día

Haciendo un cálculo de la composición de la mezcla de los gases de la planta Perco, después de un cálculo de la composición de la mezcla de los de la planta Dubbs, y finalmente de una mezcla final de las dos mezclas parciales se tiene:

PLANTA PERCO.

COMPUESTOS	T-3		T-4		MEZCLA PERCO
	% mols	0.8(T-3)	%mols	0.2(T-4)	%Moles.
Acido Sulfhídrico...	0.2	0.16	0.3	0.06	0.22
Hidrógeno.....	9.7	7.76	---	---	7.76
Metano.....	29.5	23.60	6.2	1.24	24.84
Eteno.....	9.5	7.60	11.4	2.28	9.88
Etano.....	23.5	18.80	28.9	5.78	24.58
Propeno.....	8.7	6.96	9.0	1.80	8.76
Propano.....	11.7	9.36	37.9	7.58	16.94
Iso-butano.....	1.0	0.80	2.6	0.52	1.32
Butenos.....	2.0	1.60	2.2	0.44	2.04
n-butanos.....	1.2	0.96	1.5	0.30	1.28
Pentanos y mas....	3.0	2.40	---	---	2.40

La mezcla Perco esta hecha a base de los 40,000 M<sup>3</sup> de gas T-3 con los 10,000 M<sup>3</sup> de gas T-4.

Por otra parte tenemos 22,000 m<sup>3</sup> de gas húmedo Dubbs y - 4000 m<sup>3</sup> de gas seco Dubbs se mezclan para dar la mezcla Dubbs.

A los 50,000 M<sup>3</sup> de mezcla Perco se unen 20,000 m<sup>3</sup> de mezcla Dubbs pues los 6,000 restantes son gastados en los calentadores de la misma planta. con lo cual se tienen 70,000 M<sup>3</sup> de mezcla final.

PLANTA DUBBS.

COMPUESTOS:	Gas Húmedo % Mols	0.8462 (Gas Húmedo)	Gas seco	0.1538 (gas seco)	MEZCLA DUBBS % Mols
Acido Sulfhídrico...	2.3	1.94	2.5	0.38	2.40
Hidrógeno.....	6.1	5.16	---	---	5.16
Metano.....	27.8	23.52	4.0	0.61	24.12
Eteno.....	3.8	3.30	3.1	0.47	3.77
Etano.....	16.6	14.04	17.0	2.61	16.64
Propeno.....	7.3	6.17	7.8	1.20	7.36
Propano.....	19.6	16.58	42.1	6.47	23.00
Iso-butano.....	3.0	2.53	8.0	1.23	3.76
Butenos.....	3.8	3.21	7.2	1.11	4.32
n-butano.....	5.3	4.48	8.3	1.27	5.75
Pentanos y mas.....	4.4	3.72	---	---	3.72

COMPUESTOS:	Mezcla Perco	0.7143 (M.Perco)	Mezcla Dubbs	0.2857 (M.Dubbs)	MEZCLA FINAL.
Acido Sulfhídrico...	0.22	0.15	2.40	0.68	0.83
Hidrógeno.....	7.76	5.54	5.16	1.47	7.00
Metano.....	24.84	16.74	24.12	6.89	24.64
Eteno.....	9.88	7.05	3.77	1.07	8.13
Etano.....	24.58	17.55	16.64	4.75	22.30
Propeno.....	8.76	6.25	7.36	2.10	8.35
Propano.....	16.94	12.10	23.00	6.57	18.70
Iso-butano.....	1.32	0.94	3.76	1.07	2.00
Butenos.....	2.04	1.46	4.32	1.23	2.70
n-butano.....	1.28	0.90	5.75	1.64	2.55
Pentanos y mas.....	2.40	1.71	3.72	1.06	2.80

b).- Aceites de absorción estudiados:-

La absorción en sistemas multicomponentes, es sumamente-compleja, ya que los mismos componentes absorbidos actúan a la vez como componenetas absorbedores, así en el caso presente -

se tiene que usando aceites de peso molecular elevado, hay una selectividad mayor, que empleando aceites de peso molecular bajo; pero por otra parte, se tiene que a mayor peso molecular del aceite, es menor su poder absorbente y mayor su viscosidad a una temperatura dada, por lo que baja la eficiencia de los platos en las torres absorbedoras.

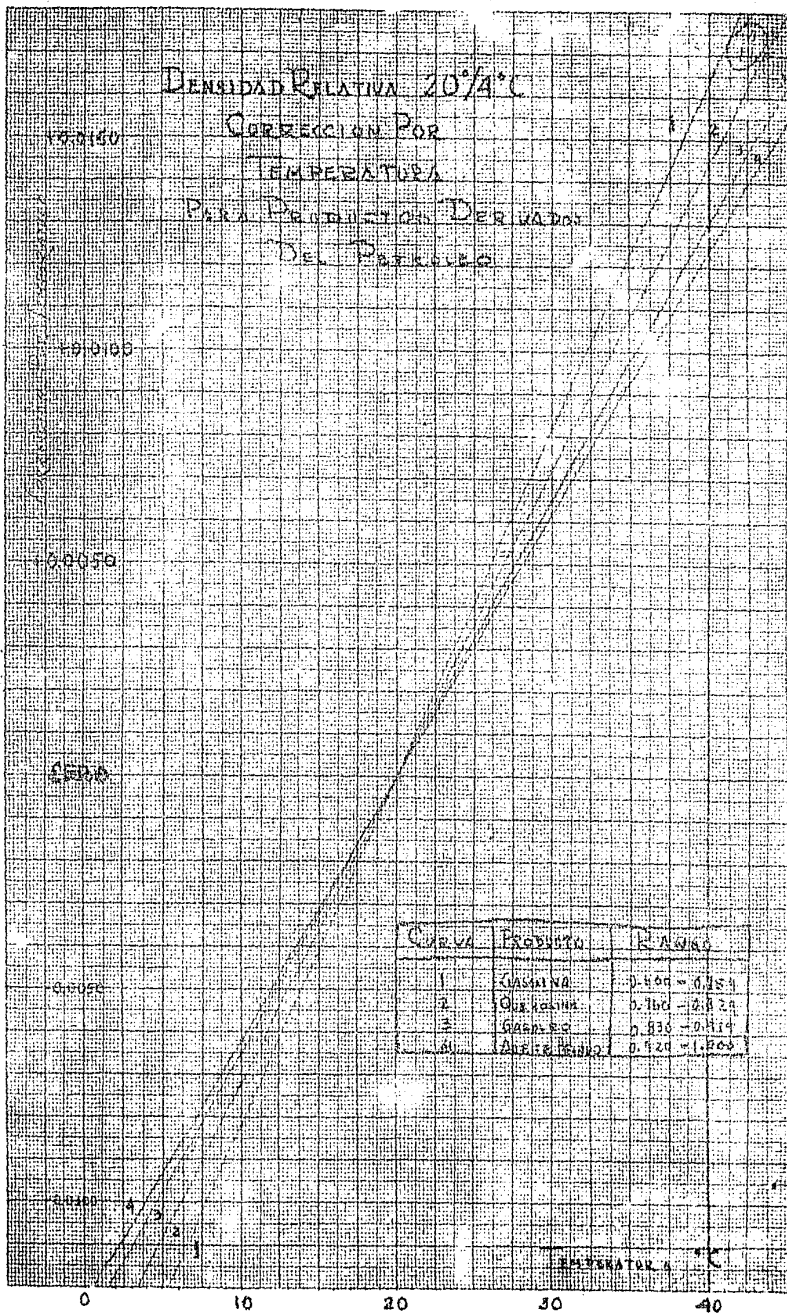
Es importante el efecto de la temperatura sobre la capacidad absorbedora de un aceite considerado; así, a mayor temperatura menor absorción; pero por otra parte debe tenerse en cuenta el efecto de la temperatura sobre la viscosidad del aceite y de esta sobre la eficiencia de los platos; así, a menor temperatura mayor viscosidad y a menos eficiencia, que compensada con una mayor absorción, hay un punto en que alcanza un valor máximo, que corresponde al valor óptimo de la temperatura de absorción para un aceite dado, una presión determinada y una relación de aceite-gas previamente fijada.

Para el cálculo de la Absorción se hace uso de la gráfica del factor de absorción de Kremser, según la presentan revisada Souders y Brown esta misma gráfica será usada después para el cálculo del despunte del aceite rico.

Dicha gráfica está basada en una derivación algebraica - en la cual se ha hecho un balance de materiales para un número "n" de platos teóricos en equilibrio. Se han hecho ciertas suposiciones para mayor sencillas:

1.- El volumen del gas residual es sustancialmente el mismo que el del gas alimentado.

2.- La relación L/V, o sea la relación de moles de aceite



La gas alimentado es constante para el absorbedor.

Nelson recomienda el uso de la siguiente ecuación para el cálculo del factor de absorción de hidrocarburos ligeros, en columnas de platos y la cual se usa junto con la gráfica de Kremser modificada por Souders y Brown.

$$A = \frac{L}{KV} = \frac{3.156 dG}{KM} \quad \text{Si rige la Ley de Raoult: } A = \frac{3.156 dG}{PM} \pi$$

d = Peso específico del aceite de absorción.

G = Galones de aceite de absorción por 1000 pies cúbicos de gas.

K = Constante de equilibrio.

M = Peso molecular del aceite de absorción

P = Presión de vapor del componente en libras por pulgada cuadrada.

$\pi$  = Presión total en la torre absorbidora.

