



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

VERIFICACION DEL DISEÑO Y CALCULOS DE UN
SISTEMA DE DESTILACION CONTINUA EN LA FABRICA
DE ALCOHOL "EMILIANO ZAPATA", ZACATEPEC,
MORELOS.
(TEMA MANCOMUNADO)

T E S I S

JOSE LUIS SOSA LOPEZ

FRANCISCO UBIERGO GONZALEZ

INGENIERO QUIMICO



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.

CLAS TESIS 194
AÑO H.C. ~~1947~~ 405
FECHA _____
M.D.C. _____



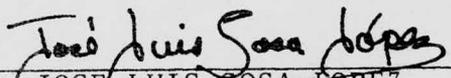
JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE: HECTOR MANUEL LOPEZ HERRERA
VOCAL: ANTONIO FRIAS MENDOZA
SECRETARIO: ENRIQUE BRAVO MEDINA
1ER. SUPLENTE: VICTOR MANUEL FLORES ZAVALA
2DO. SUPLENTE: BERTHA CONTRERAS NAVARRO

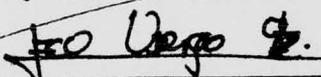
SITIO DONDE SE DESARROLLO
EL TEMA:

"FABRICA DE ALCOHOL DEL INGENIO
EMILIANO ZAPATA",
ZACATEPEC, MORELOS.
BIBLIOTECA DE LA FACULTAD DE
QUIMICA

SUSTENTANTES:

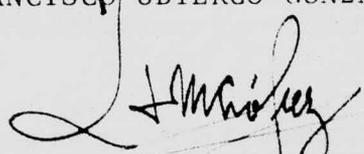


JOSE LUIS SOSA LOPEZ



FRANCISCO UBIERGO GONZALEZ

ASESOR DEL TEMA



HECTOR MANUEL LOPEZ HERRERA

1.

AGRADECEMOS LA COLABORACION DESINTERESADA PARA ESTE

TRABAJO DE LOS SEÑORES:

ING. QUIMICO HECTOR MANUEL HERRERA LOPEZ

ING. QUIMICO J. ENRIQUE GASTELUM O.

ING. QUIMICO OSCAR JIMENEZ FARIAS

DEDICO ESTE TRABAJO A LA
UNIVERSIDAD NACIONAL AU-
TONOMA DE MEXICO QUE ME-
BRINDO LA OPORTUNIDAD DE
ESTUDIAR LA CARRERA DE -
INGENIERO QUIMICO.

A TODOS MIS MAESTROS QUE POR
MEDIO DE SUS ORIENTACIONES ME
LLEVARON A SUPERARME SIEMPRE.

A MIS PADRES, HERMANOS Y
DEMÁS FAMILIARES POR SU
APOYO EN TODO MOMENTO.

JOSE LUIS.

CON AGRADECIMIENTO:

A MIS PADRES Y HERMANO POR EL APOYO Y COMPRESION
QUE HAN TENIDO
MAESTROS A LOS CUALES DEBO MIS CONOCIMIENTOS
AMIGOS QUE ME HAN HECHO SENTIR LO QUE ES LA VIDA.

PACO

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

I.- <u>GENERALIDADES DEL ALCOHOL ETILICO</u>	pag.
A). Propiedades Físicas y Químicas	1
B). Fabricación con distintas materias primas	2
B-1 Fabricación con materias sacarinas	4
B-2 Fabricación con materias Feculentas	6
C). Proceso con malta	7
D). Proceso con Mohos	7
E). Productos secundarios del Alcohol Etílico	10
F). Usos del Alcohol Etílico	12
II.- <u>GENERALIDADES DE DESTILACION</u>	
A). Destilación simple	14
A-1. Destilación en equilibrio	14
A-2 Destilación diferencial	14
B). Destilación Discontinua	14
C). Destilación Fraccionada, (Rectificación)	15
D). Destilación al vacío y en corriente de vapor	15
E). Destilación Azeotrópica	18
III.- <u>DESCRIPCION DEL EQUIPO Y PROCESOS UTILIZADO EN LA FABRICA DE ALCOHOL, "EMILIANO ZAPATA"</u>	
A). Descripción del proceso	20
B). Descripción del equipo	21
C). Planos	22
IV.- <u>BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DE LOS EQUIPOS</u>	
A). Bases	23
B). Balance de materia y Energía en la Columna Destrozadora	24
C). Balance de materia y Energía en la Columna Rectificadora	30
D). Balance de materia y Energía en la Columna Desflemadora (Depuradora).	35
V.- <u>CONDICIONES PARA EL CALCULO DE LOS EQUIPOS POR EL METODO MC CABE AND THIELE.</u>	
A). Balance de materia	39
B). Condiciones de alimentación	41
C). Construcción de las líneas de operación	42
D). Cálculo de la eficiencia global de los platos (Método O'Connell)	42
E). Cálculo de la eficiencia de plato (Método Aiche)	43

VI.- CALCULOS

A). Memoria de cálculo de la columna rectificadora 48
A-1 Número de platos ideales 52
A-2 Cálculo de la eficiencia global de los platos Método O'Connell 52
A-2 Cálculo de la eficiencia global del plato Método Etapas Ideales 53
A-3 Cálculo de la eficiencia de plato Método Aiche 53
B). Memoria de Cálculo de la Columna desflemadora 57
B-1 Número de platos ideales 57
B-2 Cálculo de la eficiencia global de los platos método O'Connell 59
B-3 Cálculo de la eficiencia global de los platos Método Etapas Ideales 59
B-4 Cálculo de la eficiencia global de los platos Método Aiche . . . 59
C). Cálculo de los platos reales con las diferentes eficiencias . . . 63

VII.- RECOMENDACIONES PARA EL EQUIPO EN USO:

A). Generalidades sobre la instrumentación a utilizarse 64
B). Funcionamiento del equipo con las recomendaciones señaladas. . . 66

VIII.- CONCLUSIONES

69

BIBLIOGRAFIA

70

INTRODUCCION

El objetivo primordial del presente trabajo, es el de presentar varios aspectos importantes de la destilación de etanol.

Para la elaboración de este estudio se tomaron datos e información real procedente de la Fábrica de Alcohol del Ingenio "Emiliano Zapata" de Zacatepec Morelos.

El método utilizado para el recálculo del equipo fué el de McCabe and Thiele.

✓ La rectificación o destilación fraccionada es un proceso muy utilizado en la mayoría de las industrias y en la práctica es un proceso muy eficiente para la separación de mezclas binarias así como también para sistemas multicomponentes.

En ésta y otros tipos de destilación son aprovechadas las diferencias de presión de los vapores de las sustancias y además los diferentes puntos de ebullición.

✓ El objetivo principal de la destilación es la separación por medio de calor, de una mezcla compuesta por sustancias miscibles y volátiles en sus componentes individuales, y en algunos casos en mezclas de componentes.

Una condición para que se pueda llevar a efecto el proceso de destilación es necesario las composiciones y los puntos de ebullición de la mezcla tanto del vapor como del líquido.

✓ Además, debe haber una condición para que los puntos de ebullición sean diferentes, ya que si son iguales no se podría llevar a efecto el proceso de separación en la destilación de la mezcla binaria.

Para cualquier tipo de destilación siempre será necesario conocer el equilibrio vapor-líquido.

En general, la palabra destilación se aplica a los procesos de vaporización en el que el vapor producido se recupera generalmente por condensación.

Asimismo, en el presente trabajo, que presentamos a consideración del Jurado, señalamos las mejores condiciones de control para efectuar -- una destilación continua que dé un producto terminado, en este caso - ALCOHOL de 97.2° G.L. a 15°C de temperatura, con el menor número de impurezas, alcohol neutro.

CAPITULO I

I.- GENERALIDADES DEL ALCOHOL ETILICO

A). Propiedades Físicas y Químicas:

El término alcohol, en el sentido con que aquí se emplea, denota exclusivamente alcohol etílico (etanol; metilcarbinol; alcohol de granos; espíritu de vino) cuya fórmula es C_2H_5OH .

Este alcohol es un líquido incoloro; límpido y volátil; de olor etéreo y sabor picante, que tiene aplicaciones en la industria como disolvente para la fabricación de Acetaldehído y para muchos otros fines. Se usa mucho la mezcla de 95% de alcohol y 5% de agua. En ciertos casos se usa el alcohol 100% denominado Alcohol Absoluto.

El alcohol etílico anhidro es miscible en todas proporciones con agua otros alcoholes; éter benceno y con muchos líquidos orgánicos. Con agua forma una mezcla de temperatura constante de ebullición que contiene 95.6% en peso de alcohol 97.2% en volúmen.

<u>CONSTANTES</u>	<u>ALCOHOL ABSOLUTO</u>	<u>ALCOHOL DE 95%</u>
Punto de fusión °C	- 112.3	-----
Punto de ebullición °C	78.4	-----
Viscosidad a 20°C poises	0.0122	0.0141
Tensión superficial dinas/cm	22.3	22.8
Calor de fusión cal/g	24.9	-----
Punto de inflamación °C en vaso abierto	18.3	14

Algunas reacciones:

Las propiedades químicas del alcohol etílico son primordialmente las del grupo hidroxilo, pero en cierto número de reacciones tiene parte importante el grupo metilo.

El alcohol etílico reacciona con algunos metales y forma etóxidos.



El etóxido sódico o etilato sódico es un agente de condensación valioso en síntesis orgánica. El etóxido de aluminio es un reactivo útil para reducir aldehídos y cetonas no saturados y convertirlos en alcoholes no saturados.

El grupo hidroxilo es reemplazado por un halógeno con los reactivos usuales, como los haluros de hidrógeno y de fósforo.

Se puede efectuar la deshidratación intermolecular para formar éter dietílico. En general las temperaturas altas y la mayor razón de catalizador de alcohol fomentan la formación de la oleofina.

Se puede esterificar el alcohol etílico con ácidos inorgánicos y orgánicos. La esterificación con ácidos orgánicos es catalizada por sustancias ácidas, como el ácido clorhídrico o sulfúrico.

Como el alcohol etílico es el menos costoso de los reactantes generalmente, se usa en exceso para impulsar la esterificación hasta su totalidad. Se emplean también anhídridos de ácidos y haluros de acilo para formar ésteres correspondientes.

El alcohol etílico reacciona con el grupo carbonilo de los aldehídos y cetonas y forma acetales.

Añadiendo al acetileno una ó dos moléculas de alcohol etílico se forman éter vinietílico o acetal dietílico, respectivamente. La primera reacción se cataliza más efectivamente con sustancias alcalinas, como el etóxido de sodio y la segunda con sustancias ácidas, como el fluoruro de boro o el ácido sulfúrico y con sales mercúricas.

Se puede hacer la oxidación catalítica del alcohol etílico y convertirlo en acetaldehído y en ácido acético. Por regla general, no se efectúa en un solo paso la oxidación del alcohol y su conversión directa en el ácido pues la operación se complica por la descomposición, en grado apreciable, del alcohol etílico en monóxido de carbono, dióxido de carbono, etc. Por lo común se hace en un primer paso la oxidación para convertir el alcohol en aldehído, y luego en un segundo paso se forma el ácido acético.

La conversión en acetaldehído se puede efectuar por oxidación o por deshidrogenación. El cobre y el hilo fino de plata catalizan la oxidación con aire, y para catalizar la deshidrogenación se emplean catalizadores de cobre activados con cromo.

La oxidación en un paso del alcohol etílico para convertirlo en ácido acético, en escala industrial se puede efectuar por fermentación.

Son interesantes varias reacciones del alcohol etílico con ácidos sulfúricos. Si se añade lentamente este al alcohol etílico, se forma sulfato ácido de etilo y se destila lentamente esta solución a presión reducida obteniéndose sulfato dietílico, que es un buen agente de etilación. El trióxido de azúfre produce el llamado sulfato de carbilo, que por hidrólisis se convierte en ácido isetiónico.

Los halógenos oxidan el alcohol etílico y lo convierten en acetaldehído que luego puede ser halogenado y convertido en cloral ó bromal.

La adición de álcalis descompone la molécula del cloral en cloroformo o la de bromal en **bromoformo**.

Se ha utilizado el alcohol etílico para alquilar núcleos aromáticos en presencia de ácido sulfúrico o de otro de los catalizadores FriedelCrafts.

B). FABRICACION DE DISTINTAS MATERIAS PRIMAS:

Se puede derivar el alcohol etílico de cuatro clases de materias primas:

- 1.- Sustancias sacarinas que contienen azúcar ó sus productos (meladura, piloncillo, etc.)
- 2.- Sustancias feculentas: Granos de cereales, patata, etc.
- 3.- Sustancias celulósicas: Madera, residuos agrícolas y la solución de sulfito que sale de las fábricas de pulpa de papel, que contienen azúcares como resultado de la hidrólisis de la celulosa y hemicelulosa.
- 4.- Hidrocarburos gaseosos: Hidratación del etileno, o conversión de los gases en una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno, que luego pasa sobre un catalizador de hidrógenación.

Con las tres primeras clases de materias primas se produce alcohol por fermentación de azúcares con levadura. Las materias primas de la primera clase fermentan directamente.

La segunda clase constan de hidratos de carbono complejos, como el almidón, que primero debe ser convertido en azúcares fermentescibles mediante la acción de enzimas, empleando la malta, o por medio de mohos de ácidos minerales.

La tercera clase o sea sustancias celulósicas son convertidas en azúcares fermentescibles por hidrólisis de ácidos inorgánicos.

Con la cuarta clase de materias primas los procedimientos son del todo diferentes y no se utilizan microorganismos.

B-1 FABRICACION CON MATERIAS SACARINAS

Estas materias primas tienen sobre las sustancias feculentas o celulósicas la ventaja de que la fermentación se hace directamente. La mayor parte de los alcoholes industriales se fabrican con ellas principalmente con melazas no cristalizables o terceras melazas, que son residuos ó subproductos de la elaboración de azúcar de caña y contienen de 50 a 60% de azúcares reductores en forma de mezcla, en forma de azúcar invertido y sacarosa.

El microorganismo que hace fermentar los azúcares es una levadura que se nutre con diversos azúcares simples y en presencia de oxígeno los oxida y los convierte en alcohol y dióxido de carbono. En tales circunstancias los microorganismos se multiplican rápidamente.

Cuando la concentración de alcohol etílico alcanza aproximadamente de 10-12% en volúmen, termina la actividad de la levadura, pero en la práctica no suele pasar del 10% la producción de alcohol, límite máximo de concentración de alcohol producido mediante fermentación.

PREPARACION DEL CULTIVO:

Para la fermentación de un gran volúmen de melazas diluidas con agua (mosto) hay que sembrar en el líquido un cultivo de levadura en concentración de 3 000 000 a 7 500 000 microorganismos por ml y en cantidad de 3 a 5% del volúmen de la partida de la melaza, la levadura usada es la *Sacharomyces Cererisia*. Conviene que esta levadura sea -- cultivo puro esto es, de una especie selecta del microorganismo, sin contaminación con ninguna levadura silvestre de las que abundan en la atmósfera.

Con la debida asepsia, en un tubo que contenga unos 10 ml de mosto - esteril se siembra un cultivo puro de levadura, preparado en agar con extracto de malta. Al cabo de unas 24 horas de incubación a temperatura de 25 a 30 grados centígrados temperatura óptima para la proliferación de la levadura, se siembra el líquido del tubo en un matraz que contiene unos cuatro litros de mosto. Todas estas operaciones o fases se efectuan en el laboratorio. Este nuevo cultivo se siembra en una caldera de mosto de 10 a 200 galones, situada junto a los fermentadores. Por lo general, se prepara a continuación un último cultivo de varios centenares de galones por incubación con el precedente, y así se obtiene el mosto de levadura que ha de provocar la fermentación en volúmen total del mosto de melazas la cual se añade por bombeo o por gravedad.

B-2 FABRICACION CON SUSTANCIAS FECULENTAS:

Para que las sustancias feculentas produzcan fermentación alcohólica con levadura es preciso convertirlas en azúcares fermentescibles, lo que se logra mediante la conversión diastásica (con malta o mediante hongos) ó por hidrólisis con ácidos.

Materias Primas

Las principales materias primas feculentas que pueden servir para la fabricación industrial del alcohol son:

- a) Cereales
- b) Patatas
- c) Camote
- d) Pataca y otros productos vegetales.

El maíz que es el cereal más abundante en los Estados Unidos, se utiliza en cantidades considerables. El trigo; el centeno; la cebada y otros cereales tienen precios relativamente mayores como artículos comestibles razón por la cual se restringe su aprovechamiento como materia prima para la fabricación de alcohol, con excepción de las bebidas alcohólicas.

La cebada en forma de malta se usa en cantidades bastante grandes como agente enzimático para la conversión de almidón en azúcar fermentable pero en otros aspectos tiene poca aplicación en la fabricación de alcohol industrial en los Estados Unidos, donde este grano se utiliza para la preparación de bebidas alcohólicas. Los cereales contienen -- entre 50 y 65% de almidón, y el arroz hasta 80%.