Los aceites que fueron estudiados calculando su poder absorbente frente a la mezcla Perco-Dubbs fueron los siguientes:

Aceite	Peso mol.	Densidad 20/4°C. relativa
Filtrado	280	0.8827
Nilvol	200	0.8000
Gasoleo	218	0.0.8370

El estudio que se hizo de los aceites fué el siguiente:

Cálculo del poder absorbente de los aceites frente a la mezcla Perco-Dubbs a tres temperaturas dadas y a las relaciones de aceite gas 11.5 Gal/1000 pies cúbicos y 25 Gal/1000 pies cúbicos, siendo 11.5 Gal/1000 pies cúbicos un valor estimado de la recirculación actual y 25/1000 pies cúbicos valor que se propone para las nuevas condiciones de operación.

Aceite	P.Mol.	Dens.Rel. 20/4	Dens.Rel. 18°C.	Dens.Rel. 30°C.	Dens.Rel. 40°C.
Filtrado	280	0.8827	0.8813	0.8899	0.8972
Nilvol	200	0.8000	0.7987	0.8063	0.8130
Gasoleo	218	0.8370	0.8356	0.8442	0.8515

CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE ABSORCION.

Aceite	Clave	18°C.	30°C.	40°C.	18°C. y 25 Gal/1000 pies cúbic os.
Filtrado	A1	A1a	A1b	A1c	A <sub>1a</sub> '
Nilvol	A2	A2a	A2b	A2c	A <sub>2a</sub> '
Gasoleo	A3	A3a	A3b	A3c	A <sub>3a</sub> '

$$\begin{aligned}
 A_{1a} &= \frac{3.156 \times 0.8813 \times 11.5}{280 \text{ K}} = 0.1042 \text{ K} & A_{1a}' &= \frac{3.156 \times 0.8813 \times 25}{280 \text{ K}} = 0.2265 \text{ K} \\
 A_{1b} &= \frac{3.156 \times 0.8899 \times 11.5}{280 \text{ K}} = 0.1052 \text{ K} & A_{1b}' &= \frac{3.156 \times 0.8899 \times 25}{280 \text{ K}} = 0.2288 \text{ K} \\
 A_{1c} &= \frac{3.156 \times 0.8972 \times 11.5}{280 \text{ K}} = 0.1065 \text{ K} & A_{1c}' &= \frac{3.156 \times 0.8972 \times 25}{280 \text{ K}} = 0.2310 \text{ K} \\
 A_{2a} &= \frac{3.156 \times 0.7987 \times 11.5}{200 \text{ K}} = 0.1447 \text{ K} & A_{2a}' &= \frac{3.156 \times 0.7987 \times 25}{200 \text{ K}} = 0.3195 \text{ K} \\
 A_{2b} &= \frac{3.156 \times 0.8063 \times 11.5}{200 \text{ K}} = 0.1463 \text{ K} & A_{2b}' &= \frac{3.156 \times 0.8063 \times 25}{200 \text{ K}} = 0.3178 \text{ K} \\
 A_{2c} &= \frac{3.156 \times 0.8130 \times 11.5}{200 \text{ K}} = 0.1475 \text{ K} & A_{2c}' &= \frac{3.156 \times 0.8130 \times 25}{200 \text{ K}} = 0.3208 \text{ K} \\
 A_{3a} &= \frac{3.156 \times 0.8356 \times 11.5}{218 \text{ K}} = 0.1390 \text{ K} & A_{3a}' &= \frac{3.156 \times 0.8356 \times 25}{218 \text{ K}} = 0.3020 \text{ K} \\
 A_{3b} &= \frac{3.156 \times 0.8442 \times 11.5}{218 \text{ K}} = 0.1405 \text{ K} & A_{3b}' &= \frac{3.156 \times 0.8442 \times 25}{218 \text{ K}} = 0.3055 \text{ K} \\
 A_{3c} &= \frac{3.156 \times 0.8515 \times 11.5}{218 \text{ K}} = 0.1417 \text{ K} & A_{3c}' &= \frac{3.156 \times 0.8515 \times 25}{218 \text{ K}} = 0.3080 \text{ K}
 \end{aligned}$$

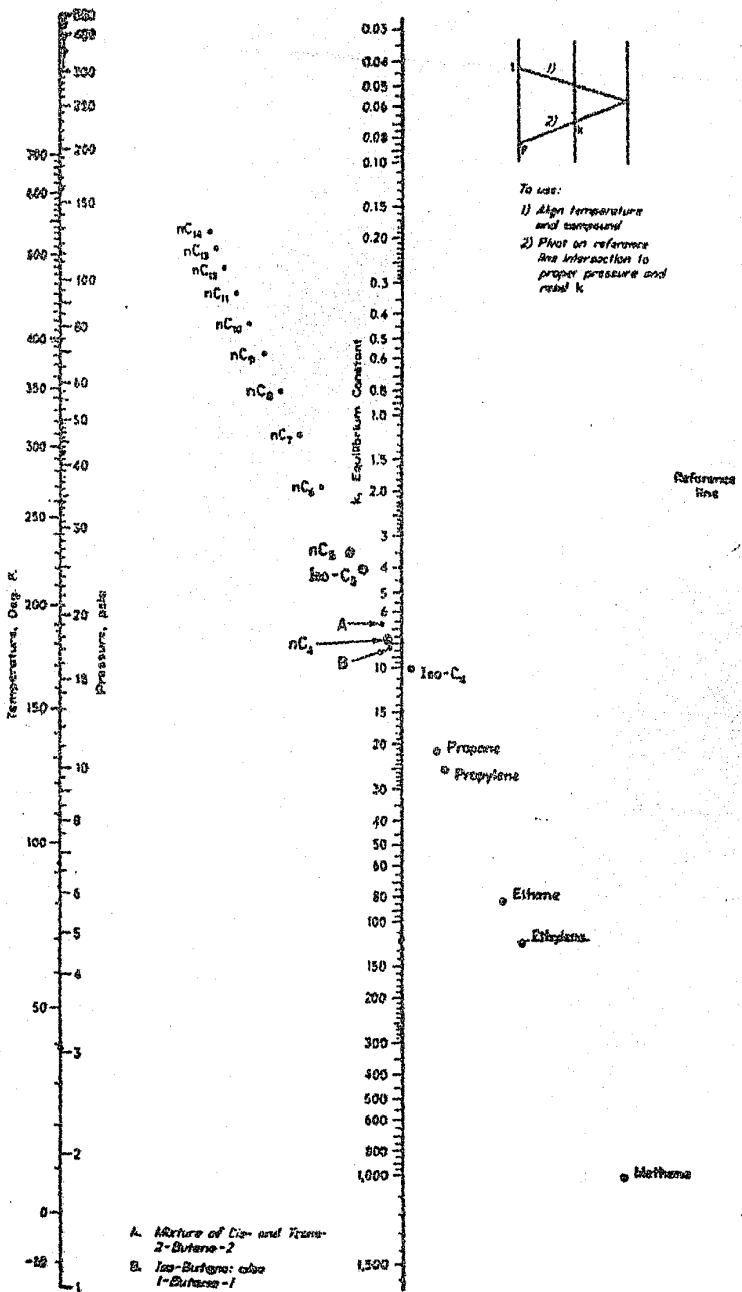


Fig. 104—Equilibrium constants for multicomponent hydrocarbon systems (at various temperatures). (MORR and Spring, Ind. Eng. Chem.) (Revised page 783)

Los valores de K para los componentes de la mezcla Perco Dubba se determinan en función de la presión y la temperatura de la torre. Como se trata de un estudio comparativo de los aceites disponibles, se considerará la torre como constituida por un número infinito de platos en equilibrio. Con lo cual se podrá comparar el efecto de la variación de flujo y temperatura en un aceite dado, y del cambio de aceite para las mismas condiciones de temperatura y flujo.

Es necesario aclarar que se trata únicamente de Temperatura y número de platos supuestos y que posteriormente se hará el cálculo de la absorción en las condiciones en que actualmente opera la planta.

Como presión de operación se usará la de 3.3 kilogramos por centímetro cuadrado, que corresponde a la que tiene actualmente la torre. Con lo cual se podrá hacer una comparación del comportamiento de los 3 aceites a diferentes temperaturas y el aumento de la absorción cuando aumenta la relación de aceite-gas.

ACEITE FILTRADO.

M = 280

$$A = 0.1042/K$$

$$A = 0.2265/E$$

Compuestos	Mezcla	K	A	Mole- Absorb	Gas -- Abs. %	A	Moles Abs.	Gas-- Abs. %
Ac. Sulhídrico	0.83	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Hidrógeno	7.00	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Metano	24.64	34.00	0.00367	0.0904	1.83	0.00666	0.1640	1.62
Eteno	8.13	9.00	0.01158	0.0942	1.91	0.02518	0.2047	2.01
Etano	22.30	6.50	0.01605	0.3575	7.24	0.03485	0.7770	7.66
Propeno	8.35	2.12	0.04920	0.4110	8.32	0.10700	0.8930	8.80
Propano	18.70	1.80	0.05790	1.0820	21.89	0.12590	2.3550	23.20
Iso-butano	2.00	0.75	0.13900	0.2780	5.68	0.30200	0.6040	5.95
Butenos	2.70	0.54	0.19310	0.5215	10.56	0.41900	1.1310	11.15
n-butano	2.55	0.47	0.22200	0.5670	11.48	0.48200	1.2290	12.01
Pentanos y mas	2.80	0.19	0.54900	1.5370	31.09	1.19200	2.8000	27.60
				4.9386			10.1577	

ACEITE FILTRADO.