La patata se emplea mucho para la producción de alcohol en Alemania, donde se obtienen grandes cosechas de este tubérculo. Se han producido tipos especiales de patatas que contienen una proporción relativamente alta de almidón (aproximadamente 20% de la sustancia húmeda) y se ha estudiado muy bien el aspecto tecnológico de la manipulación de esta sustancia en plantas pequeñas. La utilización de patata en la producción de alcohol tuvo el fin de beneficiar la agricultura por la ventaja que trae consigo la periodicidad de las cosechas.

El camote puede ser de interés como materia prima para la producción de alcohol industrial.

En la fabricación de almidón, del que algunas variedades de camote contienen 30% o más, se pueden utilizar los tubérculos de desecho y los desperdicios del lavado del almidón, para la elaboración de alcohol.

La patata es un posible productor de alcohol y con tal fin ha sido usada en Francia, pero probablemente no sería constable en E.E.U.U. Su principal hidrato de carbono es la inulina, que por hidrólisis da levulosa (D-fructosa), azúcar fermentescible.

C). PROCESO CON MALTA

En este se extrae de la malta la diastasa necesaria para convertir el almidón en azúcar fermentescible. Para preparar la malta se deja germinar el grano, generalmente cebada, pues durante la germinación se forman las enzimas que se desean para fabricar alcohol industrial se usa de 8 a 10% de malta porcentaje referido al grano.

Para la formación del mosto se muele el grano hasta que todo se reduzca a un tamaño comprendido entre los tamices 10y 30, y se cuece a la temperatura de 100-151°C lo que es necesario para desintegrar las paredes celulares y libertar y gelificar el almidón.

Se añaden 300 litros de agua por 100 Kg. de grano y se calienta la mezcla con vapor de agua a 40-50 lb/pulg² en una caldera provista de agitador mecánico. La cocción requiere entre 2.4 a 3 horas.

Se enfría el amasijo de grano a 60-68°C, temperatura de sacarificación y se le añade la malta en grandes calderas de 10 000 a 13 000 galones de capacidad

Entre 60 y 70% del almidón de los granos se convierten en maltosa en un tiempo de una hora a dos horas, y el resto se convierte en dextrina. Se enfría el amasijo a la temperatura de fermentación de 21 a 26.7°C se ajusta el PH y se efectua la fermentación en un lapso de 60 a 72 horas.

D). PROCESO CON MOHOS

Proceso amilo

Se remoja en agua por varias horas el grano cuyo almidón, se va a hi-

drolizar, para que se ablande luego se mezcla con el doble de su peso con agua y se calienta a presión de 4 atmósferas. Para solubilizar el almidón. La acidulación del amasijo se hace agregando de 0.6 a 0.8 - partes en peso de ácido clorhídrico o sulfúrico por 100 partes de - - grano facilita la licuación del almidón. El amasijo esterilizado a 38-40°C se enfría y se inocula con un cultivo puro de Mucor u otro moho similar por el amasijo inoculado se pasa aire esterilizado durante 24 horas teniendo la temperatura a 38°C.

Por una modificación al procedimiento amilo ideada por Boulard, se efectúan simultáneamente la hidrólisis del almidón, y la fermentación, -- para lo cual se emplea el Mucor Boulard y una levadura.

METODO DEL SALVADO ENMOHECIDO

Underkofler y sus colaboradores aseguran que se obtienen rendimientos mayores amasijos de maíz sacrificados con la malta seca de cebada.

Dicen también que se puede producir salvado enmohecido a más bajo precio que la malta.

Este procedimiento ha sido explotado en escala industrial, pero en la siguiente descripción se refiere a trabajos de laboratorio.

Se mezclan aproximadamente 30 g. de salvado con agua en un matraz Elermeyer para formar una papilla que contenga de 50-70% de humedad. Luego se esteriliza el matraz y su contenido con vapor de agua a presión.

La papilla esterilizada se enfría y se inocula con un cultivo bien esporulado de una cepa escogida de "Aspergillus-oryzae". Se incuba a 30°C se agita de cuando en cuando durante la incubación, para impedir que se formen grumos. El cultivo resultante se utiliza para inocular una porción mucho mayor 1000-1200 gramos de salvado esterilizado que contenga la misma proporción de humedad en un cilindro giratorio de 20 - litros de capacidad.

Durante la operación entra lentamente aire en el cilindro que mantiene la temperatura de unos 30°C sin que pase de 35°C para fomentar la reproducción del moho. Durante la germinación se hace girar el cilindro por espacio de 15 a 20 minutos, o menos cada dos horas. De ahí en adelante se hace girar a no mas de una vuelta por minuto, y al cabo de

40 a 54 se saca del cilindro el salvado enmohecido, y se extiende en una capa delgada sobre una superficie empapelada y se seca a la temperatura ordinaria. Durante el secamiento continua la esporulación. Antes de usarlo se tritura el producto seco de igual manera que la malta

El amasijo de maíz se sacarifica mezclándolo con salvado enmohecido molido en proporción de 8 a 10 Kg. de este por 100 Kg. de maíz y manteniendo la mezcla a 45-60°C por espacio de una hora.

D). PRODUCTOS SECUNDARIOS DEL ALCOHOL INDUSTRIAL

Los principales subproductos que resultan de la producción de alcohol industrial son:

- a) Caldo de destilería
- b) Aceite de fussel
- c) Gas carbónico

Caldo de destilería:

El caldo que resulta de la fermentación del grano de cereales es rico en proteínas; además contiene gran cantidad de vitaminas, en particular el complejo B (tiamina y riboflavina) y algo de provitamina A; por consiguiente tiene gran valor nutritivo, sobre todo cuando no se quita el germen cereal. En lo pasado se tiraba el subproducto, lo que originaba el problema de contaminación de las corrientes de agua. En las destilerías, se trató de aprovecharlo, y para ello se mantenía con él al ganado vacuno; pero este ensayo no surtió efecto, pues no se podía guardar el líquido, su producción era irregular y no bastaba para satisfacer una demanda constante.

Hoy en día muchas fábricas tienen el equipo necesario para aprovechar de esta manera el valor alimenticio del caldo de destilería.

Además de los granos claros, y oscuros, hay los siguientes productos; solubles semisólidos de destilería, que se obtienen evaporando el caldo sobrante o claro para convertirlo en jarabes; solubles secos de destilería, que se obtiene por evaporación y desecación del jarabe en secadores de cilindro, secadores de aspersion o por otros medio especiales o mediante inoculación y refermentación del caldo; fracciones proteínicas especiales que se obtienen del caldo por métodos de precipitación de proteínas. Una porción importante del valor de los granos primitivos utilizados por los destiladores vuelve a las granjas y a la economía nacional en forma de estos subproductos. Es posible que las ganancias obtenidas de este modo sean mayores que las de producción de alcohol lo que se traduce en un señalado efecto en el costo de producción de éste último.

Cuando se emplean melazas como materia prima, el caldo de destilería no es alimento tan bueno para el ganado como el que se deriva de los granos, pero se **puede** concentrar por medio de calor y venderse como sustituto de la melaza para alimento de animales o bien como componente de abonos, pues contiene potasio y fosfatos además de otros componentes.

Aceite de Füssel:

En la fermentación alcohólica se producen cantidades menores de alcoholes superiores, principalmente amílico, butílico en diversas formas isómericas, productos de degradación de las materias primas. Al conjunto de esos alcoholes se les da el nombre de aceite de füssel que las fábricas modernas se separa en el curso de la rectificación.

Los alcoholes butílico y amílico, a diferencia del etílico, no son miscibles con agua en todas proporciones.

El aceite de füssel es un líquido oleoso, amarillo ó pardusco, de sabor nauseabundo y olor sofocante característico, su composición varía según su origen.

La cantidad de aceite de füssel que se produce varía entre 1 y 5 litros por cada 1000 litros de alcohol producido, lo que depende de la materia prima que se utilice; de las condiciones en que se efectúe la fermentación y del modo de operación del equipo.

El aceite de füssel se lava hasta quitarle todo el alcohol etílico y se vende directamente o se vuelve a destilar para ajustarlo a ciertas especificaciones.

Se obtiene alcohol amílico en casi todas las fábricas de alcohol industrial y en destilerías de vinos de alta graduación.

Composición del Aceite de Fussel

Componentes	Composición del aceite de fussel procedente de			
	Maíz	Melazas	Patatas	Centeno
Alc. Isopropílico	----	0.6	-----	-----
Alc. n propílico	20.4-11.7	24.6	6.85	-----
Alc. isobutírico	<u>23.9-12.2</u>	7.4	24.35	-----
Alc. n butírico	-----	8.1	-----	-----
Alc. amílico activo	14.6-23.4	55.3	68.76	79.8
Alc. isoamílico	36.3-59.7			
Alc n amílico	-----	4.3	-----	-----
Indeterminado	4.8-3.0	-----	0.04	6.5

DIOXIDO DE CARBONO:

Por cada tonelada de alcohol que se produce resulta también una tonelada de dióxido de carbono. Este es útil para preparar bebidas gaseosas y en forma sólida, como refrigerante. El dióxido de carbono que se genera en la fermentación no necesita la operación de desempolvado que requieren los gases de horno. Su purificación es sencilla y de ella se obtiene una pequeña cantidad de alcohol. Con todo, no es siempre costoso el aprovechamiento de dióxido de carbono y rara vez se puede aprovechar económicamente más del 40% del que se produce. El dióxido sólido no se puede guardar para satisfacer la gran demanda que tiene en el verano. Y el almacenamiento del dióxido líquido representa una gran inversión de capital en cilindros.

✓ F). USOS DEL ALCOHOL ETILICO:

A) Generalidades de los usos del alcohol

Usos generales:

En sanatorios como antiséptico

En laboratorios como: antisépticos; solventes; deshidratante; medio de reacción.

En el hogar: antiséptico y varios

Usos como combustible: Energía aditivo de la gasolina; calor, combustión inodora sin humo. Luz llama más luminosa que el petróleo

Usos diversos:

Agente de precipitación en fabricación de insulina y glicérido fosfatatos soluciones antifcongelandes; en el curado del tabaco; medio de reacción para esterificaciones.

b). Materia prima en la industria química

a). Procesos varios:

Xantatos; vitaminas; catalizadores de vulcanizado; caucho sintético - drogas farmacéuticas; hormonas sintéticas y acetilación.

b) Por adición en la producción de:

Antipirina; cloruro de etilo; etilamina; oxalato de etilo; éter; etil mercaptano.

c) Por oxidación en la fabricación de:

Acido acético; yodoformo; fulminato de mercurio; acetaldehído; cloroformo; vinagre; hidrato de cloral.

11 GENERALIDADES DE DESTILACIONA). DESTILACION SIMPLE:

Es la operación que tiene por objeto vaporizar parcialmente una mezcla líquida, separando el vapor del líquido y condensándolo sin que haya entre ambos posterior transferencia de materia. Esta operación se puede efectuar de dos maneras:

A)1 DESTILACION EN EQUILIBRIO (o destilación súbita, instantánea o flash), en la que el vapor y el líquido se mantienen en íntimo contacto de tal manera que el vapor formado esté en equilibrio con el líquido residual.

A-2 DESTILACION DIFERENCIAL: En la que el vapor, tan pronto como se forma, deja de estar en contacto con el líquido. De una manera gradual (diferencial), se va perdiendo el líquido, que pasa al vapor o destilado.

B). DESTILACION DISCONTINUA (Por cargas)

Los aparatos de destilación continuos resultan antieconómicos o poco flexibles en aquellos casos en que la materia prima a separar es relativamente pequeña y de composición muy variable, o cuando no se dispone de ella de una manera continua. Entonces, se recurre a la destilación discontinua. En general los aparatos de dicha destilación constan de las siguientes partes: Hervidor o caldera, de volumen relativamente grande; una columna de platos y los accesorios normales para volver el reflujo a la columna y para recoger el producto.

Este tipo de columnas trabajan de dos maneras; a reflujo constante o a destilado de composición constante.

En el primer caso, como su nombre lo indica, es constante la velocidad a que se recoge el destilado y se vuelve reflujo a la Columna. En consecuencia, la fracción molar del componente más volátil en el producto de destilado decrece continuamente a partir de un valor relativamente elevado al principio de la operación. Cuando se trabaja a composición constante el destilado, la relación de reflujo se ha de

aumentar continuamente, a partir del valor relativamente bajo que tiene al principio de la operación, de manera que consiga tener un destilado de composición casi constante.

Cuando una columna discontinua trabaja a composición constante de destilado y a su capacidad máxima, el caudal molar del vapor aproximadamente constante, y tanto más vapor condensado vuelve a la columna cuanto mayor es el reflujo.

En estas condiciones, el tiempo necesario para efectuar una determinada separación se obtiene de la siguiente manera:

$$B = F \frac{X_d}{\bar{X}_d} \frac{X_f}{\bar{X}_b}$$

En donde F igual a moles de producto inicial cargado en la caldera.
 X_f igual a la fracción molar de un componente determinado en la carga inicial.

X_d igual a la composición del producto final y X_b es igual a la composición con la que queda las colas.

En la actualidad, no se sabe totalmente que influencia tiene en destilación discontinua la retención del líquido por plato, aunque si bien es verdad que puede tener efecto perjudicial en la recuperación del producto final, puesto que parte de el se encuentra en la columna, también es cierto que en compensación, algunas veces aumenta el rendimiento separador de la columna.

C). DESTILACION FRACCIONADA (rectificación)

La rectificación es una destilación realizada de tal manera que el vapor que sale del Alambique o de la Columna se pone en contacto con una porción condensada del vapor previamente producido en el mismo aparato

De este contacto resulta una transferencia de material y un intercambio de calor, consiguiéndose así un mayor enriquecimiento del vapor en los elementos más volátiles del que podría alcanzarse con una simple operación de destilación que utilizara la misma cantidad de calor.

Los vapores condensados, que retornan para conseguir este objetivo se denomina reflujo.

Los dispositivos generalmente empleados en que los vapores del Alambique al dirigirse hacia el condensador circulan a contracorriente con respecto a una parte del condensado que retorna como reflujo, se denominan Columnas de Rectificación.

En la siguiente figura se representa una Columna típica de rectificación continua, y que consta de las secciones de agotamiento y rectificación.

La columna A se alimenta por la parte central con cierta cantidad de reflujo de alimentación de una concentración determinada.

El plato donde entra la alimentación recibe el nombre de plato de alimentación. Todos los platos situados debajo del plato de alimentación constituyen la sección de agotamiento, incluyendo al mismo de alimentación hasta el fondo de la Columna, y todos los platos colocados encima del plato de alimentación constituyen la sección de rectificación

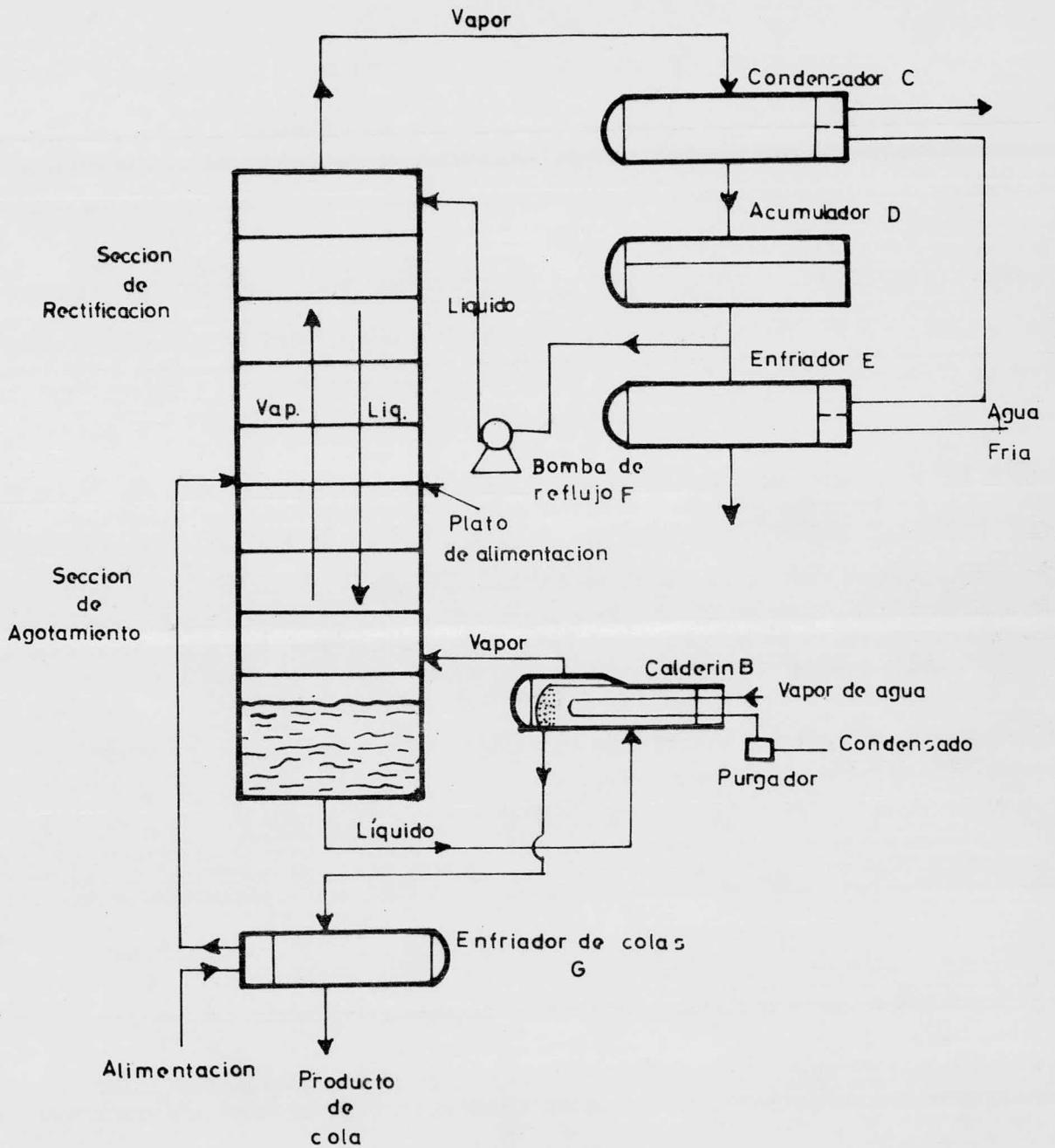
La alimentación desciende por la sección de agotamiento hasta el fondo de la columna, (olla) donde se mantiene un determinado nivel del líquido. El líquido circula por gravedad hasta el calderín que es un vaporizador calentado con vapor de agua.

Este vaporizador genera vapor y lo introduce en el fondo de la columna con lo que logra que ascienda a través de ella. En el vaporizador o calderín existe un rebosadero para retirar el producto de cola, que se enfría enseguida en el enfriador, al mismo tiempo que se precalienta la alimentación.

El vapor que asciende de la sección de rectificación se condensa en su totalidad en un condensador, y el condensado es recogido en un tanque y en el que se mantiene un determinado nivel del líquido.

La bomba de reflujo, toma el líquido del acumulador y lo introduce en la parte superior de la columna con lo que regresa el reflujo líquido

En la siguiente figura se ilustra una columna de rectificación completa con secciones de rectificación y agotamiento.



Este líquido desciende a contracorriente con los vapores que ascienden. A medida que desciende el líquido por la columna, se enriquece por los componentes de las mezclas menos volátiles y la corriente de vapor que sube se va enriqueciendo de los componentes de punto de ebullición más apropiados para poner en contacto las dos corrientes.

La cabeza o parte superior de la columna está más fría que su base o fondo por lo que la corriente del líquido va calentándose a medida que desciende y el vapor va enfriándose a medida que asciende. Esta transmisión de calor se efectúa por contacto entre el líquido y el vapor, y para ello se precisa que exista un contacto íntimo entre ambos.

Sin reflujo, no habría rectificación en esta sección, y con la concentración del producto de cabeza no sería superior a la del vapor que sale del plato de alimentación. El condensado que no es retirado por la bomba de reflujo va a un enfriador y se saca como producto de cabeza.

Para controlar la velocidad de retorno del reflujo se puede utilizar una válvula llamada separador de reflujo. El resto del condensado constituye el producto de cabeza.

D). DESTILACION AL VACIO Y EN CORRIENTE DE VAPOR

Muchas sustancias son difíciles de purificar o separar por destilación a las presiones ordinarias, porque se necesitan elevadas temperaturas para vaporizar el producto lo que provocaría su descomposición o haría la operación impracticable por la excesiva temperatura. Para disminuir la temperatura de trabajo, la destilación se puede llevar a cabo de dos maneras: En vacío o a bajas presiones, o por arrastre con un vapor inerte, también es posible la combinación de ambas.

En el primer caso, la temperatura disminuye según la dependencia presión-temperatura de los productos a destilar. En el segundo, al introducir vapor inerte, se reduce la presión parcial de los componentes volátiles disminuyendo así la temperatura de destilación. Este vapor debe ser inmiscible con el producto destilado. Corrientemente se suele emplear vapor de agua, porque es una materia prima barata, abundante e inmiscible con muchos compuestos orgánicos de elevado punto de ebullición, fácilmente separable por condensación.

E). DESTILACION AZEOTROPICA

Se llaman mezclas azeotrópicas o de punto de ebullición constante, a aquellas cuya composición al hervir es siempre constante, es igual, por tanto para el vapor y el líquido, mientras se produce el vapor el punto de ebullición permanece también constante.

Hay dos clases de mezclas azeotrópicas; homogéneas, en las que coexiste una fase líquida en equilibrio con el vapor; heterogéneas, en la que coexiste dos fases líquidas.

Los azeotrópos heterogéneos pueden separarse en dos columnas ordinarias debido a que las mezclas, a temperatura igual o inferior a la de ebullición, se separan en dos fases líquidas de muy distinta composición.

Para poder fraccionar una mezcla en una columna, es indispensable que el vapor y el líquido que salen de cada contacto tenga distinta composición.

Por esto, los azeotrópos homogéneos no pueden separarse por métodos ordinarios.

Para separar un azeotrópo homogéneo, se suele añadir un tercer componente que no forme mezclas azeotrópicas. De esta manera, un componente del azeotrópo se separa en el destilado y otro en el residuo, pudiendo estar el tercer componente en uno o en ambos productos.

Cuando la mayor parte del tercer componente se recoge en el destilado, la operación se llama "destilación azeotrópica" y cuando se recoge en el residuo se llama "destilación extractiva". La separación de los -- azeotrópos ternarios heterogéneos es igual a la de los binarios, pues cada una de las dos fases es de composición muy distinta a temperatura igual o inferior a la de ebullición.

Los fundamentos de destilación azeotrópica o extractiva son idénticos a los ya expuestos. Hay que tener en cuenta que la formación de azeotrópos es simplemente, una particularidad de ciertas disoluciones y que no es causa de mayores dificultades para el cálculo de fraccionamiento.

CAPITULO III

DESCRIPCION DEL EQUIPO Y PROCESO UTILIZADO EN LA FABRICA DE ALCOHOL

A) Descripción del Proceso:

A la fábrica llega miel inscristalizable de 92° Brix; se diluye con agua hasta una concentración de 24° a 25° Bx, enseguida se le agrega sulfato de amonio en 4 g/l, y para obtener un pH óptimo de 4 a 4.5 se le agrega ácido sulfúrico suficiente, a ésta mezcla se le llama - Mosto.

Además para fermentar dicho Mosto; se tiene levaduras en tinas, las cuales tienen una capacidad de 13 000 litros cada una. A ésta levadura para desarrollarla se le agrega sulfato y fosfato de amonio en 4 g/l respectivamente y posteriormente miel inscristalizable hasta tener una densidad de 18° Bx aproximadamente.

Posteriormente se introducen los 13 000 litros de la levadura ya desarrollada en tinas fermentadoras con una capacidad de 73463 litros y es mezclada junto con el mosto para así tener la fermentación del mismo, la fábrica cuenta con 10 tinas fermentadoras.

Ya mezclado, se deja que se desarrolle la fermentación en un ciclo aproximado de 50 horas.

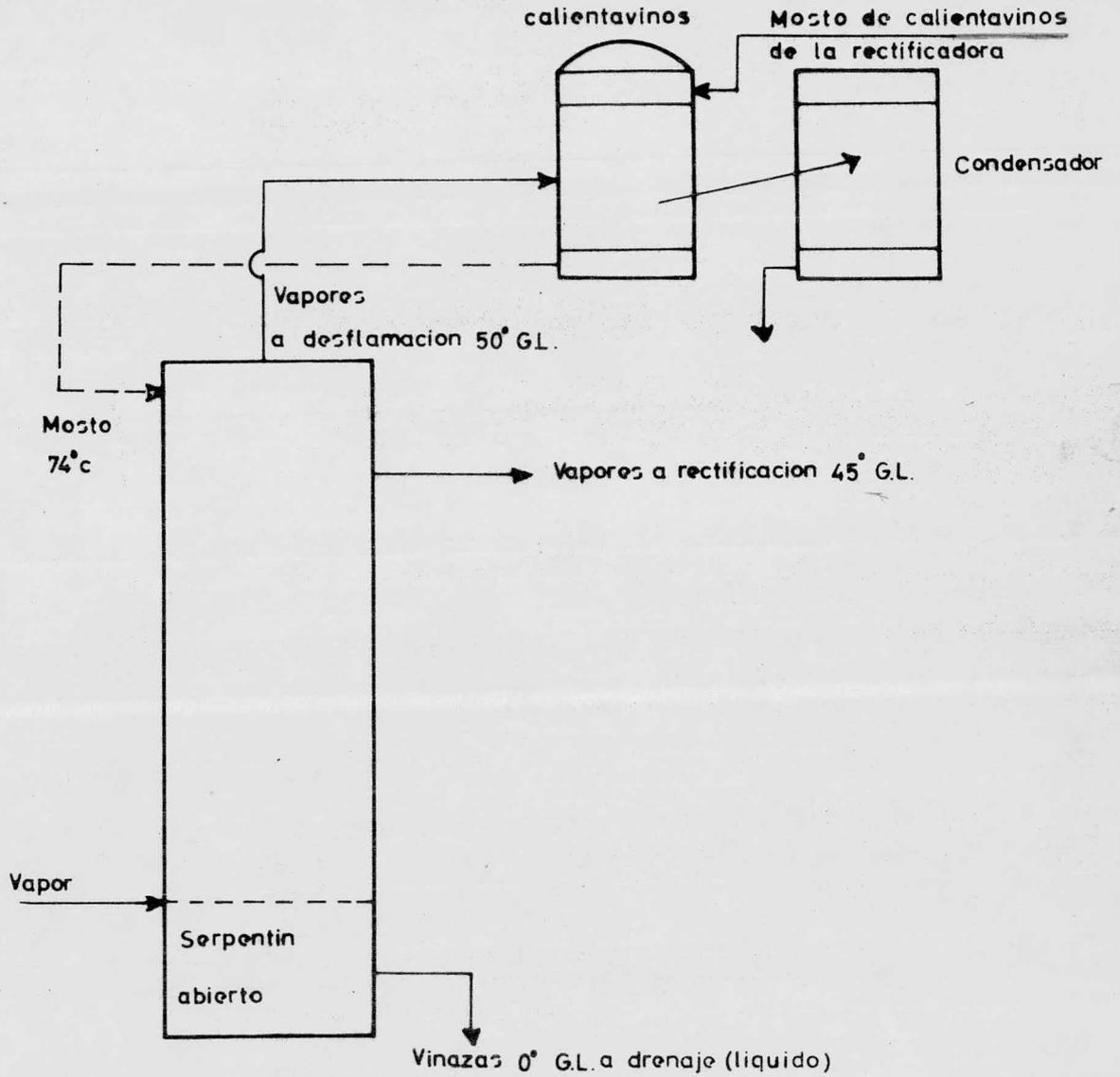
El mosto fermentado es bombeado a un Tanque Alimentador de las Columnas para empezar el proceso de Destilación.

Para ejemplificar mejor el proceso de Destilación a continuación se describe someramente dicho proceso:

La planta cuenta con tres columnas de Destilación denominadas:

- a) Columna " Destrozadora "
- b) Columna " Rectificadora "
- c) Columna " Desflemadora o Purificadora "

ESQUEMA NO. 1 COLUMNA DESTROZADORA



B). DESCRIPCION DEL EQUIPO

Columna Destrozadora: Ver diagrama de la página anterior.

Materiales que entran y salen: Los materiales que entran a la Columna son el mosto fermentado y vapor por medio de un serpentín perforado, colocado en la olla de la Columna. Las salidas son: Vinazas, vapores de aguardiente a desflemación y vapores de aguardiente a rectificación.

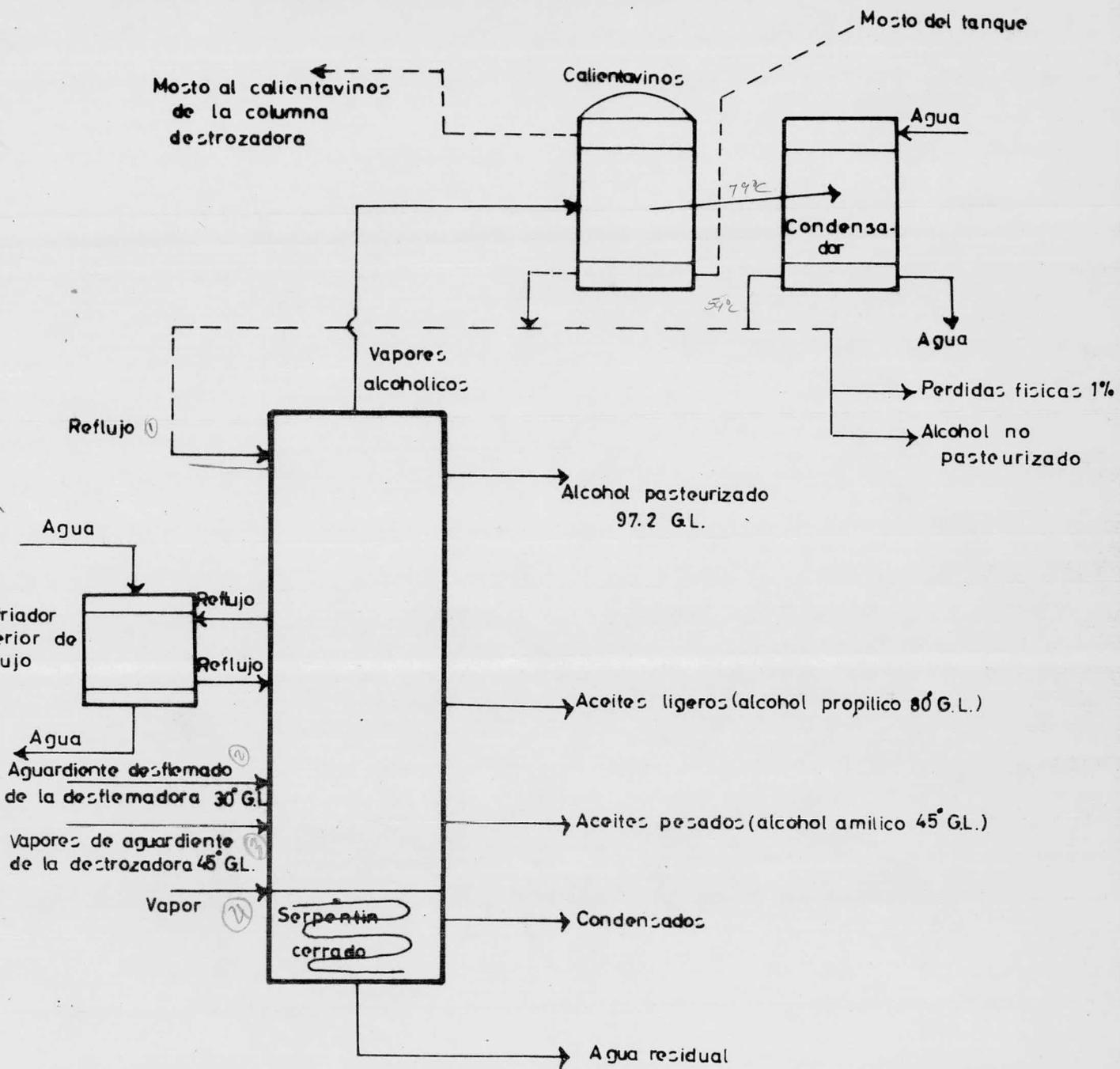
Vapores de aguardiente a desflemación: Salen por la parte superior de la Columna Destrozadora, se condensan parcialmente en un calentavinos y el resto en un condensador, actuando agua como medio de enfriamiento. Se ha considerado que éstos vapores tienden al estado líquido de 50°G.L. Esta graduación es algo menor que la que correspondería a vapores desprendiéndose de mosto de 8°G.L. ya que la eficiencia en la obtención del equilibrio es menor del 100% para un trabajo eficiente de la Columna Destrozadora. Un tercio del alcohol 100% del mosto debe salir con los vapores que van a desflemarse.

Vapores a rectificación: Se considera que éstos vapores tienen el estado líquido en una graduación de 45°G.L. , ya que son extraídos de una parte más baja de la Columna que los que van a desflemación. Dos terceras partes del alcohol 100% en mosto van con éstos vapores.

Cálculo de la temperatura del mosto de entrada: No se conoce, pero se puede calcular de un modo indirecto. La temperatura inicial del mosto es de 30°C , éste pasa por un calentavinos operado con vapores de la misma columna Rectificadora los cuales se condensan parcialmente; efectuándose el resto de la condensación en un condensador, empleando agua como agua de enfriamiento.

Los vapores de la Columna Destrozadora que van a desflemación se encargan del segundo y último calentamiento del mosto, al condensarse parcialmente en otro calentavinos. La condensación final se hace con otro Condensador, actuando agua como medio de enfriamiento.

ESQUEMA NO 2 COLUMNA RECTIFICADORA



Columna Rectificadora: Ver esquema # 2 de la página anterior.