M = 280

A = 0.1052/K

A = 0.2280 K

Compuestos	Mezcla	K	A	Moles Abs.	Gas - Abs. %	A	Moles Abs.	Gas - Abs. %
Ac. Sulhídrico	0.83	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Hidrógeno	7.00	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Metano	24.64	35.50	0.00297	0.0732	2.02	0.00643	0.1585	2.05
Eteno	8.13	10.50	0.01002	0.0829	2.29	0.02170	0.1765	2.25
Etano	22.30	8.00	0.01317	0.2935	8.08	0.02850	0.6350	8.09
Propeno	8.35	2.80	0.03760	0.3140	8.65	0.08150	0.6810	8.67
Propano	18.70	2.35	0.04480	0.8375	23.08	0.09710	1.8170	23.14
Iso-butano	2.00	1.04	0.10120	0.2024	5.58	0.21900	0.4380	5.58
Butenos	2.70	0.76	0.13870	0.3745	10.36	0.30000	0.8100	10.31
n-butenos	2.55	0.68	0.15500	0.3960	10.92	0.35550	0.8550	10.89
Pentanos y mas	2.80	0.28	0.37600	1.0520	29.02	0.81500	2.2800	29.02
							7.8510	

ACEITE FILTRADO.

M = 280

A = 0.1063/K

A = 0.231/K

Compuestos	Mezcla	K	A	Moles Abas.	Gas - Abas. %	A	Moles Abas.	Gas - Abas. %
Ac. Sulfhídrico	0.83	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
H. Argeno	7.00	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Metano	24.64	38.00	0.00280	0.0690	2.39	0.00608	0.1449	0.38
Eteno	8.13	12.00	0.00887	0.0722	2.50	0.01925	0.1565	2.49
Etano	22.30	8.80	0.01209	0.2695	9.32	0.02625	0.5850	9.32
Propeno	8.35	3.30	0.03225	0.2690	9.30	0.07000	0.5840	9.30
Propano	18.70	2.90	0.03670	0.6860	23.72	0.07470	1.4910	23.75
Iso-butano	2.00	1.32	0.08060	0.1612	5.58	0.17500	0.3500	5.58
Butenos	2.70	1.02	0.10420	0.2815	9.74	0.22630	0.6110	9.73
n-butenos	2.55	0.91	0.11700	0.2990	10.33	0.25400	0.6470	10.31
Pentanos y mas	2.80	0.38	0.28000	0.7840	27.12	0.60800	1.7030	27.12

2.8914

ACEITE NILVOL.

M = 200

A = 0.1447/K

A = 0.3195 K

Compuestos	Mezcla	K	A	Mole Absorb.	Gas - Abs. %	A	Moles Abs.	Gas - Abs. %
Ac. Sulfhídrico	0.83	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Hidr6geno	7.00	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Metano	24.64	34.00	0.00426	0.1050	1.54	0.00925	0.2280	1.75
Eteno	8.13	9.00	0.01609	0.1308	1.92	0.03495	0.2840	2.18
Etano	22.30	6.50	0.02227	0.4965	7.29	0.04840	1.0800	8.30
Propeno	8.35	2.12	0.06520	0.5440	7.99	0.14850	1.2400	9.53
Propano	18.70	1.80	0.08040	1.5020	22.07	0.17480	3.2650	25.10
I-butano	2.00	0.75	0.19300	0.3860	5.66	0.41950	0.8390	6.46
Butenos	2.70	0.54	0.26800	0.7230	10.62	0.58250	1.5720	12.08
n-butano	2.55	0.47	0.30800	0.7810	11.57	0.66900	1.7050	13.10
Pentanos y mas	2.80	0.19	0.76200	2.1350	31.34	1.65700	2.8000	21.50
				6.8093			13.0130	

1  
3

ACEITE NILVOL.

M = 200

A = 0.1463/K

A = 0.3178/K

Compuestos	Mezcla	K	A	Moles Absorb	Gas- Abg %	A	Moles Abs.	Gas - Abs %
Ac. Sulfhídrico	0.83	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Hidrógeno	7.00	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Metano	24.64	35.50	0.00412	0.1014	2.01	0.00895	0.2205	2.09
Eteno	8.13	10.50	0.01394	0.1134	2.25	0.03025	0.2460	2.33
Etano	22.30	8.00	0.01830	0.4075	8.09	0.03970	0.8850	8.38
Propeno	8.35	2.80	0.05230	0.4370	8.66	0.11340	0.9430	8.93
Propano	18.70	2.35	0.06230	1.1640	23.10	0.13530	2.5300	23.97
I-butano	2.00	1.04	0.14080	0.2816	5.58	0.30550	0.6110	5.79
Butenos	2.70	0.76	0.19270	0.5200	10.32	0.41800	1.1300	10.70
N-butenos	2.55	0.68	0.21550	0.5510	10.92	0.46750	1.1920	11.29
Pentanos y mas	2.80	0.28	0.52300	1.4640	29.07	1.13500	2.8000	26.52
				5.0399			10.5575	

ACEITE NILVOL.

M = 200

$$A = 0.1475/K$$

$$A = 0.3208/K.$$

Compuesto	Mezcla	K	A	Mole Absorb	Gas-Absorb%	A	Moles Abs.	Gas-Abs%
Ac. Sulfhídrico	0.83	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Hidrógeno	7.00	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Metano	24.64	38.00	0.00388	0.0951	2.38	0.00844	0.2080	2.36
Eteno	8.13	12.00	0.01230	0.1001	2.49	0.02675	0.2175	2.47
Etano	22.30	8.80	0.01677	0.3735	9.30	0.03645	0.8125	9.22
Propeno	8.35	3.30	0.04870	0.3730	9.29	0.09730	0.9250	10.50
Propano	18.70	2.90	0.05090	0.9520	23.73	0.11080	0.0100	23.48
I-butano	2.00	1.32	0.11700	0.2340	5.83	0.24300	0.4600	5.29
Butenos	2.70	1.02	0.14450	0.3900	9.72	0.31450	0.8490	9.64
N-butenos	2.55	0.91	0.16200	0.4135	10.32	0.35250	0.8990	10.20
Pentanos y más	2.80	0.38	0.38800	0.0870	26.94	0.84500	2.3650	26.84
				4.0188			8.8120	

GASOLEO

M<sub>2</sub> 216

A = 0.1390/K

A = 0.3020/K

Compuestos	Mezcla.	K	A	Moles Abs.	Gas Abs. %	A	Moles Abs.	Gas Abs. %
Ac. Sulhídrico	0.53	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Hidrógeno	7.00	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Metano	24.64	34.00	0.00409	0.1009	1.54	0.00889	0.2190	1.73
Eteno	8.13	9.00	0.01545	0.1257	1.91	0.03355	0.2727	2.16
Etano	22.30	6.50	0.02140	0.4770	7.27	0.04650	1.0310	8.21
Propeno	8.35	2.12	0.06560	0.5480	8.35	0.14250	1.1900	9.42
Propano	18.70	1.80	0.07725	1.4440	21.95	0.16800	3.1550	24.98
I-butano	2.00	0.75	0.18540	0.3708	5.65	0.40300	0.2060	6.38
Butenos	2.70	0.54	0.25750	0.6950	10.59	0.55900	1.5100	11.95
n-butanos	2.55	0.47	0.29600	0.7560	11.52	0.64300	1.6400	12.99
Pentanos y más	2.80	0.19	0.73200	2.0470	31.21	1.59000	2.2000	22.18
				6.5644			12.6297	

GASOLEO.

M = 218

A = 0.1405/K

A = 0.3055/K.

Compuestos	Mezcla	K	A	Moles Abs.	Gas Abs. %	A	Moles abs.	Gas Abs. %
Ac. sulfhídrico	0.83	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Hidrógeno	7.00	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Metano	24.64	35.50	0.00396	0.0976	2.03	0.00861	0.2123	2.07
Eteno	8.13	10.50	0.01338	0.1088	2.26	0.02910	0.2367	2.31
Etano	22.30	8.00	0.01758	0.3915	8.12	0.03820	0.8520	8.31
Propeno	8.35	2.80	0.05020	0.4190	8.70	0.10910	0.9110	8.88
Propano	18.70	2.35	0.05280	1.0990	22.80	0.13000	2.4300	23.68
I-butano	2.00	1.04	0.13500	0.2700	5.60	0.29370	0.5874	5.72
Butenos	2.70	0.76	0.18500	0.4990	10.36	0.40200	1.0850	10.57
n-butanos	2.55	0.68	0.20700	0.5290	10.98	0.44900	1.1440	11.16
Pentanos y más	2.80	0.28	0.50200	1.4050	29.15	1.09100	2.8000	27.30
				4.8189			10.2584	

33

GASOLEO

M = 218

A = 0.1417/K

A = 0.3080/K

Compuesto	Mezcla	K	A	Moles Abs.	Gas - Abs. %	A	Moles Abs.	Gas - Abs. %
Ac. Sulfhídrico	0.83	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Hidrógeno	7.00	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Metano	24.64	38.00	0.00373	0.0919	2.38	0.00811	0.2000	2.39
Eteno	8.13	12.00	0.01180	0.0960	2.49	0.02565	0.2085	2.49
Etano	22.30	8.80	0.01610	0.3587	9.31	0.03500	0.7800	9.33
Propeno	8.35	3.30	0.04290	0.3585	9.30	0.09340	0.7800	9.33
Propano	18.70	2.90	0.04890	0.9140	23.72	0.10620	1.9870	23.78
I-butano	2.00	1.32	0.10730	0.2146	5.56	0.23350	0.4670	5.59
Butenos	2.70	1.02	0.13890	0.3745	9.71	0.30200	0.8150	9.75
n-butanos	2.55	0.91	0.15730	0.4020	10.42	0.33850	0.8620	10.21
Pentanos y más	2.80	0.38	0.37300	1.0440	27.10	0.81000	2.2670	27.13
				3.8542			8.3665	

Según puede ser reducido de los valores expresados en las tablas anteriores; el de mayor selectividad, pues el porcentaje absorbido de compuestos pesados es mayor, sin duda es el aceite filtrado que se obtiene como subproducto en la extracción de la parafina y el cual es fácil conseguirlo a baja temperatura. Sin embargo el de mayor poder absorbente es el aceite Nilvol. El gasoleo sin tener el poder absorbente del aceite Nilvol y sin la selectividad del aceite filtrado, presenta sin embargo características no del todo malas.