Los materiales que entran y salen a la Columna Rectificadora son respectivamente: Reflujo, aguardiente desflemado que viene de la Columna Desflemadora, vapor que se alimenta por medio de un serpentín sin perforaciones, por lo que no se mezcla con los materiales dentro de la columna.

Las salidas son las siguientes: Alcohol Pasteurizado, (producción), Aceites Ligeros (alcohol propílico), Aceites Pesados (alcohol amílico) agua residual, condensados del serpentín y vapores que van al Calientavinos y después al Condensador.

Columna Desflemadora: Ver esquema # 3 de la página siguiente.

Los materiales que entran a la Columna son:

Reflujo.- Alcohol no pasteurizado y los vapores que salen de la parte superior de la Columna Destrozadora y que se condensan primero en un calentavinos y el resto en un Condensador, llegando por lo tanto en estado líquido. El no pasteurizado y los vapores a la columna; se mezclan con agua en la llamada Botella de Dilución con el objeto de lograr una mejor separación de flemas de cabezas y se alimentan de ésta forma.

Las salidas de la Columna son los vapores que se desprenden de la parte superior de la Columna hacia el condensador y el aguardiente desflemado que se envía a la Columna Rectificadora. Además se tiene otro material, vapor que se alimenta a la Columna por medio de un serpentín cerrado en la parte inferior de la columna, llamada olla, por lo que la cantidad de condensados que sale es idéntica al consumo de vapor.

C) PLANOS:

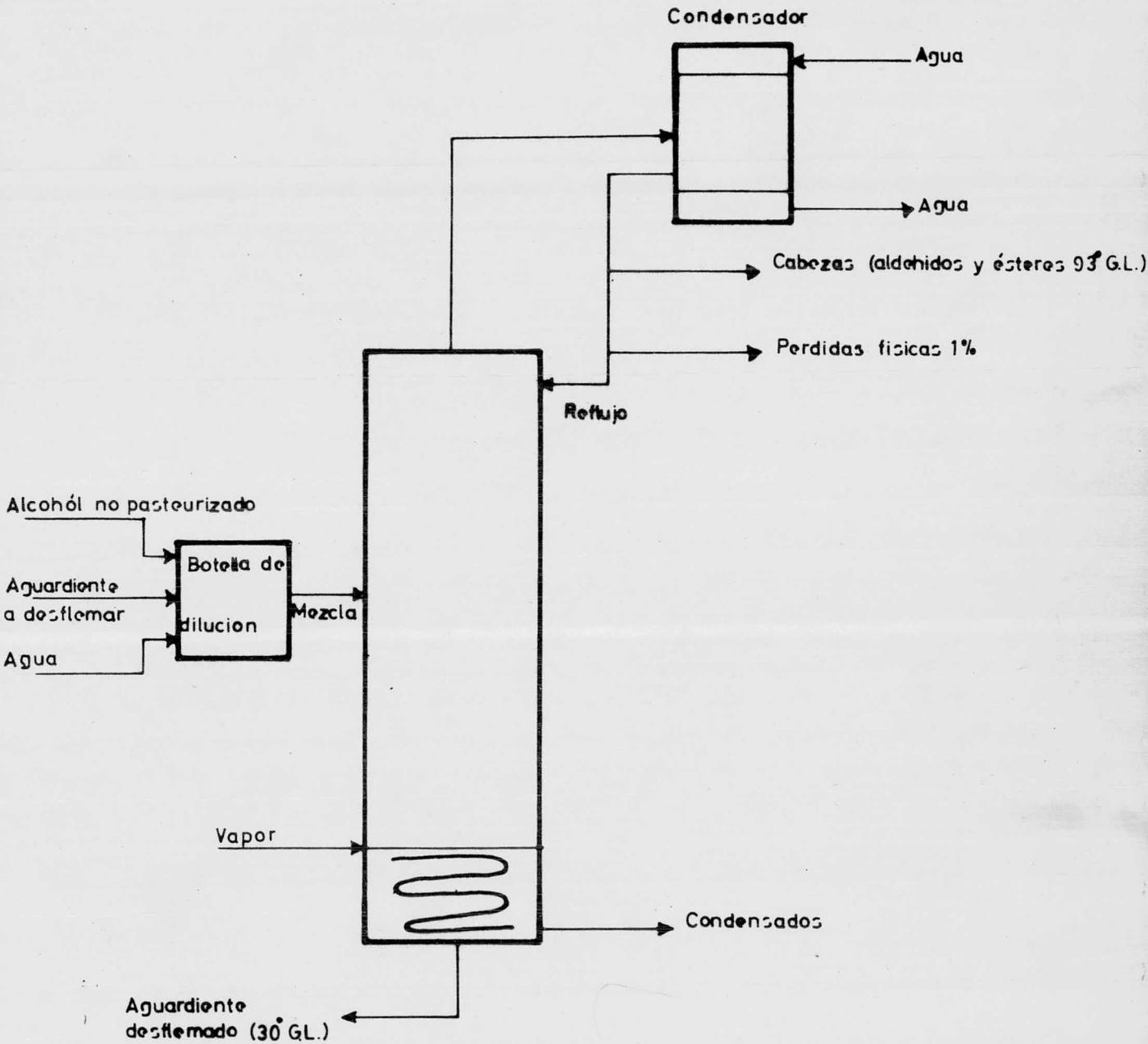
Plano de localización de la fábrica de alcohol

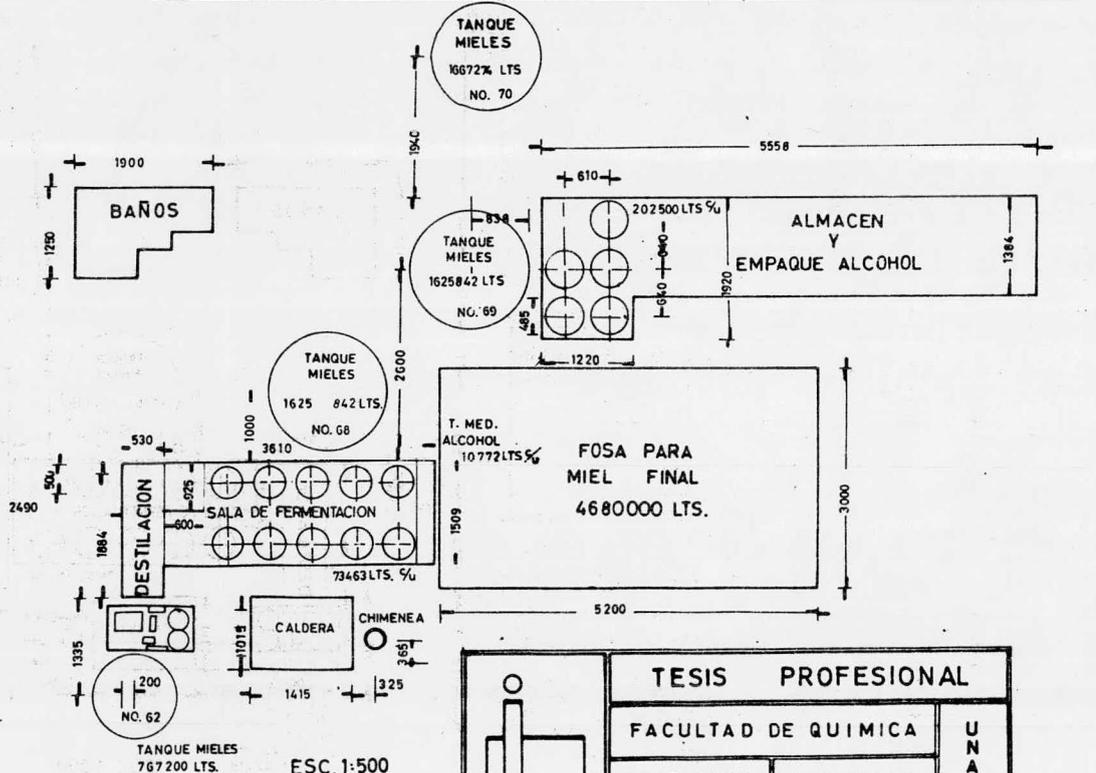
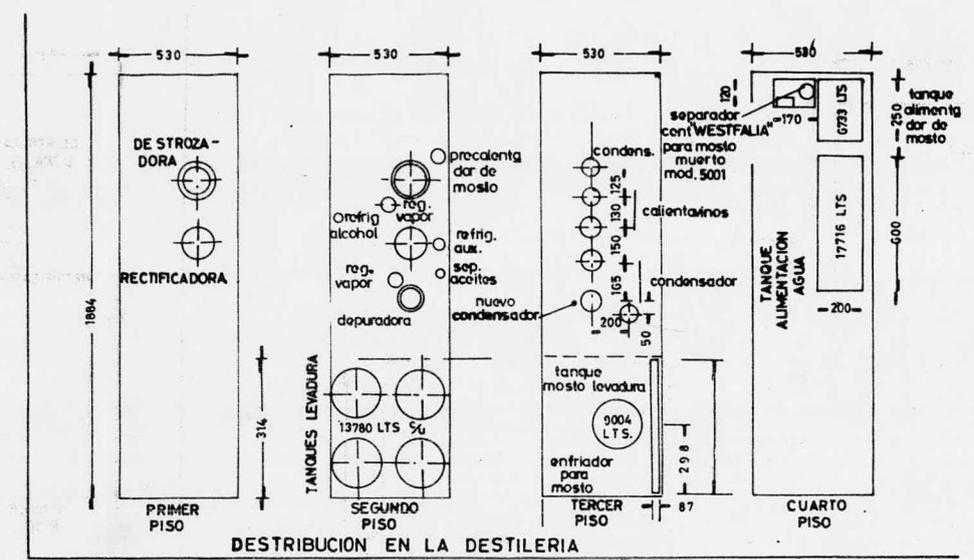
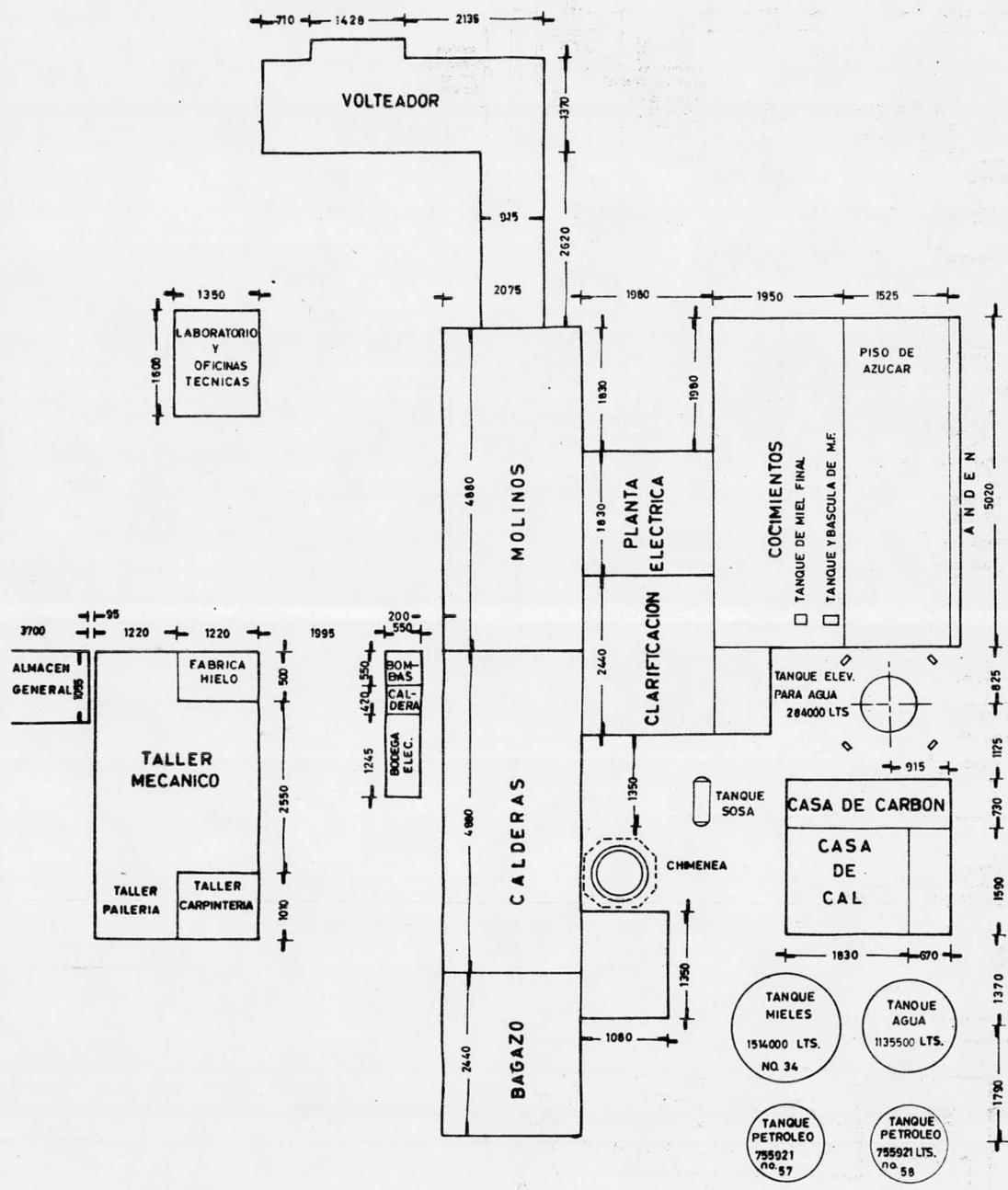
Plano de aparatos de Destilación y rectificación de la fábrica de alcohol.

Plano de detalles interiores de las Columnas destrozadora, Rectificadora, y Depuradora, de la fábrica de alcohol

Plano de Características de los Condensadores y Calientavinos de la fábrica de Alcohol.

ESQUEMA NO 3 COLUMNA DESFLAMADORA





		TESIS PROFESIONAL	
		FACULTAD DE QUIMICA	
JOSE LUIS SOSA LOPEZ	FRANCISCO UBERGO GONZALEZ	UNAM 1978	
LOCALIZACION DE LA FABRICA DE ALCOHOL			

CAPITULO IV

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DEL EQUIPO

A) Bases

Se considerarán las siguientes extracciones de alcohol 100%

Alcohol "pasteurizado" (producción)	= 83%
Cabezas	= 10%
Aceites altos	= 3%
Aceites bajos	= 2%
Pérdidas físicas	= 2%

Las pérdidas físicas se consideran el 1% en la columna Rectificadora y el otro 1% en la columna Depuradora.

Capacidad total en manejo de alcohol 100% del aparato:

Producción: 24 000 lts/día; alcohol de 97.20° G L a 15°C
Densidad: .8113 Kg/lt a 97.20° G L
(97.20° G L) = 95.5 % en peso

La producción de alcohol representa el 83% de la capacidad total de alcohol 100% y es igual:

$$\frac{24000 \text{ lts/día} \times .8113 \text{ Kg/lt} \times 2.205 \text{ lb/kg} \times .955}{24 \text{ hr/día} \times .83} = 2059 \text{ lb/HR}$$

B) I COLUMNA DESTROZADORA

Balance de materiales:

Bases Producción = 1000 lts/hr alcohol 97.2° GL a 15°C

Cálculos:

Materiales que entran: Son mosto y vapor por medio de un serpentín -- cerrado.

Mosto: Se considera que el mosto tiene 8° G L = 6.422% en peso como la capacidad de alcohol es igual a 2059 lb/hr.

Cantidad de mosto igual

$$\frac{2059}{.06422} = 32061 \text{ lb/hr}$$

Vapor se designará con la letra V es desconocida su magnitud.

Materiales que salen: Vinazas, vapores aguardiente a desflemación y vapores de aguardiente a rectificación.

Vinazas se designará con la letra S es desconocida su magnitud.

Vapores de aguardiente a desflemación:

Salen de la parte superior de la columna destrozadora, se condensan parcialmente en un calentavinos y el resto en un condensador, actuando agua como medio de enfriamiento.

Se ha considerado que tienen una graduación de 50°GL para un trabajo eficiente de la columna destrozadora un tercio del alcohol 100% del mosto debe salir con los vapores que van a desflemarse.

$$\text{Alcohol 100\%} = 2059 \text{ lb/hr} \quad 50^\circ \text{G L} = 42.5\% \text{ en peso}$$

$$\frac{2059}{3} = 686.33 \text{ lb/hr} \quad \frac{686.33}{.4250} = 1614.90 \text{ lb/hr}$$

Vapores de aguardiente a rectificación:

Se considera que estos vapores tienen al estado líquido una graduación de 45° G. L ya que son extraídos de una parte más baja de la columna que los que van a desflemarse.

Dos terceras partes del alcohol 100% que va en el mosto va con estos vapores.

$$45^\circ \text{ G L} = 38\% \text{ en peso}$$

$$\begin{aligned} \text{Alcohol } 100\% &= 2059 \times \frac{2}{3} = 1372.67 \text{ lb/hr} \\ 1372.67/38 &= 3612.28 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

RESUMEN

ENTRADAS	SALIDAS
Mosto = 32061 lb/hr	1b/hr
Vapor = V lb/hr	Vap. Agdte. a desflemar = 1614.9
	Vap. Agdte a Rectific. = 3612.28
	Vinazas = S
V + 32061 lb/hr	S + 5227.18 lb/hr

$$V + 32061 \text{ lb/hr} = S + 5227.18 \text{ lb/hr}$$

Se tiene una ecuación con dos incógnitas hace falta otra ecuación, - que se obtendrá por medio del balance térmico.

- BALANCE TERMICO-

Cálculo de la temperatura del mosto.

No se conoce; pero se puede calcular de modo indirecto. La temperatura inicial del mosto es $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$. Este pasa primero por un "Calienta-vinos" operado con vapores de la columna Rectificadora, los cuales se condensan parcialmente, efectúandose el resto de la condensación en un condensador empleando agua como medio de enfriamiento. Los vapores de la columna Destrozadora que van a desflemación se encarga del segundo calentamiento y último calentamiento del mosto al condensarse parcial

mente en otro calentavinos la condensación final se hace en otro condensador, actuando agua como medio de enfriamiento.

Primer calentamiento.

La cantidad de vapores que intervienen en el primer calentamiento es la siguiente:

Graduación 97.2° G L = 95.5 % en peso a 15°C

Producción alcohol = 1000 lts/hr a 97.7° G L

Densidad del alcohol a 97.2 ° G L = .8113 Kg/lt

Producción libras hora:

$$1000 \text{ lts/hr} \times .8113 \text{ kg/lt} \times 2.205 \text{ lb/hr} = 1788.92 \text{ lb/hr}$$

La relación de reflujo recomendada para el equipo es de 4.5.

$$4.5 \times 1788.92 = 8050.14 \text{ lb/hr.}$$

Alcohol 100% en no pasteurizado igual.

$$2059 \text{ lb/hr} \times .1 = 205.9 \text{ lb/hr}$$

2050 lb/hr salen con la graduación 97.2°G.L = 95.5% en peso
por lo tanto $205.9/.955 = 215.60 \text{ lb/hr}$

Por último adicionaremos las pérdidas físicas que son 1%

$$2059 \times .01 = 20.59 \text{ lb/hr}$$

$$20.59/.955 = 21.56 \text{ lb/hr}$$

Finalmente tenemos la cantidad de vapores que salen de la columna rectificado es igual:

$$8050.14 \text{ lb/hr} + 215.60 \text{ lb/hr} + 21.56 \text{ Lb/hr} = 8287.30 \text{ lb/hr}$$

Considerando el 55% de condensación en el calentavinos'

$$8287.3 \times .55 = 4558.02 \text{ lb/hr}$$

Entalpia del vapor = 508 BTU/lb

Entalpia del líquido = 90 BTu/lb

Calor cedido por el calentavinos igual

$$4558.02 \text{ lb/hr (508 - 90) BTU/lb} = 1905252 \text{ BTU/hr}$$

$$1905252 = 32061 \times 1.0 \text{ (T - 86)}$$

$$T = 145.43^\circ\text{F} = 63.01^\circ\text{C}$$

Segundo calentamiento

Cantidad de vapores de la columna Destrozadora que van a defelmación
igual 1614.90 lb/hr

Considerando una condensación del 50%

$$1614.90 \text{ lb/hr} \times .5 = 807.45 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Entalpia de los vapores} = 855 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{Entalpia de los líquidos} = 125 \text{ BTU/lb}$$

Calor cedido por el Calientavinos igual

$$807.45 \text{ lb/hr (855 - 125) BTU/lb} = 589438 \text{ BTU/hr}$$

Temperatura de salida del Calientavinos igual a la temperatura de entrada a la columna Destrozadora

$$589438 \text{ BTU/hr} = 32061 \text{ lb/hr} \times 1.0 \text{ BTU/lb OF (T - 145.43)}$$

$$T = 163.81 = 73.23^\circ\text{C}$$

"BALANCE TERMICO"

Se considera 6% del calor del vapor se pierde por radiación.

La presión del vapor es igual a 80 psig.

$$\text{Temperatura de salida de las vinazas} = 104^\circ\text{C} = 219^\circ\text{F}$$

Calor específico de las Vinazas es igual a 1.0 BTU/lb°F

Temperatura de entrada del mosto igual a 163.81°F

3/19
°C +32

ENTRADAS

SALIDAS

Mosto	BTU/Hr	Vap. Agdte. adesflem.	BTU/hr
32061 x 1.0 (163.81 - 32)	= 4225960	1614.9 x 855	= 1380739
Vapor		Vapor agdte. a rectific	
.94V x 1186	= 1115V	3612.28 x 880	= 3178806
		Vinazas	
		S x 1.0 (219-32)	= 187S

$$4225960 + 1115V = 4559545 + 187S$$

$$V = \frac{4559545 - 4225960 + 187 S}{1115}$$

$$V = 281.24 + .168 S$$

Se tiene una ecuación con dos incógnitas, la cual combinada con la ya obtenida con el balance de materiales, nos permitirá calcular la cantidad de vapor y de Vinazas igualando ambas.

$$V = 26833.82 + S$$

$$V = 281.24 + .168.S$$

$$26833.82 + 281.24 = S - .168 S$$

$$S = 32578.98 \text{ lb/hr}$$

$$V = 5745.16 \text{ lb/hr}$$

R E S U M E N

BALANCE DE ALCOHOL 100%

ENTRADAS	SALIDAS	lb/hr
En mosto: 2059 lb/hr	En vap. agdte. a desflemar	686.33
	En vap. agdte. a rectificar	1367.67
	Vinazas	0
2059 lb/hr		2059 lb/hr

BALANCE DE MATERIALES

ENTRADAS	SALIDAS	lb/hr
Mosto 32061 lb/hr	Vap agte. a des flemar	1614.90
Vapor 5745 lb/hr	Vap agte a rectificar	3612.20
	Vinazas	32578.9
37806 lb/hr		37806 lb/hr

BALANCE TERMICO

Vapor	BTU/hr	Vap a desflemar	BTU/hr
5745 x 1186 =	6813570		1380739
Mosto		Vap a rectificar	
=	4225960		3178806
	11039530	Vinazas	6092254
		Radiación	387731
			11039530

B) 11 COLUMNA DE RECTIFICADORA

Balance de material:

Materiales que entran son: Reflujo, aguardiente desflemado que vienen de la columna Desflemadora, vapores de aguardiente que proceden de la columna Destrozadora vapor que se alimenta por medio de un serpentín sin perforaciones por lo que no se mezcla con los materiales de la -- columna.

Vapores que provienen de la destrozadora fueron ya calculados en la - columna Destrozadora.

3612.28 lb/hr

Aguardiente líquido desflemado para calcular este material es necesario hacer un balance general de alcohol 100% en la columna Desflemadora.

Sabemos ya las entradas de alcohol 100% a esta columna

Alcohol 100% en no pasteurizado (calculado en la página 26) = 205.90

Alcohol 100% en aguardiente a desflemar (calcula pag. 24) = 683.33

892.23 lb/hr

Salidas: Cabezas, pérdidas físicas.

Cabezas (10% cap. total de alcohol 100%) = $2059 \times 0.1 = 205.90$ lb/hr

Pérdidas físicas (1% cap total de alcohol 100%) $2059 \times .01 = 20.59$ "

226.49 lb/hr

Por lo tanto aguardiente líquido desflemado.

$892.23 - 226.49 = 665.74$ lb/hr

El aguardiente líquido desflemado sale a 30° G L (25% en peso)

$665.74 / .25 = 2662.96$ lb/hr

Reflujo: cantidad de reflujo líquido que entra a la parte superior de la columna fué ya calculado en la página 26 y es igual a 8050.14 lb/hr

Vapor no se conoce su consumo hasta no hacer el balance térmico. Materiales que salen de la parte superior de la columna fueron ya calculados en la página 26 = 8287.30 lb/hr vapores al calentavinos que sirven para el calentamiento del mosto.

Producción de alcohol pasteurizado (producción). Calculados en la página 26 = 1788.92 lb/hr a 97.2° G L

Aceites ligeros se calculan sobre la base de 3% de la capacidad en alcohol 100%

Alcohol 100% = 2059 lb/hr x .03 = 61.87 lb/hr salen a 80° G L = 73.5%
 en peso $61.87 / .735 = 84.04$ lb/hr

Aceites pesados: Se calculan sobre la base de 2% de la capacidad del alcohol 100% = 2059 lb/hr x .02 = 41.18 lb/hr salen a 45° G L = 38%
 en peso $41.18 / .38 = 108.37$ lb/hr

Agua residual se calcula por diferencia. Entradas menos salidas
 $8050.14 + 3612.28 + 2662.92 - (8287.30 + 1788.92 + 84.04 + 108.37) =$
 4056.75 lb/hr H₂O

Condensados: Puesto que el vapor que se alimenta en serpentín cerrado la cantidad de condensados es igual a la de vapor y al igual que este, no se conoce hasta no hacer el balance térmico.

RESUMEN

ENTRADAS

Reflujo = 8050.14 lb/hr
 Vap. agte. a rectific.
 3612.28 lb/hr
 Vap. agte desflemado
 2662.96 lb/hr

SALIDAS

Vap a calentavinos 8287.3 lb/hr
 Producción de alcohol 1788.92 "
 Aceites pesados 84.04 "
 Aceites ligeros 108.37 "
 Agua residual 4056.75 "

14325.38 lb/hr

14325.38 "

BALANCE TERMICO

Se considera un 6% del calor cedido por el vapor se pierde por radiación.

La presión del vapor = 80 psig

Temperatura del agua residual = 219° F

Calor específico del agua residual = 1.0 BtU/lb °F

Cantidad de reflujo

8050.14 lb/hr 97.2 G. L = 95.5% en peso

8050.14 lb/hr x .955 = 7687.88 lb/hr

8050.14 lb/hr x .045 = 362.25 lb/hr

7687.88/46 = 167.13 lb mol alcohol/hr

362.25/78 = 20.13 lb mol agua/hr

187.25 lb ^{mol} de reflujo

A esta cantidad hay que restarle la extracción de producción alcohol pasteurizado

1788.92 x .955 = 1708.42 lbHr

1788.92 x .045 = 80.50 lb/hr

1788.92/46 = 37.14 lb mol alcohol/hr

80.50/18 = 4.47 lb mol agua/hr

41.61 lb mol/hr

187.25 - 41.61 = 145.64 lbmol/hr

Cantidad de reflujo abajo del plato de extracción de pasterurizado

Sale para ser enviando a un grado de 85° G L = 60.2% mol de alcohol

145.64 x .602 = 87.67 lb mol/hr alcohol x 46 = 4032.82 lb/hr

145.64 x .398 = 57.96 lb mol/hr agua x 18 = 1043.35 lb/hr

5076.17 lb/hr

Si se asume que las 5076.17 lb/hr salen a la temperatura de ebullición corresponden a 85° GL = 60.2% en peso tendremos:

Temperatura salida de la columna o sea entrada al enfriador = 174.3°F
79°C.

Temperatura salida del enfriador o sea retorno a la columna 131° F = 59°C
Calor específico promedio entre 174.3 y 131° F = 0.7 BTU/lb°F

Calor cedido en el enfriador

$$5076.17 \times .7(174.3-131) = 153858 \text{ BTU/Hr}$$

BALANCE TERMICO

Entradas

Agte. desflemado. BTU/hr

$$2701.76 \times 135 = 364737$$

Vap agete. a rectificación

$$3612.28 \times 880 = 3178806$$

Reflujo

$$8050.14 \times 90 = 724512$$

Vapor

$$.94 \times 1186 = 1115V$$

$$4268056 + 1115 V$$

Salidas

Vap. alcohólicos al Calientavinos

$$8287.30 \times 510 = 4226523 \text{ BTU/hr}$$

Alcohol pasteurizado

$$1788.92 \times 90 = 161002 \quad "$$

Aceites Ligeros.

$$84.04 \times 110 = 9244 \quad "$$

Aceites pesados

$$108.37 \times 135 = 14629 \quad "$$

Agua residual =

$$4056.75 (219 - 32) = 758612 \quad "$$

Enfriamiento de reflujo

$$5076.17 \times .7 (174 - 131) = 153858 \quad "$$

Condensados

$$.94 V \times 294 = 276 V$$

$$5323869 + 276V$$

$$4268056 + 1115 V = 5323869 + 276 V$$

$$839V = 1055813$$

$$V = 1055813/839$$

$$V = 1258 \text{ lb/hr}$$

RESUMEN

(BALANCE DE ALCOHOL 100%)

ENTRADAS

Reflujo 7687/ lb/hr
Vap. agte a recti
1372 lb/hr
Vap agte a desflemado
665 lb/hr

9724.00 lb/hr

SALIDAS

Vap. a calientavinos 7914 lb/hr
Producción de alcohol 1708 lb/hr

Aceites ligeros^S 61 lb/hr
Aceites pesados 41 lb/hr

9724.00 lb/hr

Balance de materiales

Reflujo 8050.14 lb/hr
Vap. agte. a rectificación
3612.88 lb/hr
Agte. desflemado
2662.96 lb/hr

15583.38 lb/hr

Vap. alcoholicos al calientavinos 8287.30 lb/hr
Alcohol pasteurizado 1788.92 lb/hr
Aceites ligeros 84.04 lb/hr
Aceites pesados 108.37 lb/hr

Condensados 1258.00 lb/hr
Agua 4056.75 lb/hr

15583.38 lb/hr

Balance Termico

Agte. desflemado = 364737 BTU/hr
Agte. a rectificación
= 3178806 "
Reflujo = 724512 "
Vapor
1258 x 1186 = 1491988 "

5760043 "

Vap. alcoholicos al calientavinos 4226523 BTU/hr
Alc. pasteurizado 161002 "
Aceites ligeros 9244 "
Aceites pesados 14629 "
Agua residual 758612 "
Enfriamiento reflujo condensados 153858 "
Condensados
1258 x 294 369852 "
Radiación 66323 "

5760043 "

III.- COLUMNA DESFLEMADORA (DEPURADORA)

Balance de materiales.

Materiales que entran a la columna son:

Reflujo, alcohol no pasteurizado y los vapores que salen de la columna Destrozadora que se condensan en un Calientavinos y el resto en un condensador llegando por tanto en estado líquido.

El no pasteurizado y los vapores de aguardiente condensados no entran con su graduación original a la columna. Se mezclan con agua en la llamada botella de dilución con objeto de lograr una mejor separación de las flemas o cabezas y se alimenta en esta forma.

Las salidas son los vapores desflemados, van hacia un condensador y el aguardiente desflemado se envia a la columna de Rectificación.

Además se tiene otro material, vapor que se alimenta por un serpentín cerrada, en la parte inferior de la Columna por lo que la cantidad de condensados es idéntica al consumo de vapor.

Los materiales que entran a la botella de dilución son conocidos

Alcohol no pasteurizado = 205.90 calculado en la pagina 26

Aguardiente a desflemar = 1614.9 calculado en la pagina 24

Falta la cantidad de agua para diluir estos materiales. Se hará por medio de un balance de materiales.

Extracción de Cabezas = 10% de la capacidad de alcohol 100%

$2059 \times .1 = 205.9 \text{ lb/hr}$

$2059/.93 = 221.40 \text{ lb/hr}$

Pérdidas físicas = 1 %

$2959 \times .01 = 20.59$

$20.59/.93 = 22.4 \text{ lb/hr}$

Relación de reflujo = 4.5

$4.5 \times 221.40 = 996.29 \text{ lb/hr}$

Vapores al condensador calculados en pagina 30 = 2662.96 lb/hr

Agua a la botella de dilución.

$$2662.96 + 1239.83 - 996.29 - 205.9 - 1614 = 1085.70 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \text{ AGUA}$$

1085.70 lb/hr agua

Peso de la mezcla

$$1085.70 + 205.90 + 1614.90 = 2906.50 \text{ lb/hr}$$

O sea agua más aguardiente no pasteurizado, más aguardiente a desflemar.

Alcohol 100% en no pasteurizado = 205.90 lb/hr
Alcohol 100% a desflemar = 686.33 lb/hr
892.23 lb/hr

$892.23/2906.50 = 30.70\%$ en peso
30.70% en peso = 37°G L

Reflujo ya calculado = 996.29 lb/hr

Vapor no se conoce hasta no realizar el balance térmico.

Vapores al condensador = 1239.83 lb/hr calculado en la pág. anterior.

Condensados su cantidad es exactamente igual al consumo de vapor, por alimentarse en serpentín cerrado.

RESUMEN

ENTRADAS

SALIDAS

Mezcla de la botella	= 2906.50 lb/hr	Agte. desflemado	= 2662.96 lb/hr
Reflujo	= 996.29 lb/hr	Vap. al Condens.	= 1239.83 lb/hr
	<hr/>		<hr/>
	3902.79 lb/hr		3902.79 lb/hr

BALANCE TERMICO

Se considera que 6% del calor cedido por el vapor se pierde por radiación.