Si fuera a trabajarse efectivamente en una torre de un número infinito de platos, sería prácticamente indiferente escoger uno u otro; pero tratándose de una torre ya diseñada y construida, y cuyas características no es económico ni aconsejable cambiar, debe tenerse como inmutable y ajustar material y condiciones de trabajos en su punto económico óptimo ante todo hay que considerar la torre desde el punto de vista de su eficiencia, es esta una característica de vital importancia que puede ser decisiva.

En una forma estimativa, se puede considerar de acuerdo con Nelson que la eficiencia dentro de condiciones normales de operación en una torre puede ser considerada como una función de la viscosidad y que para los propósitos prácticos que se persiguen puede considerarse ligada con la siguiente ecuación.

$$\text{Eff.} = 0.17 - 0.616 \log_{10} \mu$$

A continuación se expresa la viscosidad y la eficiencia para cada uno de los tres aceites en las tres temperaturas consideradas.

sideradas.

	$\mu$			0.616 log. $\mu$		
	18°C.	30°C.	40°C.	18°C.	30°C.	40°C.
Filtrado	6.250	3.550	1.850	0.490	0.3385	0.1643
Nilvol	1.783	1.485	1.135	0.1557	0.1055	0.3385
Gasoleo	2.030	1.560	1.305	0.1893	0.1188	0.0708

	Eficiencia		
	18°C.	30°C.	40°C.
Filtrado	-----	-----	0.0057
Nilvol	0.0143	0.0645	0.13615
Gasoleo	-----	0.0512	0.0992

Como puede verse la eficiencia de la torre trabajando con el aceite nilvol es mayor en grado considerable respecto a las eficiencias con los otros aceites y aumenta con la temperatura, factor que será muy importante al fijar las condiciones óptimas de operación de la torre absorbadora pues si por alguna parte aumenta la eficiencia de la torre al aumentar la temperatura y disminuir la viscosidad, también disminuye considerablemente la absorción.

c).- Cálculo de la absorción en las condiciones actuales.

Uno de los valores que es necesario fijar a partir de los datos que de la planta se obtuvieron, es la relación aceite--gas y que se emplea en la fórmula del cálculo de la absorción. Se expresa en galones de aceite pobre recirculado por cada -- 1000 pies cúbicos de gas a 60°F y 760 mm Hg. de presión.

$$\text{FLUJO DE GAS} = 70.000 \text{ M}^3/\text{día} = 70.000 \times 35.31 \text{ pies}^3/\text{día} \\ (3.3 \text{ Kg}/\text{cm}^2 \text{ y } 44^\circ\text{C.})$$

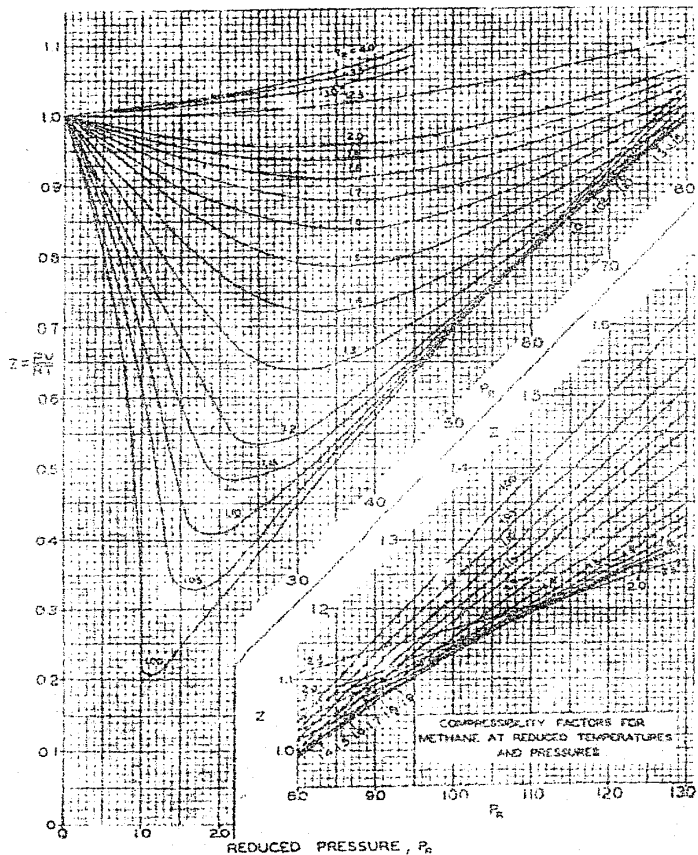


Figure 1.

From Section One "Natural Gasoline and Volatile Hydrocarbons" by Brown, Katz, Oberfell and Alden.

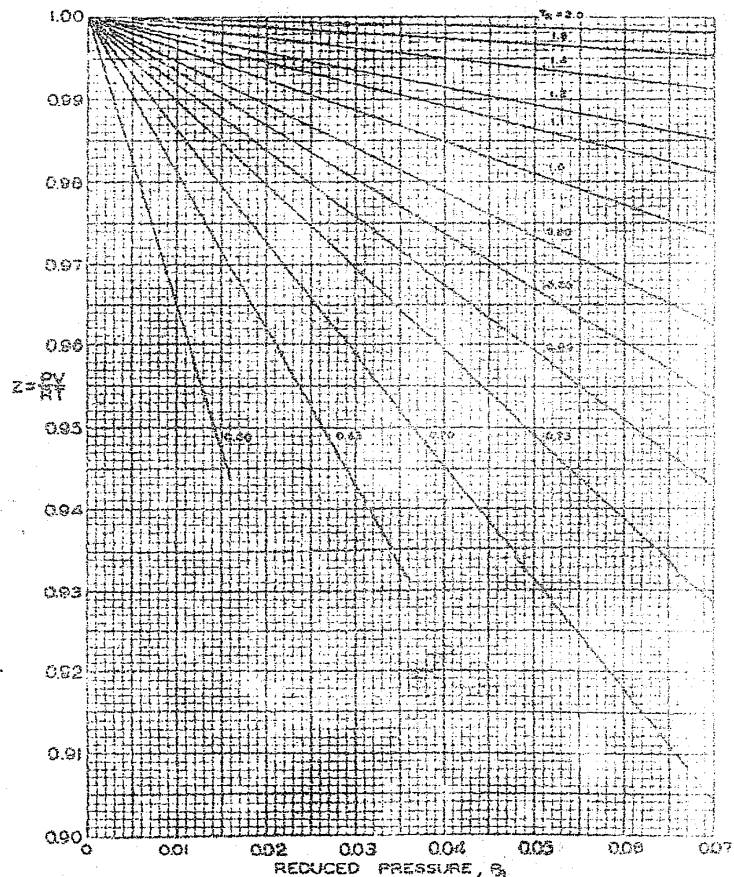


Fig. 2—Values for compressibility factor ( $Z$ ) at low pressures and temperatures.

$$\begin{aligned} \text{FLUJO DE ACEITE} &= 427.500 \text{ lts/día} = \frac{427.500}{3.785} \text{ gal/día} = \\ &= 110.500 \text{ gal/día} \end{aligned}$$

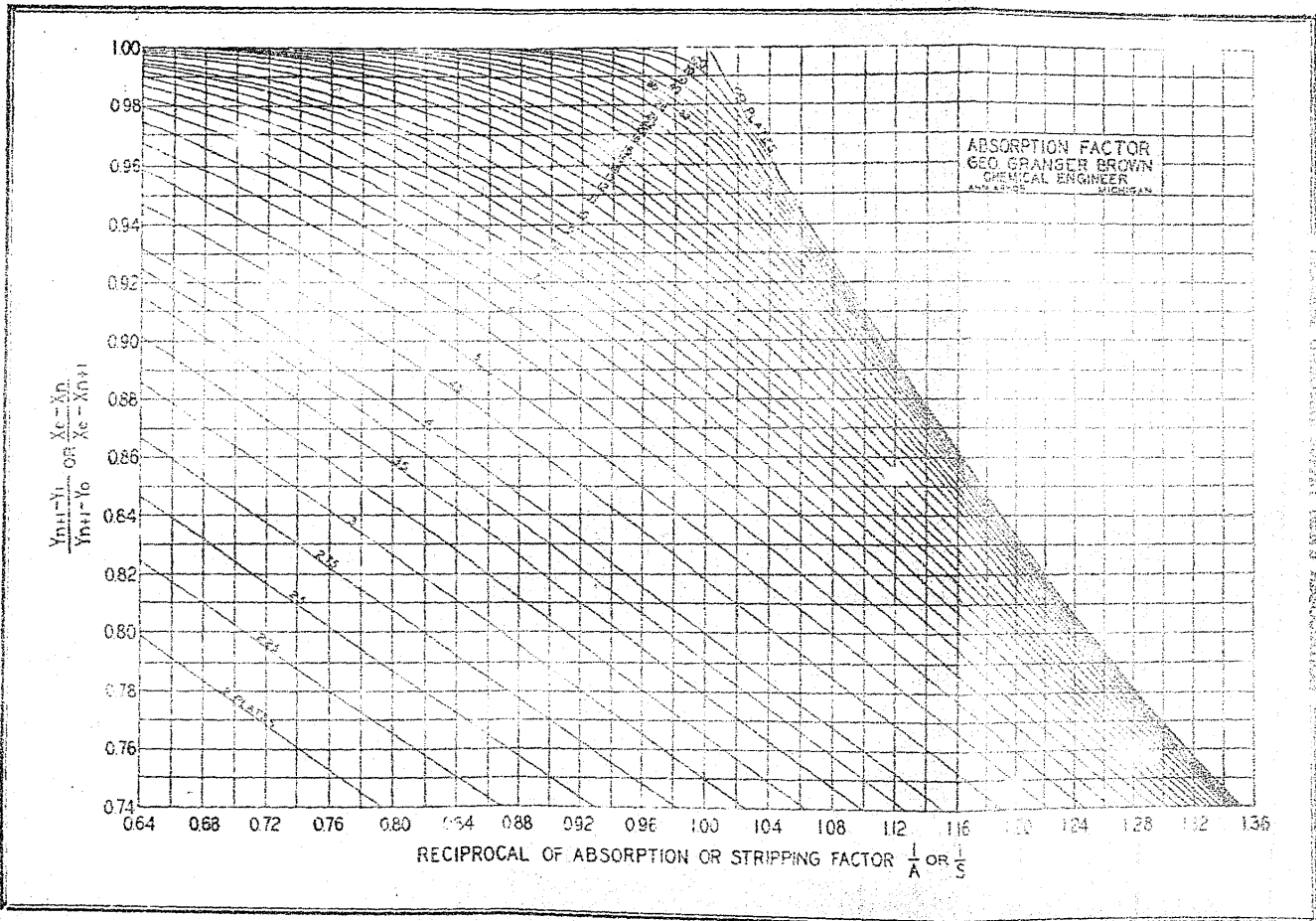
Corrección del flujo de gas a las condiciones pedidas -- por la ecuación.

Haciendo uso de la gráfica de Watson y Smith se puede -- calcular el factor de la compresibilidad, para lo cual es necesario calcular la presión y temperatura crítica aparentes -- de la mezcla, pues la gráfica relaciona temperatura y presión reducida contra compresibilidad.

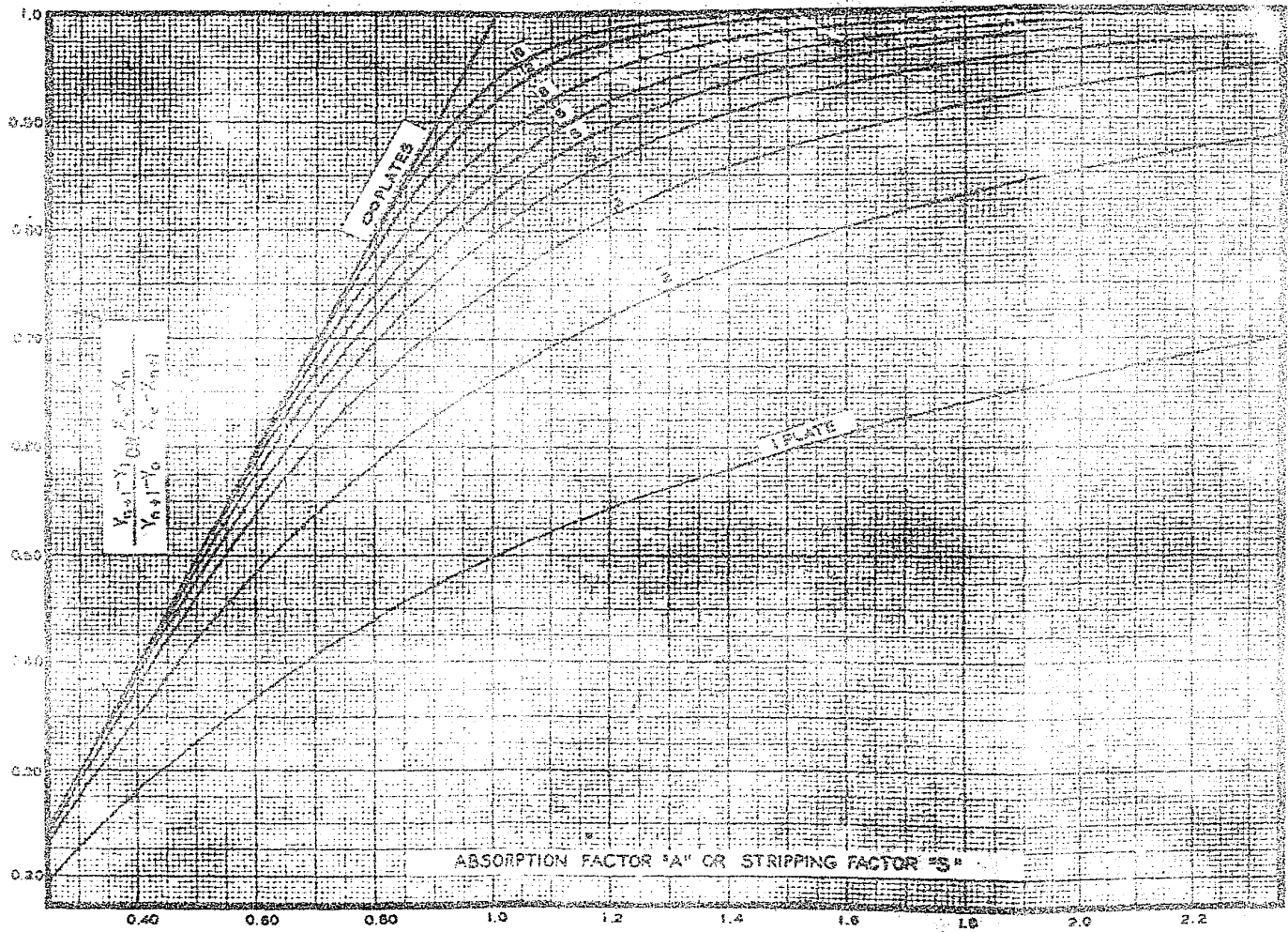
COMPUESTO:	Tc °F	Pc lb/pie <sup>2</sup> abs.	Tc °R	Mezcla
Ac. Sulfhídrico	212.9	1300.7	679.2	0.83
Hidrógeno	-430.0	188.0	30.0	7.00
Metano	-115.8	673.0	344.2	24.64
Eteno	49.8	742.1	509.8	8.13
Etano	90.1	708.3	550.1	22.30
Propeno	196.5	667.2	656.3	8.35
Propano	206.2	617.4	666.2	18.70
Iso-butano	274.6	528.0	734.6	2.00
Buteno	292.0	580.2	752.5	2.70
Normal butano	305.6	550.7	765.6	2.55
Pentanos y mas	370.0	483.8	830.0	2.80

	Frac. Pc.	Frac. Tc.
Ac. Sulfhídrico	10.84	5.63
Hidrógeno	13.15	2.10
Metano	166.00	84.80
Eteno	60.30	41.40
Etano	158.00	122.50
Propeno	55.70	54.80
Propano	115.30	123.80
Iso-butano	10.56	14.67
Buteno	15.65	20.30
Normal butano	14.02	19.50
Pentanos y más	13.52	23.22
<b>TOTAL:</b>	<b>633.04</b>	<b>512.72</b>

La ecuación de los Gases perfectos queda así, después de introducir el factor de compresibilidad "z"



PUBLISHED BY THE AMERICAN CHEMICAL SOCIETY



$$\frac{P V}{R T} = z \dots \frac{P_0 V_0}{T_0 z_0} = \frac{P_1 V_1}{T_1 z_1} ; V_1 = \frac{P_0 V_0 T_1 z_1}{P_1 T_1 z_1}$$

La gráfica de Watson y Smith relaciona "z" contra Presión y Temperatura reducidas; por lo que según las siguientes ecuaciones se calculan así:

$$T_r = T / T_c \quad P_r = P / P_c$$

	Crítica	Pro.	Pr1	
Presión	633.04	0.0978	0.00233	
Temperatura	512.72	1.115	1.015	$z_0 = 0.98 \quad z_1 = 1.000$

$$P_0 = 3.3 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.} = 61.6 \text{ lbs pulg}^2 \text{ abs.}$$

$$V_0 = 70.000 \text{ m}^3 = 2.470,000 \text{ pies}^3$$

$$T_0 = 44^\circ\text{C.} = 571.2^\circ\text{R}$$

$$P_1 = 14.7 \text{ lb/pulg}^2 \text{ abs.}$$

$$T_1 = 520^\circ\text{R}$$

$$V_1 = \frac{61.6 \times 2.470,000 \times 520}{571.2 \times 14.7 \times 0.98} = 9,610,000 \text{ pies}^3$$

$$V_1 = 272,000 \text{ m}^3$$

Conocido el volúmen del gas a 14.7 lb pulg<sup>2</sup> y 60°F

se procede a calcular la relación de aceite gas con que trabaja actualmente la torre absorbadora.

$$\text{Relación Aceite-gas} \quad G_1 = \frac{110,500 \text{ gal/día}}{9,610,000 \text{ pies}^3/\text{día}} = 11.5 \frac{\text{gal}}{1000 \text{ pies}^3}$$

$$G_1 = 1.54 \text{ lt aceite m}^3 \text{ gas}$$

Presión = 3.3 Kg/cm<sup>2</sup> man. = 61.6 lb/pulg<sup>2</sup> abs.

$$A = \frac{3.156 \times 0.8174 \times 11.5}{200 \text{ K}}$$

Temperatura = 44°C. = 111.2°F.