Presión del vapor = 80 psig

Temperatura de salida de la mezcla de la botella y de entrada a la columna es igual a 75°C = 167°F

Calor específico promedio de la mezcla entre 32°F y 167°F para 30.7% en peso igual 0.95 BTU/lb °F

ENTRADAS

MATERIAL	ENTALPIA	BTU/Hr
De la botella		
2906.50 x .95 (167-32)		= 372758
Reflujo		
996.28 x 95		= 94646
Vapor		
0.94 x 1186		= 1115V

$$467405 + 1115 V$$

SALIDAS

MATERIAL	ENTALPIA	BTU/HR
Vapores de condensador		
1239.83 x 520		= 644711
Agte. desflemado		
2662.96 x 135		= 359499
Condensandos		
.94V x 294		= 276.4V

$$1004211 + 276.4 V$$

$$838.6 V = 536806$$

$$V = 536806/838.6 = 640.12 \text{ lb/hr}$$

R E S U M E N
(Balance de Alcohol 100%)

ENTRADAS

SALIDAS

Alcohol no pasteurizado	205.9 lb/hr		Vapores al condensador	1153.04 lb/hr
Agte. a desflemación	686.33 "		Agte. desflemado	665.74 "
Total de mezcla	892.23 "			1818.78 "
Reflujo	926.55 "			
	1818.78 "			

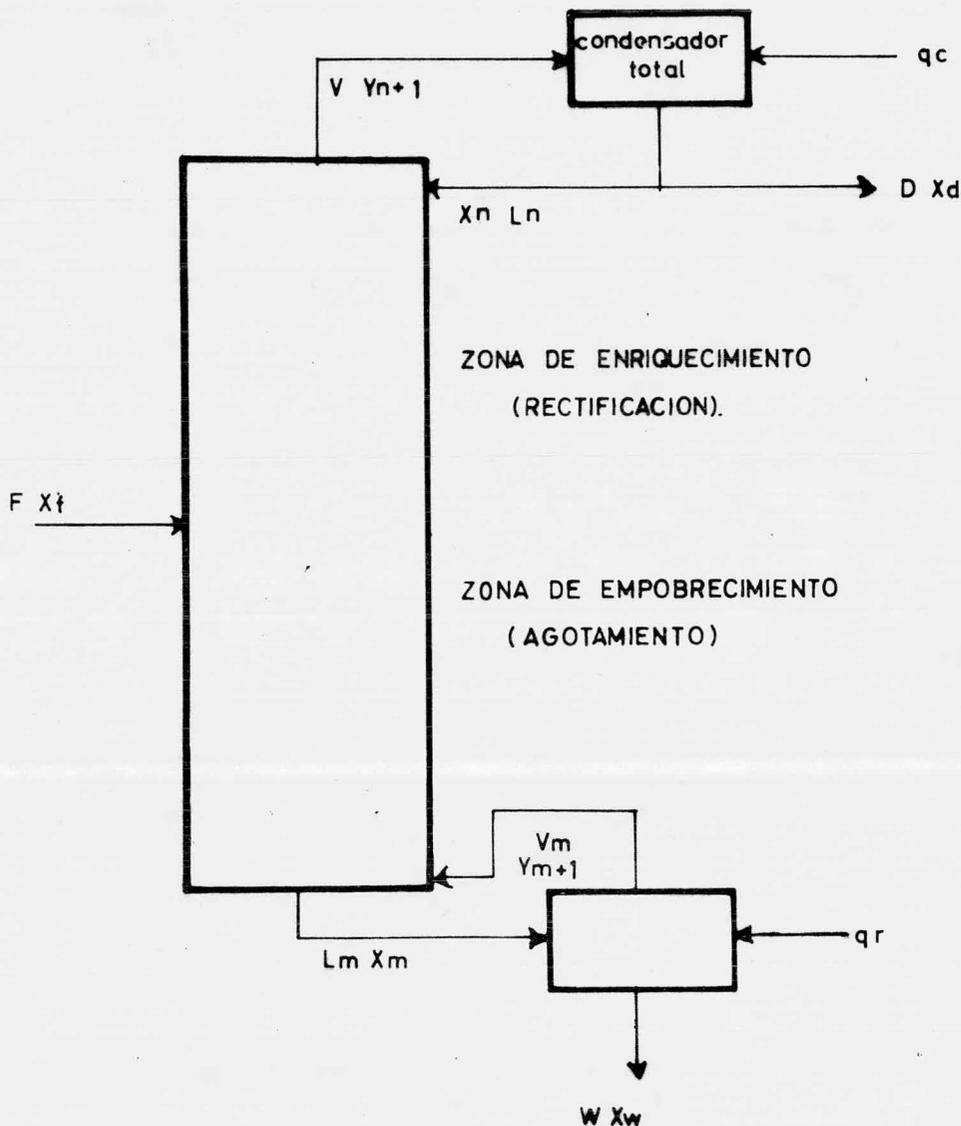
BALANCE DE MATERIALES

Mezcla de la botella	2906.50		Agte. desflemado	2662.96 lb/hr
Reflujo	996.29		Vap. al condensa.	12.39.83 "
	3902.79 lb/hr			3902.79 "

BALANCE TERMICO

	BTU/hr			BTU/hr
De la botella	372758		Vap. al condensa	644711
Reflujo	94646		Agte. desflemado	359494
Vapor	744950		Condensados	184667
			Radiación	23482
	1212354			
				1212354

METODO McCABE - THIELE



CAPITULO V

V). CONDICIONES PARA EL CALCULO DE LOS EQUIPOS POR EL METODO MC CABE AND THIELE

A Balance de materia

- a) ----- $F = D + W$
 b) ----- $D = F - W$
 c) ----- $FX_f = DX_d - BX_b \quad W = B$

Sustituyendo la ecuación b en la ecuacion c:

$$FX_f = DX_d - BX_b \quad (c)$$

$$FX_f = (F - W)X_d + WX_w$$

o sea $F(X_f - X_d) = W(X_w - X_d)$

por lo tanto $W = F \frac{X_f - X_d}{X_w - X_d} = F \frac{X_d - X_f}{X_d - X_w} \quad (d)$

$$D = F \frac{X_f - X_w}{X_d - X_w} \quad (e)$$

Balance en el condensador total.

$$V = Ln = D \quad (f)$$

$$D = V - Ln = Vn + 1 - Ln \quad (g)$$

Balance en la zona de enriquecimiento

$$V = L + D \quad (h)$$

$$VY_{n+1} = LX_n + DX_d \quad (i)$$

$$Y_{n+1} = L/VX_n + DX_d/V \quad (j)$$

Balance en la zona de empobrecimiento

$$Lm = W + Vm \quad (k)$$

$$LmX_m = WX_w + Vm Y_{m+1} \quad (l) \text{ por lo tanto}$$

$$Vm Y_{m+1} = Lm X_m - Wx_w \text{ o sea } Y_{m+1} = Lm/Vm X_m - WX_w/Vm$$

Rectificación en un plato (n)



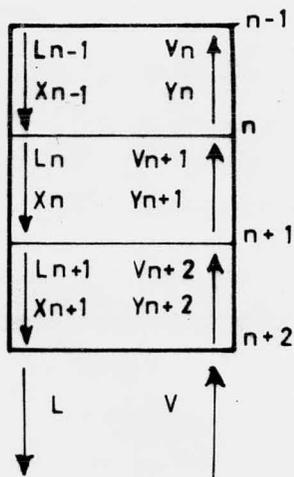
Corrientes de entrada:	$L_n - 1$	(X_{n-1})	Kg-mol/hr
(al plato 'n')	$V_n + 1$	(Y_{n+1})	"
Corriente de salida	L_n	X_n	"
(del plato n)	V_n	Y_n	"

$N-1, n, n+1, n+2$ = Son los platos en la columna de rectificación.

q = Esta línea nos une la zona de enriquecimiento con la de empobrecimiento y nos indica el tipo de alimentación y las condiciones a la que entra a la columna.

Las corrientes V_{n+1} y L_{n-1} se pone en íntimo contacto con el plato "n" teniendo que acercarse al equilibrio, esto se logra, porque parte del componente más volátil que lleva L_{n-1} se evapora pasando de una composición X_{n-1} hasta X_n ; mientras que el vapor que sube desde el plato V_{n+1} tiene que condensar parte del componente menos volátil (v) enriqueciéndose en el más volátil desde Y_{n+1} hasta Y_n .

El método de McCabe-Thiele consiste únicamente en el hecho de que no hay efectos caloríficos y únicamente se realizan balances de materia para descomponer a la mezcla binaria, y además se utilizan unidades molares.



C) CONSTRUCCION DE LAS LINEAS DE OPERACION

El procedimiento más práctico y sencillo para representar las líneas de operación consiste en:

- a) localizar la línea de alimentación.
- b) Calcular la ordenada al origen. $X_d/(R_d + 1)$ de la línea de rectificación y representar la línea que pasa por dicha ordenada en el origen y por el punto X_d
- c) Trazar la línea de agotamiento que pasa por el punto X_b y por el punto de intersección de la línea de rectificación con la línea de alimentación.

En resumen: el método de McCabe para encontrar el número de platos teóricos necesarios en una columna de rectificación continua provista de hervidor y condensador, que recibe una composición de la alimentación X_f , que produce un destilado con una composición X_d y un residuo de composición X_w , son necesarios los siguientes pasos.

- a) Construir el diagrama de equilibrio líquido vapor para el sistema que se va a trabajar.
- b) Calcular la inclinación de $X_d/(R+1)$, y se traza la recta que pase por el punto X_d . Esta línea es la de operación superior y que corta a la línea Q .
- c) Calcular el valor q (alimentación y que depende de sus condiciones de entrada a la columna.
- d) Trazar la línea inferior en la que $X = X_w$ y que corte a la línea q y a la línea de operación superior.
- e) Una vez representadas las líneas de operación construir los escalones que nos den el número de platos teóricos.

La construcción se puede iniciar indistintamente por la parte inferior de la línea de agotamiento o por la superior de la línea de enriquecimiento. El plato de la alimentación esta siempre representado por el triángulo que tiene uno de los vertices situado en la línea de rectificación y el otro en la de agotamiento. Para la posición óptima, el triángulo representa el plato de alimentación esta situado sobre la intersección de las líneas de operación.

D) EFICIENCIA GLOBAL DE LOS PLATOS:

Se ha demostrado tanto para columnas experimentales de laboratorio como para columnas comerciales industriales que la propiedad física más importante que afecta a la eficiencia de los platos es la viscosidad del

líquido. Además se ha visto que la volatilidad relativo del componente más volátil con respecto al menos volátil, también tiene efecto notable sobre la eficiencia.

Sobre estas bases O'Connell ha propuesto una relación entre la eficiencia global de los platos y el producto de la volatilidad relativo por la viscosidad molar media del líquido.

La molar media se calcula para la composición de la alimentación, suponiendo que la suma de los productos de viscosidad por fracción molar para cada componente, puede tomarse como la viscosidad para la alimentación; las viscosidades de los componentes se evalúan a la temperatura media de la torre.

Viscosidad molar media $= \mu_1 X_1 + \mu_2 (1-X)$

La volatilidad relativa se calcula por temperatura media entre las de la cabeza y el fondo de la columna.

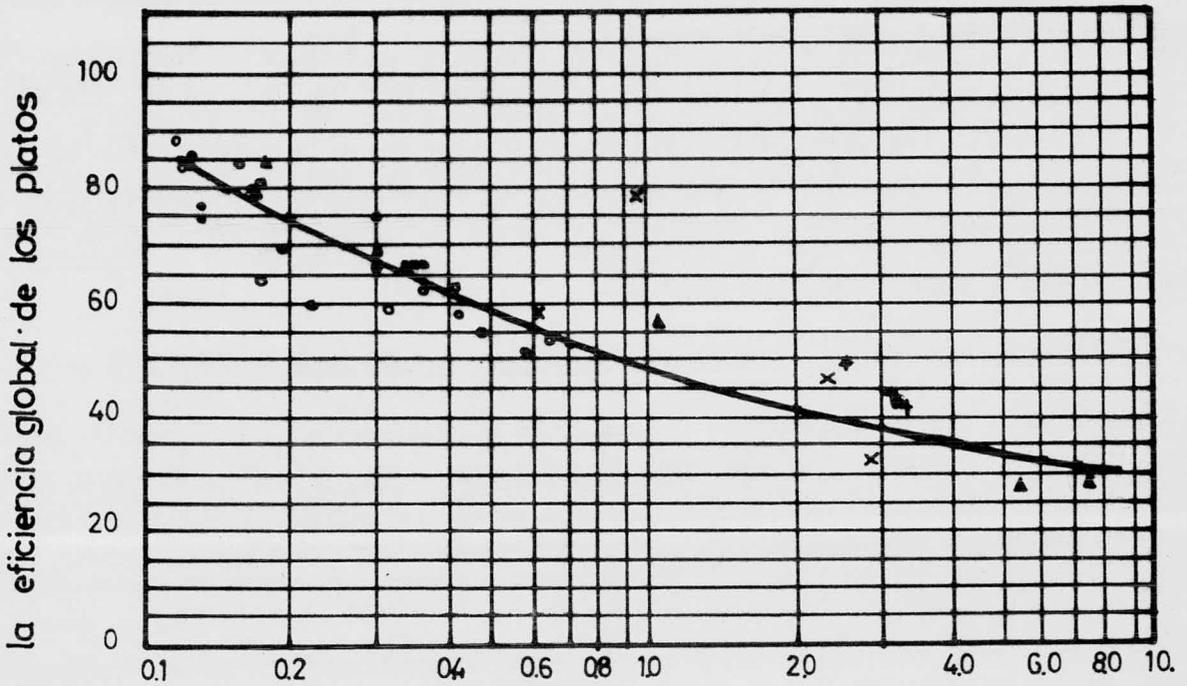
Si se dispone de datos de eficiencia de los platos, determinados prácticamente o en trabajos de laboratorio en escala razonable, se puede utilizar en columnas de diseño semejante y que operen sobre los mismos productos, tales datos se preferirán a cualquier eficiencia calculada.

E) CALCULO DE LA EFICIENCIA DE PLATO POR EL METODO (AICHE) *

El Método AICHE (American Institute of Chemical Engineers) para el cálculo de la eficiencia del plato.

El Sub-comité de Destilación del AICHE recomienda el siguiente método para el cálculo de la eficiencia.

Este método implica o involucra las siguientes variables: Presión total, Temperatura del plato, Carga total de vapor, Carga total del líquido, Densidad del vapor y del líquido, Viscosidad del vapor y del líquido, Peso molecular del vapor y del líquido, Difusividad molar del vapor y del líquido y Tensión superficial, Así como detalles internos del plato.



VOLATILIDAD RELATIVA DEL COMPONENTE MAS VOLATIL
 POR(x) VISCOSIDAD (Cp)

La secuencia de cálculo es la siguiente:

- 1.- Cálculo de la carga total de vapor (Qv) y la carga total del líquido Ql, En pies cúbicos por segundo y galones por minuto respectivamente.
- 2.- Determinar la velocidad del vapor por Area Activa en piés por segundo.

$$U_{VA} = \frac{Qv}{A_A}$$

- 3.- Calcular $F_{VA} = U_{VA} (\rho_v)^{0.5}$

- 4.- Calcular la velocidad del líquido por flujo promedio (anchura) en piés. Ql / W_A

- 5.- Calcular el factor de Absorción , (λ)

$$\lambda = \frac{m Qv}{Ql} \frac{Ml}{Mv} C$$

- 6.- Calcular la altura de la espuma en pulgadas, mediante:

$$hf = 2.53 F_{VA}^2 + 1.89 hw - 1.6$$

- 7.- Calcular el claro del líquido en pulgadas, mediante:

$$hc = \frac{103 + 11.8hw - 40.5 F_{VA} + 1.25 Ql/W_A}{\rho_L}$$

- 8.- Calcular el tiempo de contacto del líquido en segundos

Detalles del Plato.

Zl = Trayecto recorrido por el líquido

S = Distancia entre platos

hw = Altura de la bajante

W_A = Ancho del flujo promedio

Iw = Longitud de la Bajante

A_A = Area Activa

△ = Gradiente del líquido

de = Diámetro de borboteadores
Qv = Carga total del vapor
Ql = Carga total del líquido
L/ V = Relación de reflujo interno.