Densidad relativa 20/4 = 0.8000; Corrección a 44°C. = 0.149/K

Densidad relativa corregida = 0.8174

Relación aceite gas G = 11.5 Gal/1000 pies<sup>3</sup> a 60°F y 760 mm Hg

	Mezcla	K	A	% Abs	Moles	% Moles
Ac. Sulfhídrico...	0.83	-----	-----	-----	-----	-----
Hidrógeno	7.00	-----	-----	-----	-----	2.64
Metano	24.64	39.00	0.00382	0.382	0.0942	2.70
Etano	8.13	12.50	0.01192	1.192	0.0969	9.47
Etano	22.30	9.75	0.01529	1.529	0.3405	9.62
Propeno	8.35	3.60	0.04140	4.140	0.3460	24.63
Propano	18.70	3.15	0.04730	4.730	0.8855	5.71
Iso-butano	2.00	1.45	0.10270	10.270	0.2054	10.16
Butenos	2.70	1.10	0.13550	13.550	0.3655	10.56
n-butenos	2.55	1.00	0.14900	14.900	0.3800	24.52
Pentanos	2.80	0.44	0.33850	31.500	0.8820	-----
					<u>3.5960</u>	

Una vez conocido el valor de A, se procede a calcular la eficiencia de la torre para lo cual se hace uso de la fórmula que recomienda Nelson y que dice:  $\text{eff.} = 0.17 - 0.616 \text{ Log}_{10} \mu$

En donde " $\mu$ " representa la viscosidad en centipoises

$$\mu \text{ a } 111.2^\circ\text{F} = 1.070 \text{ Cps. } \therefore \text{Eff.} = 0.17 - 0.616 \times 0.03 = 0.17 - 0.0185$$

Eff = 15.15 . . 24 platos reales = 3.64 platos teóricos

Una vez conocida la eficiencia se procede a calcular el % de absorción en la torre que se considera. Multiplicándose el % de absorción por el % del compuesto correspondiente a la mezcla Perco-Dubbs, se tienen las moles absorbidas de cada uno de los compuestos por 100 moles alimentadas. De ahí se calcula el % en moles de los hidrocarburos absorbidos.

d).- Cálculo de la absorción en las condiciones propuestas:

De acuerdo con las condiciones actuales de la planta y en especial de la torre absorbidora, se estima que puede resistir una presión de trabajo de  $7 \text{ Kg/cm}^2$  manométrica sin exceder el límite de seguridad que su operación requiere; por otra parte la relación aceite G según Nelson, encuentra sus límites económicos entre 10.0 y 25 galones de aceite por cada 1000 pies-cúbicos de gas medidos a  $60^\circ\text{F}$  y 760 mm. de mercurio. por tratarse de un gas de refinería rico en gases pesados, es de aconsejarse escoger el valor máximo, con lo cual se logra un agotamiento efectivo y económico, quedando elegida la relación  $G = 25 \text{ Gal/1000 pies}^3$ ; dicho flujo no representa un problema, pues la planta puede llegar a trabajar con 30% más del requerido - por esa relación de aceite-gas.

Ahora el punto de mayor importancia y que se considera - que es el que puede decidir el éxito económico o el fracaso - de una planta de absorción. Tal es la determinación de la temperatura óptima de absorción; pues según se ha mencionado ya anteriormente tal temperatura depende del punto en que alcanza su máximo la curva de absorción real vs. temperatura; curva que a su vez depende de la variación de la absorción de la fracción que interesa recuperar respecto a la temperatura y de la variación de la eficiencia de la torre con la temperatura - y que es función de la viscosidad.

A continuación viene el cálculo de las absorciones reales de las Fracciones =  $C_4$  y  $C_5$  de la mezcla Perco-Dubbs expresado en una serie de valores grado a grado de la escala  $F_a$

renheit, la cual fué escogida en vista de que las gráficas --  
que dan los valores de  $k$  y  $u$  vienen en dicha escala adjunto --  
llevan su equivalencia en grados centígrados.

T <sup>o</sup> F	μ	Log μ	0.516 Log μ	K <sub>SC</sub>	Plata Cobaltina	A												Z <sup>A</sup>				Sena Volas Absorbición	
						λ	100	K <sub>SC</sub>	100	CS	100	CS	100	CS	100	CS	100	CS	100	CS	100		CS
80	1.900	0.176	0.1083	6.17	1.480	0.8049	0.560	0.400	0.260	0.144	0.566	0.793	0.591	2.320	0.410	0.505	0.577	0.730	0.820	1.364	1.370	2.212	5.776
81	1.460	0.170	0.1047	6.53	1.560	0.8053	0.569	0.407	0.265	0.147	0.563	0.780	0.607	2.266	0.417	0.513	0.550	0.736	0.834	1.385	1.402	2.234	5.555
82	1.460	0.164	0.1010	6.50	1.655	0.8057	0.568	0.412	0.272	0.150	0.559	0.764	0.654	2.192	0.424	0.522	0.556	0.705	0.848	1.410	1.416	2.254	5.230
83	1.440	0.158	0.0973	7.27	1.745	0.8061	0.577	0.421	0.278	0.153	0.555	0.757	0.691	2.128	0.441	0.530	0.565	0.672	0.882	1.431	1.440	2.273	6.026
84	1.420	0.152	0.0936	7.64	1.832	0.8065	0.576	0.428	0.284	0.156	0.552	0.743	0.628	2.064	0.443	0.537	0.570	0.619	0.946	1.450	1.453	2.293	6.082
85	1.400	0.146	0.0900	6.00	1.921	0.8068	0.580	0.433	0.290	0.159	0.548	0.723	0.615	2.000	0.444	0.544	0.580	0.625	0.966	1.469	1.472	2.300	6.155
86	1.385	0.140	0.0863	6.25	1.982	0.8072	0.590	0.442	0.295	0.162	0.543	0.700	0.603	1.936	0.445	0.546	0.584	0.631	0.990	1.474	1.489	2.327	6.180
87	1.370	0.137	0.0824	6.58	2.047	0.8076	0.600	0.449	0.302	0.165	0.530	0.708	0.701	1.872	0.445	0.548	0.585	0.637	0.990	1.480	1.494	2.344	6.208
88	1.355	0.130	0.0787	6.87	2.100	0.8080	0.610	0.456	0.308	0.168	0.520	0.698	0.780	1.807	0.443	0.546	0.587	0.644	0.966	1.486	1.497	2.352	6.221
89	1.340	0.127	0.0749	6.26	2.165	0.8084	0.620	0.463	0.314	0.171	0.514	0.687	0.766	1.864	0.440	0.546	0.590	0.647	0.963	1.473	1.494	2.372	6.222
90	1.325	0.124	0.0711	6.56	2.230	0.8087	0.630	0.470	0.320	0.173	0.506	0.677	0.758	1.822	0.440	0.545	0.595	0.650	0.977	1.469	1.492	2.386	6.224
91	1.310	0.119	0.0673	6.87	2.300	0.8091	0.638	0.477	0.327	0.178	0.499	0.668	0.748	1.792	0.435	0.543	0.595	0.656	0.971	1.465	1.492	2.398	6.226
92	1.295	0.114	0.0635	6.97	2.370	0.8095	0.646	0.484	0.334	0.181	0.494	0.659	0.735	1.765	0.433	0.541	0.593	0.660	0.966	1.462	1.490	2.410	6.228
93	1.280	0.109	0.0597	6.97	2.440	0.8099	0.654	0.491	0.341	0.184	0.486	0.650	0.724	1.737	0.432	0.540	0.594	0.664	0.964	1.458	1.490	2.425	6.230
94	1.270	0.104	0.0560	6.97	2.510	0.8103	0.662	0.499	0.348	0.187	0.478	0.642	0.712	1.710	0.431	0.539	0.593	0.664	0.962	1.456	1.492	2.436	6.234
95	1.255	0.097	0.0522	6.97	2.580	0.8107	0.670	0.506	0.355	0.190	0.477	0.631	0.700	1.682	0.430	0.537	0.592	0.671	0.960	1.450	1.493	2.449	6.236
96	1.240	0.092	0.0484	6.97	2.650	0.8111	0.678	0.513	0.362	0.193	0.470	0.623	0.689	1.654	0.428	0.536	0.591	0.674	0.958	1.447	1.490	2.477	6.240
97	1.225	0.086	0.0446	6.97	2.720	0.8115	0.686	0.520	0.369	0.196	0.466	0.615	0.678	1.626	0.427	0.535	0.590	0.676	0.954	1.445	1.478	2.483	6.250
98	1.210	0.081	0.0408	6.97	2.790	0.8119	0.694	0.527	0.376	0.199	0.461	0.607	0.678	1.607	0.426	0.534	0.589	0.678	0.952	1.442	1.475	2.489	6.258
99	1.195	0.076	0.0370	6.97	2.860	0.8124	0.702	0.534	0.383	0.202	0.456	0.600	0.668	1.588	0.425	0.533	0.588	0.680	0.950	1.439	1.469	2.469	6.222
100	1.180	0.072	0.0332	6.97	2.930	0.8128	0.710	0.540	0.390	0.205	0.451	0.594	0.664	1.569	0.423	0.531	0.587	0.682	0.948	1.435	1.458	2.470	6.260
101	1.170	0.068	0.0294	6.97	3.000	0.8132	0.718	0.546	0.397	0.208	0.446	0.585	0.665	1.550	0.421	0.527	0.587	0.683	0.946	1.432	1.446	2.473	6.184
102	1.155	0.064	0.0257	6.97	3.070	0.8137	0.726	0.554	0.404	0.211	0.440	0.577	0.667	1.531	0.417	0.523	0.586	0.684	0.944	1.412	1.432	2.473	6.153
103	1.140	0.060	0.0220	6.97	3.140	0.8141	0.734	0.561	0.411	0.214	0.435	0.569	0.668	1.495	0.412	0.518	0.585	0.685	0.942	1.399	1.417	2.474	6.118
104	1.125	0.056	0.0183	6.97	3.210	0.8145	0.742	0.568	0.418	0.217	0.430	0.561	0.670	1.476	0.410	0.512	0.580	0.684	0.941	1.402	1.415	2.475	6.073
105	1.110	0.052	0.0146	6.97	3.280	0.8149	0.750	0.576	0.425	0.220	0.426	0.554	0.672	1.457	0.401	0.503	0.583	0.683	0.940	1.397	1.383	2.473	6.035
106	1.100	0.048	0.0110	6.97	3.350	0.8153	0.758	0.584	0.432	0.223	0.421	0.548	0.674	1.436	0.395	0.493	0.580	0.682	0.930	1.391	1.385	2.470	5.956
107	1.110	0.044	0.0073	6.97	3.420	0.8157	0.766	0.592	0.439	0.226	0.416	0.540	0.677	1.416	0.388	0.482	0.580	0.681	0.928	1.382	1.386	2.467	5.891
108	1.100	0.041	0.0036	6.97	3.490	0.8161	0.774	0.600	0.446	0.229	0.411	0.533	0.679	1.397	0.381	0.474	0.580	0.680	0.926	1.260	1.322	2.464	5.826
109	1.090	0.037	0.0000	6.97	3.560	0.8165	0.782	0.608	0.453	0.232	0.407	0.526	0.682	1.373	0.373	0.466	0.580	0.678	0.946	1.263	1.300	2.469	5.766
110	1.080	0.033	0.0000	6.97	3.630	0.8168	0.800	0.620	0.460	0.237	0.402	0.519	0.675	1.350	0.365	0.457	0.580	0.677	0.970	1.215	1.274	2.456	5.695

\* Temperatura óptima para una absorción  
máxima de C<sup>60</sup> y C<sup>70</sup> = 34.5°C.