Nomenclatura de las variables utilizadas

μ_v = Viscosidad del vapor
 μ_l = Viscosidad del líquido
T = Temperatura del plato
Mv = Peso molecular del vapor
Ml = Peso molecular del líquido
 ρ_v = Densidad del vapor
 ρ_l = Densidad del líquido
m = Pendiente de la curva de equilibrio
Dl = Coeficiente de difusión volumétrico del líquido
Dv = Coeficiente de difusión volumétrico del vapor.
= Tensión superficial.

$$e_L = \frac{37.4 \text{ hc } A_A}{Q_1}$$

9.- Cálculo del número de unidades de transferencia en la fase líquida

$$N_1 = (103 D_1)^{0.5} (0.26 F_{VA} + 0.15) e_L$$

10.- Número de unidades de transferencia en la fase gas.

$$N_g = \frac{D_v \rho_v}{\mu_v}^{0.5} (0.776 + 0.116hw - 0.29 F_{VA} + 0.0217Q_1/W_A + 0.2\Delta)$$

11.- Determinación de la Eficiencia de punto.

$$-\text{Log} (1 - E_{og}) = 0.434 \frac{N_1}{N_1} \frac{N_g}{N_g}$$

12.- Cálculo del coeficiente de Difusión Eddy.

$$De = (1 + 0.044 (de-3))^2 (0.0124 + 0.015hw + 0.017U_{VA} + 0.025 \frac{Q_1}{W_A})^2$$

13.- Evaluar el Número de Pecklet

$$Pe = \frac{A_1^2}{De} e_L$$

14.- Con la figura 13.31 del Van Winkle evaluamos la relación de

$$EMV/E_{og}$$

15.- Con el valor obtenido en 14 y el valor obtenido en 11 podemos conocer EMV

16.- Cálculo del espacio de platos aparente

$$S' = S - hf$$

17.- Utilizando la figura 13.33 del Van Winkle determinados la relación ew

18.- Cálculo de la fracción neta del líquido arrastrado

$$re = \frac{449 \ e_w \ Q_v \ P_v}{Q_1 \ P_a}$$

19.- Cálculo de la eficiencia húmeda del plato.

$$E_w = \frac{EMV}{1 + re \ EMV}$$

20.- Cálculo de la eficiencia total

$$E_o = \text{Log} \frac{1 + E_w (\lambda - 1)}{\text{Log} \lambda}$$

CAPITULO VI

CALCULOS

A). MEMORIA DEL CALCULO DE LA COLUMNA RECTIFICADORA

Problema:

En una columna de rectificación se desean destilar una mezcla formada por 25% de etanol y 75% de agua (en peso)
Teniendo una relación de reflujo de 4.5 y la composición deseada es de 95.5% en peso de etanol.

Los pesos moleculares de alcohol y de agua son respectivamente 46 y 18

Calcular:

- El número del platos ideales que se obtendrán
- Cálculo de la eficiencia global de los platos.

Datos.

$$L/D = 4.5$$

$$X_d = 95.5\% \text{ en peso de etanol}$$

$$X_b = 4.0\% \text{ en peso de etanol}$$

$$X_f = 25.0\% \text{ en peso de etanol}$$

Fórmula para convertir de fracción peso a fracción mol.

$$\text{Fracción mol} = \frac{\frac{m_a}{PM_a}}{\frac{m_a}{PM_a} + \frac{1 - m_a}{PM_b}}$$

Convirtiendo de % en peso a fracción mol

$$.955/46$$

$$X_d = \frac{.955/46}{.955/46 + 1} = .8925$$

2.- Línea de operación (zona de enriquecimiento)

Localizamos el punto X_d sobre la línea de 45 grados y trazamos una línea que va al punto $X_d/R+1$.

Este punto lo calculamos de la siguiente manera:

$$X_d / R + 1$$

$$1.8925 / 4.5 + 1 = .16$$

Ahora como la alimentación es 2/3 partes de vapores alcohólicos y una tercera parte de líquidos alcohólicos.

$$Y = \frac{1-f}{f} X + \frac{X}{f}$$

Simulando con una línea recta:

$$Y = mx + b$$

$$f = 2/3$$

$$1-f = 1/3$$

La pendiente esta dada por:

$$m = \frac{1/3}{2/3} = -1/2 = -0.5$$

Por lo tanto $\text{Tg } .5 = -26.5^\circ$

$$180^\circ - 26.5^\circ = 153.5^\circ$$

Sobre el eje de las x y en la composición de la alimentación subimos - hasta la línea de 45° y con el ángulo de 153.5° y cortamos la línea de operación en la zona de enriquecimiento.

Después sobre el eje de la x X y la concentración de fondos subimos -- hasta la línea de 45° y unimos con el punto anterior, y así tenemos la línea de operación de la zona de agotamiento.

El paso siguiente es empezar del punto X_d sobre la línea de operación horizontalmente hasta la línea de equilibrio, y de este punto verticalmente llegamos hasta la línea de operación y esta nos forma un triángulo a lo que llamamos plato.

$$X_b = \frac{.04/46}{.04/46 + 1 - (.04/18)} = .016$$

$$X_f = \frac{.25/46}{.25/46 + (1 - .75/18)} = .1153$$

Número de platos ideales:

1.- Se traza la línea de equilibrio con los datos siguientes.

FRACCION MOL LIQUIDO		FRACCION MOL VAPOR
0.0039	99	0.0430
0.0079	98.2	0.0851
0.0120	97.4	0.1225
0.0160	96.6	0.1585
0.0202	95	0.1915
0.0417	92.6	0.3036
0.0891	88.7	0.4273
0.1200	86.6	0.4929
0.2069	82.3	0.5347
0.2813		0.5685
0.3699		0.6013
0.4773		0.6438

0.6102	0.7028
0.6406	0.7201
0.6726	0.7361
0.7062	0.7562
0.7416	0.7788
0.7788	0.8022
0.8182	0.8304
0.8598	0.8640
0.9038	0.9015
0.9504	0.9456
1.000	1.000

Hacemos esto repetidamente hasta llegar al punto X_b .

Realizando todo este procedimiento llegamos a la conclusión de que la torre tiene 29 platos teóricos.

B). CALCULO DE LA EFICACIA GLOBAL DE LOS PLATOS (METODO O'CONNELL)

Construyendo la siguiente tabla.

TEMP. °C	PRESION ETANOL mmm de Hg.	PRESION AGUA mm de Hg
78.4	760	---
80.0	775.5	597
82.0	794.8	612
84.8	821.9	633
88.0	852.9	656
90.8	880.0	677
93.0	901.3	694
95.8	928.4	715
99.0m	959.4	719
101	-----	760

$$P = p_a + p_b = p_{ax} + p_b (1 - x)$$

$$Y = p_a / P$$

Aplicando las fórmulas anteriores tenemos las siguientes composiciones

X	Y
.913	.931
.801	.842
.705	.762
.528	.592
.408	.473
.318	.377
.211	.258
.095	.120
0.000	0.000

Tenemos que $X_d = .8925$ temperatura = 79°C

Tenemos que $X_b = .016$ temperatura = 101°C

$$\text{Temperatura media} = \frac{101 + 79}{2} = 90^\circ\text{C}$$

La volatilidad Relativa del componente más volátil la podemos calcular de la tabla anterior:

$$\alpha = 852.9 / 656 = 1.3$$

A-1 CALCULO DE EFICIENCIA POR LA CORRELACION DE O'CONNELL.
Columna Rectificadora.

$$E_o = 49.2 (\alpha \mu_L)^{-0.245}$$

La volatilidad relativa = 1.3

La viscosidad del líquido = 0.445 centipoise

$$E_o = 49.2 (1.3 \times 0.445)^{-0.245}$$

$$E_o = 0.5626 = 56.26\%$$

Como se puede apreciar es un valor muy parecido al que se lee de la gráfica de la relación de O'Connell del Capítulo 5 inciso D de éste mismo trabajo.

A-2. CALCULO DE LA EFICIENCIA POR EL METODO DE LAS ETAPAS IDEALES

$$E_o = \frac{\text{Etapas Ideales}}{\text{Etapas Reales}} = \frac{29}{53} = 0.5472 = 54.72\%$$

Las etapas ideales se calcularon por el método de Mc Cabe y Thiele en el capítulo 6 Inciso A. Y las etapas reales son los platos existentes en el equipo.

A-3. CALCULO DE LA EFICIENCIA POR EL METODO AICHE

Esta eficiencia nos dió un resultado del 55.04% y la memoria de cálculo de dicho método se muestra a continuación.

Determinación de la eficiencia del plato de la Columna Rectificadora

$$D = \text{Diámetro del plato} = 1.3 \text{ m.} = 51.18 \text{ plg.} = 4.27 \text{ ft.}$$

$$hw = \text{Altura de la bajante} = 3 \text{ cm.} = 1.18 \text{ plg.}$$

$$lw = \text{Longitud de la bajante} = 1.17 \text{ m.} = 3.83 \text{ ft.}$$

$$A_A = \text{Area Activa} = 7.11 \text{ ft}^2$$

$$Zl = \text{Trayecto recorrdio por el líquido} = 1.0 \text{ m.} = 3.28 \text{ ft.}$$

$$= \text{Gradiente del líquido} = 2 \text{ plg.}$$

$$de = \text{Diámetro de borboteadores} = 3.82 \text{ plg.}$$

$$W_A = \text{Ancho del flujo promedio} = 4.05 \text{ ft}$$

$$Q_v = \text{Carga total del vapor} = 11.83 \text{ ft}^3 / \text{seg}$$

$$Q_l = \text{Carga total del líquido} = 7.64 \text{ gpm.}$$

VARIABLES DE OPERACIÓN DEL SISTEMA

$$\mu_v = \text{Viscosidad del vapor} = 0.03872 \text{ lb/ ft-hr}$$

$$\mu_l = \text{Viscosidad del líquido} = 0.445 \text{ centipoise}$$

$$T = \text{Temperatura del plato} = 180^\circ \text{ Farenhait}$$

$$M_v = \text{Peso molecular del vapor} = 41.98 \text{ lb/ lb-mol}$$

$$M_l = \text{Peso molecular del líquido} = 19.05 \text{ lb/ lb-mol}$$

$$\rho_v = \text{Densidad del vapor} = 0.0918 \text{ lb/ ft}^3$$

$$\rho_l = \text{Densidad del líquido} = 49 \text{ lb/ ft}^3$$

$$\frac{L}{V} = \text{Relación de reflujo interno} = 4.5$$

$$m = \text{Pendiente de la línea de equilibrio} = 0.818$$

$$Dl = \text{Coeficiente de difusión volumétrico del líquido} = 14.5 \times 10^{-5} \text{ ft}^2 / \text{hr}$$

$$Dv = \text{Coeficiente de difusión volumétrico del vapor} = 0.396 \text{ ft}^2 / \text{hr}$$

SECUENCIA DEL CALCULO

$$1.- Qv = 11.15 \text{ ft}^3 / \text{seg} = 5005 \text{ gpm}$$

$$Ql = 7.64 \text{ gpm} = 0.017 \text{ ft}^3 / \text{seg}$$

$$2.- U_{VA} = \frac{Qv}{A_A} = \frac{11.15 \text{ ft}^3 / \text{seg.}}{7.11 \text{ ft}^2} = 1.568 \text{ ft/seg}$$

$$3.- F_{VA} = U_{VA} (\rho_v)^{0.5} = 1.568 (0.0918)^{0.5} = 0.4751$$

$$4.- \frac{Ql}{W_A} = \frac{Ql}{\frac{D + Iw}{2}} = \frac{7.64}{\frac{4.27 + 3.82}{2}} = 1.8864 \text{ gpm/ft}$$

$$5.- \lambda = m \frac{Gm}{Lm} = m \frac{Qv \rho_v Ml}{Ql \rho_L Mv} \frac{449}{49} = \frac{0.818 \times 11.15 \times 19.05 \times 449 \times 0.0918}{7.64 \times 41.98 \times 49}$$
$$= 0.4557$$

$$6.- hf = 2.53 F_{VA}^2 + 1.89 hw - 1.6 = 2.53 (0.475)^2 + 1.89 (1.81) - 1.6$$
$$= 1.201 \text{ plg.}$$

$$7.- hc = \frac{103 + 11.8 hw - 40.5 F_{VA} + 1.25 Ql / W_A}{\rho_L}$$
$$= \frac{103 + 11.8(1.18) - 40.5(0.475) + 1.25(1.8864)}{49}$$
$$= 2.041 \text{ plg.}$$

$$8.- \theta_L = \frac{37.4 hc A_A}{Ql} = \frac{37.4 \times 2.041 \times 7.11}{7.64} = 71 \text{ seg.}$$

$$9.- N1 = 103 D1^{0.5} (0.26 F_{VA} + 0.15) \ominus$$

$$= 103(14.5 \times 10^{-5})^{0.5} (1.26(0.475) + 0.15) \quad 71$$

$$= 24.1 \text{ Unidades de transferencia}$$

$$10.- Ng = \frac{Dv \rho_v}{\mu_v}^{0.5} (0.776 + 0.116hw - 0.29F_{VA} + 0.0217A1/W_A + .2 \Delta)$$

$$= \left(\frac{0.996 \times 0.0918}{0.03872} \right)^{.5} (0.776 + 0.116(1.18) - 0.29(0.475) + 0.00217(1.88) + .2(2))$$

Ng = 1.17 Unidades de transferencia.

$$11.- - \text{Log. } (1 = Eog) = 0.434 \frac{N1 \ Ng}{N1 + \lambda Ng}$$

$$= (0.434 \frac{24.1 \times 1.17}{24.1 \times 1.17 \times 0.4557})$$

$$= 0.497$$

$$Eog = 1 - \text{antilog } 0.497$$

$$Eog = 0.6814$$

$$12.- De = (1 + 0.044(de-3))^2 (0.0124 + 0.15hw + 0.017U_{VA} + \phi 0.25 \frac{Q1}{W_A})^2$$

$$De = (1 + .044(3.82-3))^2 (.0124 + .015(1.18) + .017(1.568) + .0025(1.88))^2$$

$$De = 0.0041$$

$$13.- Pe = \frac{Z1}{De} \ominus = \frac{(3.28)^2}{0.0041 \times 71} = 37$$

14.- $\frac{EMV}{Eog} = 1.1$ Leído en la figura 18.27 Perry 5a. Edición

$$15.- \text{EMV} = E_{og} \times 1.1 = 0.6814 \times 1.1 = 0.748$$

$$16.- S' = S - hf = 7.28 - 1.88 = 5.4$$

17.- $e_w = 3.3$ Leida en la figura 13.33 Van Winkle

$$e_w = \frac{3.3}{\sqrt{\quad}} = \frac{3.3}{19} = 0.1737$$

$$18.- re = \frac{449 e_w \rho_v Q_v}{Q_1 \rho_a} = \frac{449 \times .1737 \times 11.15 \times .0918}{7.64 \times 49} = 0.2131$$

$$19.- E_w = \frac{\text{EMV}}{1 + re (\text{EMV})} = \frac{0.748}{1 + .2132(0.748)} = 0.6451$$

$$20.- E_o = \text{Log} \frac{1 + E_w (\lambda - 1)}{\text{Log } \lambda} = \text{Log} \frac{1 + .6451(.4557 - 1)}{\text{Log } .4557}$$

$$E_o = 0.5504 = 55.04\%$$

B) MEMORIA DE CALCULO DE LA COLUMNA DESFLEMADORA

Siguiendo el procedimiento de la columna rectificadora tenemos el número de platos de la columna desflemadora.

$$X_d = 93.0 \% \text{ etanol}$$

$$X_f = 30.7 \% \text{ etanol}$$

$$X_b = 25.0 \% \text{ etanol}$$

Pasando los anteriores valores a fracción mol.

$$X_d = 83.87\% \text{ mol de etanol}$$

$$X_v = 14.77 \% \text{ mol de etanol}$$

$$X_b = 11.54 \% \text{ mol de etanol}$$

Relación de reflujo recomendada es de 4.5.

Calcular:

Número de platos ideales.

b.- Cálculo de la eficiencia

1.- Trazamos la línea de equilibrio para el sistema etanol agua

2.- Trazamos las líneas de operación como en la otra columna.

Lo que si vamos a calcular en este inciso es la pendiente ya que vamos a alimentar como líquido frío.