Los valores tabulados se expresan en el siguiente orden: Temperatura en grados Fahrenheit, Viscosidad del aceite Nilvol en Centipoises a la temperatura considerada, el logaritmo de la viscosidad, el producto  $0.616 \log \mu$ , La eficiencia de la torre, el número de platos ideales a que equivalen los 24 platos reales de la torre y la densidad relativa con respecto al agua corregida a la temperatura considerada. A continuación viene el valor de la constante de equilibrio "K" para los gases iso-butano, butenos, normal-butano y pentanos según la gráfica de Nelson. En seguida el cálculo del coeficiente de Absorción según la fórmula de Kremser para los mismos cuatro compuestos; después del valor del porcentaje absorbido según la gráfica de Kremser revisada por Soudera y Brown, seguido del número de moles absorbidas de cada fracción y finalmente el total de moles absorbidas de las fracciones consideradas y que pueden ser consideradas como la expresión de la absorción real de los compuestos de las Fracciones C<sub>4</sub> y C<sub>5</sub>. Es de esta serie de valores de donde se escogió la temperatura correspondiente al máximo, y que representa el punto óptimo considerado como variable independiente únicamente a la temperatura.

Según puede verse en la tabulación, la temperatura óptima de absorción para las condiciones previamente fijadas, corresponde a 94°F.

A continuación se hace el cálculo de la absorción en las condiciones propuestas al considerar todos los componentes de la mezcla Perco-Dubbs. El orden de los valores calculados es el siguiente: Compuestos de la Mezcla, porcentaje de la mezcla,

constante equilibrio, coeficiente de absorción según la fórmula de Kremser, porcentaje de absorción según la gráfica de Souders y Brown, cálculo de las moles absorbidas y finalmente la composición de la mezcla absorbida.

Presión = 7 Kg cm<sup>2</sup> man. = 114.24 lb/pulg.<sup>2</sup> abs.

Temperatura = 34.50°C = 94°F

Densidad relativa 20 °C = 0.800

Peso Molecular = 200  $\frac{3.156 \text{ d G}}{K H}$   $\frac{3.156 \times 0.8103 \times 25}{200 K}$

Densidad relativa 34.5°C = 0.8103

Relación aceite-gas = X 25 gal/1000 pies<sup>3</sup>

COMPUESTO	Mezcla	K	A	% A	Moles	
Ac. Sulfhídrico..	0.83	-----	-----	----	-----	-----
Hidrógeno.....	7.00	-----	-----	----	-----	-----
Metano.....	24.64	20.500	0.0157	1.5	0.370	2.65
Eteno.....	8.13	6.300	0.0501	5.0	0.406	2.90
Etano.....	22.30	4.750	0.0664	6.6	1.338	9.58
Propeno.....	8.35	1.720	0.1832	18.3	1.528	10.93
Propeno.....	18.70	1.450	0.2175	21.7	4.060	29.05
iso-buteno.....	2.00	0.662	0.4775	42.0	0.840	6.01
buteno.....	2.70	0.449	0.7020	57.2	1.545	11.06
n-butenos.....	2.55	0.443	0.71700	57.7	1.471	10.51
pentenos y mas..	2.80	0.187	1.7230	86.5	2.420	17.31

IV.- CALCULO DEL DESPUNTE.

Una vez calculada la absorción se procede a calcular el despunte para ello se requiere fijar los valores que se expresan en la siguiente ecuación.

$$S = \frac{K W M}{150 d}$$

K = Constante de equilibrio.

W = Relación Vapor-Aceite.

M = Peso molecular del aceite.

d = Densidad relativa del aceite.

Base 100 lb mol Mezcla Ferco-Dubbs.

1b mol ----- 3.79.4 pies<sup>3</sup>  
 100 lb mol ----- 37.940 pies<sup>3</sup>  
 Relación aceite - 11.5 Gal/1000 pies<sup>3</sup> 60°F y 760 mm.

Aceite = 11.5 x 37.94 = 436.5 gal

Aceite =  $\frac{436.5 \times 3.785 \times 0.800}{453 \times 200} = 14.59 \text{ lbM}$

a).- Cálculo del despunte en las condiciones actuales.

COMPUESTO

Metano.....	0.0942	16.04	1.511	2.500	0.605
Eteno.....	0.0969	28.05	2.720	2.921	0.935
Etano.....	0.3405	30.07	10.230	3.145	3.255
Propeno.....	0.3460	42.08	14.550	4.3504.2	3.350
Propano.....	0.8855	44.09	39.050	4.233	9.240
Iso-butano....	0.2054	58.12	11.920	4.695	2.540
butenos.....	0.3655	56.10	20.500	5.008	4.100
normal-butano..	0.3800	58.12	22.070	4.872	3.515
pentenos.....	0.8820	72.15	63.600	5.209	12.200
aceite.....	14.5900	200.00	2918.000	6.560	436.000

Galones de aceite rico por 100 lb mol = 476.740

$$P = 3.3 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.} = 8860 \text{ lb/plieg}^2 \text{ abs.}$$

$$V = 70,000 \text{ m}^3/\text{día} = 2,470,000 \text{ pies}^3/\text{día} \quad \frac{P V}{R T} = n z$$

$$T = 44^\circ\text{C} = 111.2^\circ\text{F} = 571.2^\circ\text{R}$$

$$R = 1543 \text{ pie lb}^\circ\text{R lb-mol}$$

$$z = 0.98$$

$$n = \frac{860 \times 2,470,000}{1543 \times 571.2 \times 0.98} = 25,350 \text{ lb-mol}$$

$$\text{Aceite Rico} = 253.5 \times 478.53 = 121,100 \text{ gal/día}$$

$$\text{Consumo de Vapor} = 14,500 \text{ Kg/día} = 32,000 \text{ lb/día}$$

$$\text{Relación de Vapor-aceite } W = \frac{32000}{118200} = 0.271 \text{ lb. vapor/gal aceite}$$

$$T = 203^\circ\text{C.} = 394^\circ\text{F}$$

$$P = 7 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man} = 114.2 \text{ lb/pulg}^2 \text{ abs.}$$

$$\text{Platos reales} = 16$$

$$\text{Viscosidad del Aceite Rico de Absorción} = 0.23 \text{ centipoises}$$

$$\text{Eficiencia de la torre} = 0.17 - 0.616 \log_{10} \mu = 0.17 - 0.393 = 56.3\%$$

$$\text{Platos ideales} = 9.01$$

Compuesto	Moles	%	Componentes		Fracción	
			F.Mol	Dens	P.Mol.	Dens.
Metano.....	0.0942	0.518	16.04	0.300	0.0831	0.00155
Etilo.....	0.0969	0.533	28.05	0.351	0.1495	0.00187
Etano.....	0.3405	1.873	30.07	0.374	0.5630	0.00701
Propano....	0.3460	1.904	42.08	0.522	0.8350	0.00994
Propano....	0.8855	4.870	44.09	0.509	2.1480	0.02479
i-butano...	0.2054	1.130	58.12	0.563	0.6565	0.00636
Butenos....	0.3655	2.010	56.10	0.600	1.1275	0.01206
n-butano....	0.3800	2.090	58.12	0.584	1.2150	0.01221
Pentanos...	0.8820	4.850	72.15	0.625	3.5000	0.03030
Aceite.....	14.5900	80.222	200.00	0.800	160.4440	0.64180
TOTAL.....	18.1860				170.7216	0.74789

Compuesto	K	S.	Frac. S.	Moles Despt.	Gasolina %
Metano .....	34.000	14.0300	1.0000	0.0942	2.46
Eteno.....	20.000	8.2600	1.0000	0.0969	2.54
Etano .....	17.300	7.1400	1.0000	0.3405	8.91
Propeno .....	11.000	4.5400	1.0000	0.3460	9.06
Propano.....	10.000	4.1300	1.0000	0.8855	23.20
iso-butano ..	6.100	2.5200	1.0000	0.2054	5.37
Butenos .....	6.100	2.5200	1.0000	0.3655	9.57
normal-butano	5.750	2.3750	1.0000	0.3800	9.95
Pentenos ....	2.630	1.0850	0.9320	0.8220	21.54
Aceite .....	0.047	0.0194	0.0194	0.2827	7.40
TOTAL .....				3.8187	

La ecuación fundamental en el cálculo del despunte es la que recomienda Nelson y que se usa junto con la gráfica de -- Kremser modificada por Souders y Brown.

$$S = \frac{K W M}{150 d} = K \frac{0.271 \times 170.7}{150 \times 748} = 0.413 K$$

Los valores que la formula requiere fueron calculados en la forma siguiente:

Para el cálculo de la relación de vapor se hizo el cálculo del volumen de aceite rico por 100 lb mol de mezcla Perco-Dubbs, primero se calculo el volumen de aceite pobre que se unía a los gases absorbidos de las 100 lb mol, partiendo paralelo de la relación aceite gas y del volumen ya conocido de una libra-mol a 60° y a la presión atmosférica y que corresponde a 379.4 pies cúbicos, conocidos los galones de aceite necesarios para 100 lb-mol se calcula el número de lb-mol a que equivalen. Añadido ese valor al número de moles absorbidas se tiene el total de moles de aceite rico, y se multiplica cada una de las fracciones por su peso molecular y se divide cada fracción entre su peso específico en libras por galón, obteniéndose así el número de galones correspondientes a cada una de las Fracciones, sumando se obtiene el total correspon-

diente al aceite rico por 100 lb-mol de mezcla Perco-Dubbs. -- Mediante la ecuación de los gases perfectos corregida por el factor de compresibilidad de la gráfica de Watson y Smith -- usado ya anteriormente, se calcula el número de lb-mol a que corresponde el volúmen diario alimentado a la planta de la mezcla Perco-Dubbs. Dividiendo el consumo de vapor, dato que fué estimativo en la planta, entre el número de gases que circulan diariamente se obtiene la relación Vapor-Aceite.

A continuación se calcula el porcentaje de cada uno de los componentes del aceite rico y se multiplica por el peso molecular y la densidad relativa  $60/60^{\circ}\text{F}$  correspondiente a cada componente, el valor de las fracciones se suma y se obtienen el peso molecular aparente y la densidad relativa  $60/60^{\circ}\text{F}$  del aceite rico. Después se obtiene el valor de "K" la constante de equilibrio de los gases en la gráfica (6) y la del aceite de los gases y la del aceite de absorción mediante la gráfica de Presiones de Vapor del Nelson.

Una vez determinados todos los valores necesarios, se calcula el valor de "S" coeficiente de despunte, y mediante la gráfica de Kremser modificada por Souders y Brown gráficas (8) y (9) se calcula la fracción, de despunte de cada uno de los componentes del aceite rico, y multiplicando dicha fracción por el número de lb mol en el aceite rico por cada 100 lb-mol de mezcla Perco-Dubbs, se obtienen las lb-mol despuntadas del aceite rico a continuación se calculó la composición en % para fines comparativos.

b).- Cálculo del despunte en las condiciones propuestas.

Se usa la misma ecuación que en el caso anterior, solo que para el cálculo de la relación de vapor-aceite se va a escoger aquella que es un despunte de 99.0% de pentano.

$$\text{Se tiene } \frac{y}{L} = \frac{y}{K} = W$$

Es para el pentano en las condiciones de operación de la torre  $K = 2.63$

para 99.0 de despunte, se lee en la gráfica (9) de Kremser modificada por Souders y Brown:

$$1/S = 0.68 ; S = 1.47$$

$$S/k = 1.47/2.63 = 0.559$$

$$W = \frac{0.559 \times 18}{0.7167 \times 8.33} = 0.390 \text{ lb/gal.}$$

Base: 100 lb mol

1lb mol- 379.4 pies<sup>3</sup>

100-37.940 pies<sup>3</sup>

Aceite = 25 x 37.94 = 948.3 Gal/1000 pies<sup>3</sup>

$$\text{Aceite} = \frac{948.3 \times 3.785 \times 0.800}{453 \times 200}$$

Aceite = 31.7 lb mol.

Una vez calculada la relación de vapor se procede en una forma semejante al caso anterior.

Compuesto	lb-mol.	Componentes		P.mol.	Dens.R.
		P.mol.	Dens.R.		
Metano	0.370	16.04	0.300	0.130	0.00243
Eteno	0.406	28.05	0.351	0.249	0.00312
Etano	1.338	30.07	0.374	0.880	0.01097
Propeno	1.528	42.08	0.522	1.371	0.01743
Propano	4.060	44.09	0.509	3.920	0.04520
1-butano	0.840	58.12	0.563	1.070	0.01037
Butenos	1.545	56.10	0.600	1.900	0.02030
n-butano	1.471	58.12	0.584	1.870	0.01881
pentanos	2.420	72.15	0.625	3.820	0.03310
Aceite	31.700	200.00	0.800	138.800	0.55500
Total:	45.678			154.010	0.71673

$$S = \frac{K W M}{150 d} = \frac{K 0.390 \times 154}{150 \times 0.7167} = 0.558 K.$$

Compuesto	K	S	Fracc.S.	Moles Deps.	Gasolina
Metano	34.000	18.9900	1.0000	0.370	2.50
Eteno	20.000	11.1700	1.0000	0.406	2.75
Etano	17.300	9.6600	1.0000	1.338	8.91
Propeno	11.000	6.1400	1.0000	1.528	10.34
Propano	10.000	5.5800	1.0000	4.060	27.52
1-butano	6.100	3.4100	1.0000	0.840	5.69
Butenos	6.100	3.4100	1.0000	1.545	10.47
n-butano	5.750	3.2100	1.0000	1.471	9.96
Pentanos	2.630	1.4700	0.9900	2.395	16.23
Aceite	0.047	0.0262	0.0262	0.830	5.63
TOTAL:				12.783	

### V.- CONCLUSIONES.

Como ha podido verse, el estudio consistió en dos etapas, la primera, en la cual se seleccionó el aceite de absorción que podía llegar a dar mejores resultados, y que resultó ser el aceite Nilvol, por su bajo peso molecular, bajo viscosidad, no obstante ello tiene una temperatura inicial de ebullición elevada y cumple con los requisitos que recomienda Barton, esto es: "Rango de destilación entre 400 y 500°F"; o sea de 205°C a 260°C y la segunda parte en que se hizo la selección de la temperatura óptima para la absorción en las nuevas condiciones tanto de presión como de relación de flujos líquidos y gaseosos. Hay una tercera modificación de importancia menor, el aumento del despunte lo que es de gran utilidad, pues parte de mejorar el rendimiento, conserva las propiedades del aceite de absorción que de otro modo ven cambiando el verse enriquecida la fracción ligera cambiando considerablemente las propiedades absorbedoras del aceite, especialmente su selectividad.

Como ventajas que presentan las nuevas condiciones de operación deben contarse entre los más importantes, el aumento considerable en la recuperación de gasolina, todo ello a un costo mínimo, pues lo único que se requiere como ya queda antes anotado, es regular la presión de las líneas que traen los gases Perco-Dubbs a la presión de 7 Kg/cm<sup>2</sup> man., aumen-

tar la relación de aceite gas y la relación de vapor aceite.

Como desventajas presenta por una parte el mayor consumo de vapor tanto por parte de las bombas como en la torre de -  
despunte, otra desventaja, aunque si se mira bien no lo es, -  
es el mayor arrastre de aceite, en cantidad, aunque no es --  
porcentaje; pues en las condiciones actuales es un 7.40% de-  
la gasolina absorbida y 0.2827 moles por cada 100 moles de -  
mezcla Perco-Dubba alimentadas en cambio en las condiciones-  
propuestas es solo un 5.63% de la gasolina de absorción; pe-  
ro son 0.830 moles por cada 100 moles de mezcla Perco-Dubba.  
Lo cual quiere decir, que la gasolina que se recoge de los -  
separadores para ser enviada a la torre estabilizadora de la  
planta Dubba, va a tener una temperatura final de destilación  
más baja; pero por otra parte va a haber la necesidad de agre-  
gar la mayor cantidad de aceite nivel por cada día de opera-  
ción; aunque la cantidad agregada por metro cúbico de gasoli-  
na de absorción obtenido, sera menor en las nuevas condicio-  
nes. Con lo cual lo que puede llegar a parecer desventaja, -  
no lo es.

Basado en lo anterior, es de recomendarse el cambio de-  
las condiciones de operación, pues según se puede constatar-  
la economía es cuantiosa, debido al aumento que se obtiene -  
en el rendimiento de la planta.

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

- Nelson, W. L.- "Petroleum Refinery Engineering" Mc. Graw-Hill Book Company, Inc. Nueva York, 3a Ed. pp. 149-157 163-165 395-389 436-437 707-746 1949.
- Huntington, R.L., "Natural gas and natural gasoline" Mc. Graw-Hill Book Company Inc. Nueva York, 1a. Ed. pp. 10, 206-227 522-529 568-583 1950.
- Hougen, O.A. y Watson, K.M.- "Chemical process principles" -- Jhon Wiley and Sons, Inc. Londres. pp. 488-492. 1947.
- Brown, C.G. G. y otros, "Unit Operations" Jhon Wiley and Sons, Inc. Nueva York pp. 372-375, 1951.
- Nelson W.L. "Economy in Natural Gasoline Plant Operation" Ref. Nac. Gas Mfr. Mayo 1936 p 167.
- Barton, P.D. "The recovery and Stabilization of gasoline-from refinery and "Natural gas" The ciencia-of Petroleum" Dunstan A.E. editor Oxford University, pp. 1483-1497 Londres 1938.
- Matuszak, P.M.- "Gas analysis Manual" Fisher Scientific Co. y Eimer and Amend 3a. Ed. Nueva York -pp 6-31
- Podbielniak. W. J.- "Aparatus and methods for precise Fractional Distillation Analysis" Inc. Eng. Chem. Anal. Ed. 3, 177, abril 15 1931.

Aparatus and Methods for precise Fractional-Distillation Analysis" Ind. Eng. Chem Vol. 5 pp. 119 marzo 15 1933.

"Aparatus and Methods for precise Fractional-Distillation Analysis" Ind. Eng. Chem. Vol. 5 pp 172 Mayo 15 1933.

Petroleos Mexicanos, Refinería Madero, reports de laboratorios No. 828/53.

Ing. Javier Ruiz M. de O., informes verbales.

Ing. Luis Monroy D., informes verbales.