Peso molecular de la mezcla.

$$X_a \text{ PM}_a + X_b \text{ PM}_b$$

Como la composición es de 14.77 % fracción mol tenemos:

$$(.1477) (46) + (.8523) (18) = 22.13$$

La pendiente la calculamos de la siguiente manera

$$f = - \frac{C_p (t_b - t_f) \text{ peso molecular de la mezcla}}{\text{Calor latente molar}}$$

tb = temperatura de ebullición

tf = temperatura de entrada

Cp = .44

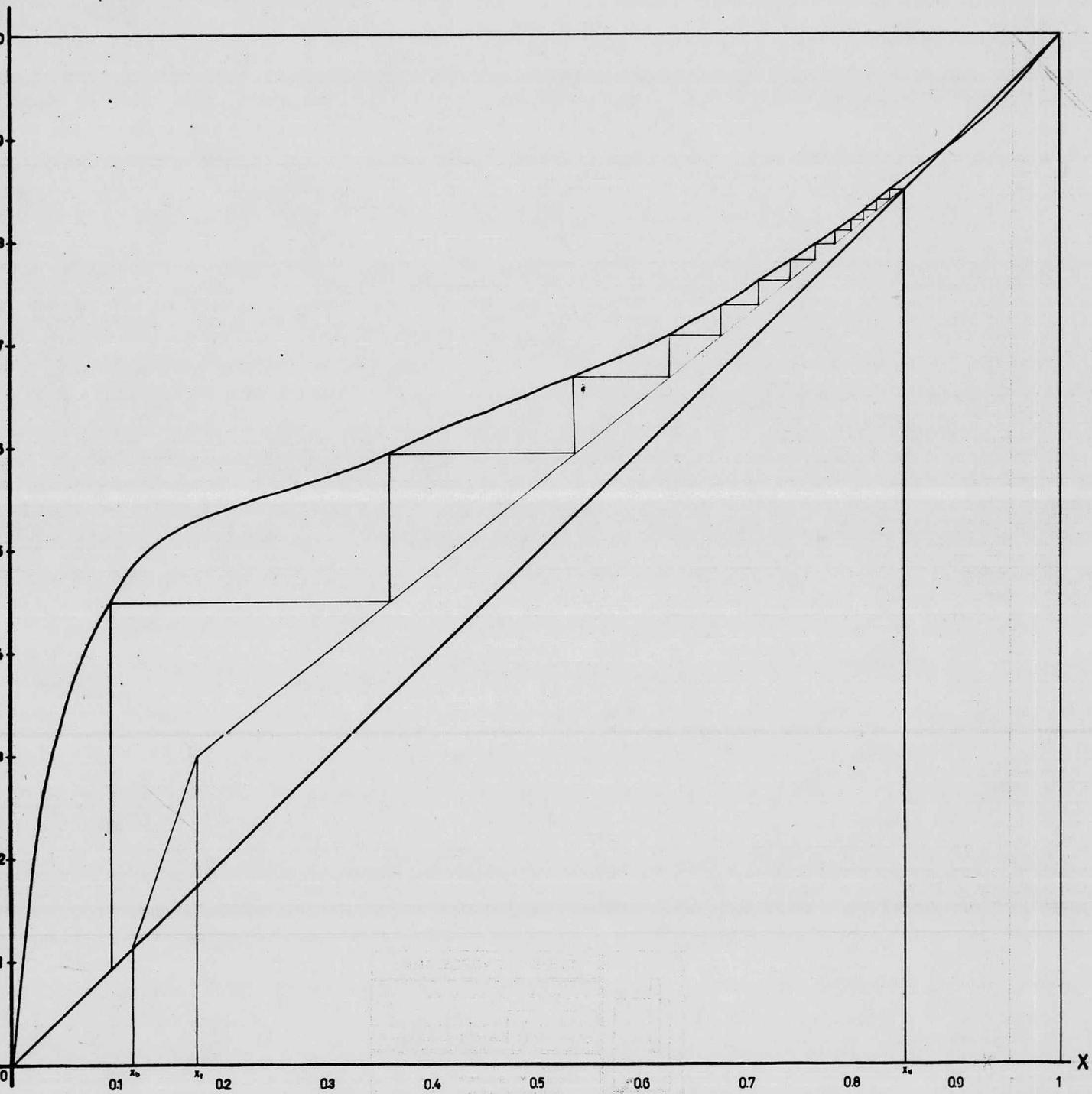
$$f = - \frac{.44 (99 - 20) (22.13)}{1185} = - .6481$$

$$m = - \frac{1 - f}{f} = - \frac{1 - .6481}{-.6481}$$

$$m = - \frac{1 - f}{-f} = \frac{-1 - (-.6481)}{-.6481} = 2.5405$$

$$\text{Tan}^{-1} 2.5405 = 68.5^\circ$$

Construyendo el diagrama, tenemos que el número de platos ideales es de 13 platos.



	TESIS PROFESIONAL	
	FACULTAD DE QUIMICA	
	JOSE LUIS SOSA LOPEZ	FRANCISCO UBERGO GONZALEZ
CALCULO GRAFICO POR EL METODO Mc CABE THELE COLUMNA DEPURADORA		

B-1 CALCULO DE EFICIENCIA POR LA CORELACION DE O'CONNELL DE LA COLUMNA DEPURADORA

$$E_o = 49.2 (\alpha \mu_v) - 0.245$$

$$\text{Volatilidad relativa} = 1.3$$

$$\text{Viscosidad del líquido} = 0.3956 \text{ centipoise}$$

$$E_o = 49.2 (1.3 \times 0.3956) - 0.245$$

$$E_o = 0.5791 = 57.91\%$$

Como se puede apreciar es un valor parecido al que se lee de las gráficas de la correlación de O'Connell del capítulo V Inciso D.

B-2 CALCULO DE LA EFICIENCIA POR EL METODO DE LAS ETAPAS IDEALES

$$E_o = \frac{\text{Etapas ideales}}{\text{Etapas reales}} = \frac{13}{20} = 0.65 = 65\%$$

Las etapas ideales fueron calculadas por el método de McCabe y Thiele en el Capítulo VI Inciso A, y las etapas reales son los platos existentes en la columna.

B-3 CALCULO DE LA EFICIENCIA POR EL METODO DE AICHE

Esta eficiencia nos dió un resultado de 64.67% y la memoria de cálculo de dicho método se muestra a continuación.

Determinación de la eficiencia del plato de la Columna Depuradora

$$D = 95 \text{ cm} = 37.4 \text{ plg} = 3.12 \text{ ft}$$

$$hw = 2.76 \text{ plg.}$$

$$Iw = 2.84 \text{ ft.}$$

$$A_A = 3.88 \text{ ft}^2$$

$$Z1 = 2.51 \text{ ft.}$$

$$\Delta = 3 \text{ plg.}$$

$$de = 3.82 \text{ plg}$$

$$W_A = 2.98 \text{ ft}$$

$$Qv = 9.92 \text{ ft}^3 / \text{seg.}$$

$$Q1 = 6.749 \text{ gpm.}$$

Varables de operación del sistema

$$\mu_v = 0.0344 \text{ lb/ ft-hr}$$

$$\mu_L = 0.03956 \text{ centipoise}$$

$$T = 190^\circ \text{Fahrenheit}$$

$$Mv = 37.32 \text{ lb- / lb- mol}$$

$$M1 = 16.9 \text{ lb/ lb-mol}$$

$$\rho_v = 0.0806 \text{ lb/ ft}^3$$

$$\rho_L = 43.5 \text{ lb/ ft}^3$$

$$L = 4.5$$

$$\bar{Y}_m = 0.818$$

$$D1 = 1.28 \times 10^{-5} \text{ ft}^2 / \text{hr}$$

$$Dv = 0.352 \text{ ft}^2 / \text{hr}$$

SECUENCIA DEL CALCULO:

$$1.- Qv = 9.92 \text{ ft}^3 / \text{seg} = 4454 \text{ gpm.}$$

$$Q1 = 6.749 \text{ gpm} = 0.015 \text{ ft}^3 / \text{seg.}$$

$$2.- U_{VA} = \frac{9.92}{3.88} = 2.55 \text{ ft/seg}$$

$$3.- F_{VA} = 2.55 (0.0806)^{.5} = 0.726$$

$$4.- \frac{Q1}{W_A} = \frac{6.749}{\frac{3.12 + 2.8}{2}} = 2.26$$

$$5.- = \frac{9.92 \times 0.0806 \times 16.9 \times 449 \times 0.818}{6.749 \times 43.5 \times 36.85} = 0.4587$$

$$6.- hf = 2.53 (.726)^2 + 1.18(2.76) - 1.6 = 2.99$$

$$7.- hc = \frac{103 + 11.8(2.76) - 40.5(.726) + 1.25(2.26)}{43.5} = 2.53$$

$$8.- Z1 = \frac{37.4 \times 2.53 \times 3.88}{6.749} = 54.4 \text{ seg.}$$

$$9.- N1 = 103 (1.28 \times 10^{-4})^{.5} (0.26 (.726) + 15) = 21.48$$

$$10.- Ng = \left(\frac{0.0806 \times 0.352}{0.03444} \right)^{.5} (.776 + \frac{.116(2.76) - .29(.726) + 0.217(2.98)}{0.2 \times 3})$$

Ng = 1.41

$$11.- - \log (1 - Eog) = 0.434 \frac{21.48 \times 1.41}{21.48 + (.4587 \times 1.41)}$$

$$Eog = 1 - \text{Antilog } 0.5942$$

$$Eog = 1 - 0.2546 = 0.7454$$

$$12.- De = (1 + .044(3.82 - 3))^2 (.0124 + .015(2.76) + .017(2.55) + .0025(2.98))^2$$

$$De = 0.0117$$

$$13.- Pe = \frac{(2.51)^2}{.0117 \times 54.5} = 9.89$$

$$14.- Eog = 0.4587 \times 0.7454 = 0.3419$$

EMV/Eog = 1.2 Vapor leído en la figura 18.27 del Perry 5a. Edición

$$15.- \frac{EMV}{Eog} = 1.2$$

$$EMV = 1.2 \times 0.7454 = 0.8945$$

$$16.- S' = S - hf = 7.87 - 2.99 = 4.88$$

$$17.- \quad ew = 8 \quad ew = \frac{8}{39} = \frac{8}{39} = 0.205$$

$$18.- re = \frac{449 \times 0.205 \times 9.92 \times 0.0806}{6.744 \times 43.5} = 0.251$$

$$19.- Ew = \frac{EMV}{1 + re (EMV)} = \frac{0.8945}{1 + 0.25 (0.8945)} = 0.7310$$

$$20.- Eo = \text{Log} \frac{1 + 0.731 (0.4587 - 1.)}{\text{Log} 0.4587} = 0.6467$$

$$Eo = 64.67\%$$

C). CALCULO DEL NUMERO DE PLATOS REALES

1.- Columna Rectificadora.

A) Método de O'Connell

$$\text{Platos reales} = \frac{\text{Platos ideales}}{\text{Eficiencia}} = \frac{29}{0.5626} = 51.55 \text{ platos}$$

B) Método de AICHE.

$$\text{Platos reales} = \frac{\text{Platos ideales}}{\text{Eficiencia}} = \frac{29}{0.5504} = 52.69 \text{ platos}$$

C) Método de etapas ideales.

$$\text{Platos reales} = \frac{\text{Platos ideales}}{\text{Eficiencia}} = \frac{29}{0.5472} = 53 \text{ platos}$$

2.- Columna Dēpuradora

A) Método de O'Connell

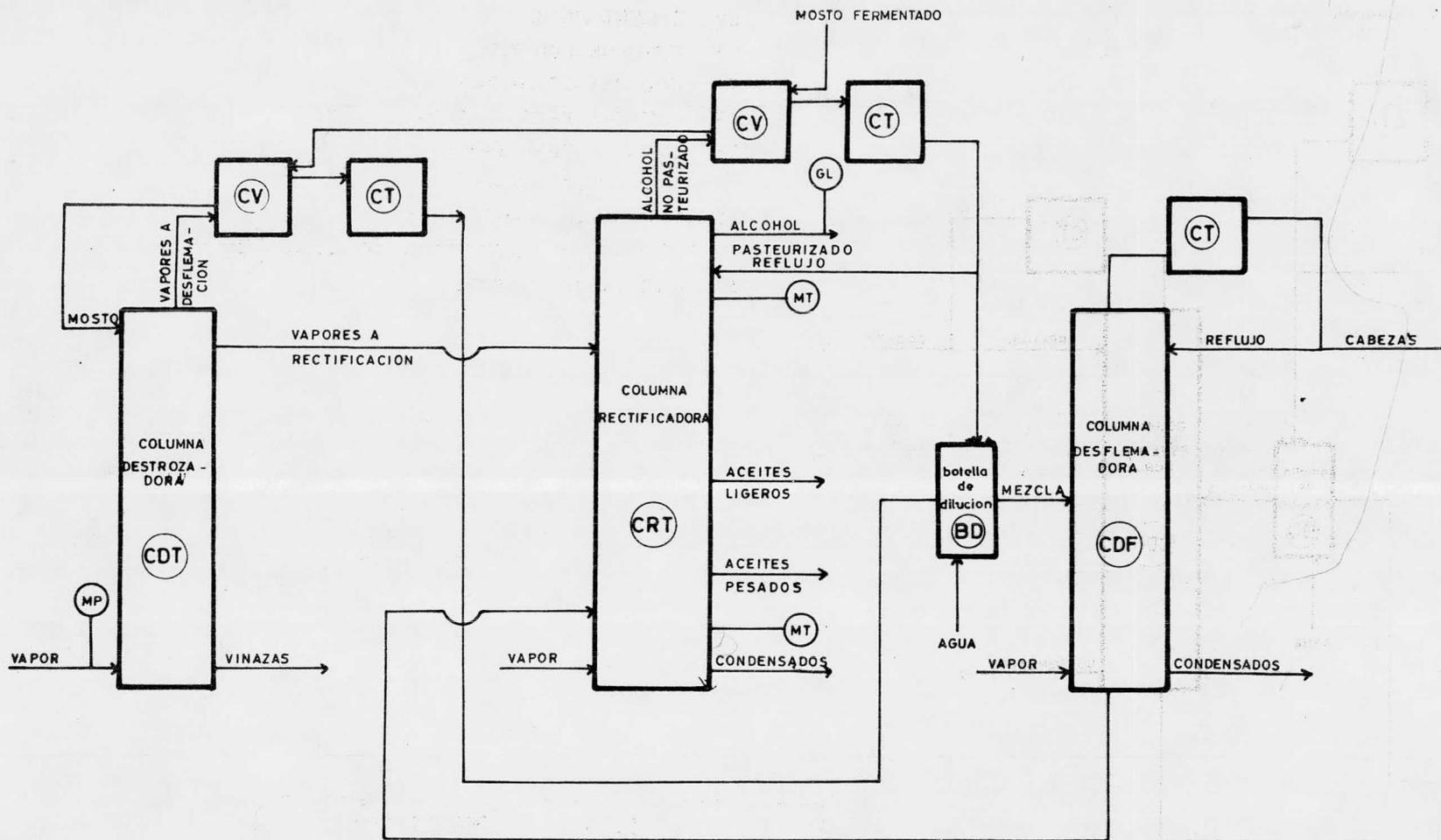
$$\text{Platos reales} = \frac{\text{Platos ideales}}{\text{Eficiencia}} = \frac{13}{0.5791} = 22.45 \text{ platos}$$

B) Método de AICHE.

$$\text{Platos reales} = \frac{\text{Platos ideales}}{\text{Eficiencia}} = \frac{13}{0.6467} = 20.1 \text{ platos}$$

C) Método de etapas ideales

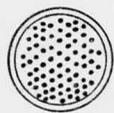
$$\text{Platos reales} = \frac{\text{Platos ideales}}{\text{Eficiencia}} = \frac{13}{0.65} = 20 \text{ platos}$$



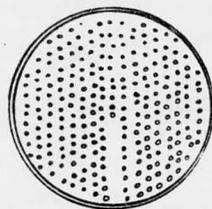
- CV CALIENTAVINOS
- CT CONDENSADOR TOTAL
- CDT COLUMNA DESTROZADORA
- CRT COLUMNA RECTIFICADORA
- CDF COLUMNA DESFLEADORA
- MP MEDIDOR DE PRESION
- MT MEDIDOR DE TEMPERATURA
- GL MEDIDOR DE FLUJO CON TEMPERATURA
- BD BOTELLA DE DILUCION

medidor
oficial
S.H.C.P.

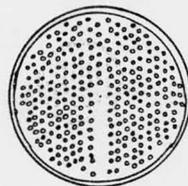
	TESIS PROFESIONAL	
	FACULTAD DE QUIMICA	
	JOSE LUIS SOSA LOPEZ	FRANCISCO UBIERGO GONZALEZ
	UNAM 1978	
DIAGRAMA ESQUEMATICO DEL EQUIPO CON LA INSTRUMENTACION EXISTENTE		



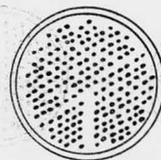
REFRIGERANTE AUXILIAR col. rectificadora
73 tubos de $\phi=3$ cms.



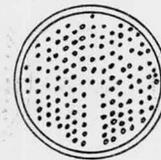
CALIENTAVINOS DEL RECTIFICADOR
244 tubos de $\phi=4.2$ cms.



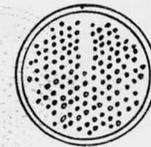
CONDENSADOR DEL RECTIFICADOR
273 tubos de $\phi=3.0$ cms.



CONDENSADOR DE LA DESTROZADORA
180 tubos de $\phi=4.3$ cms



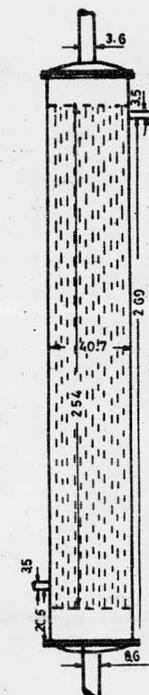
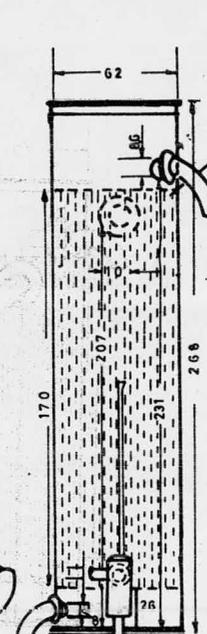
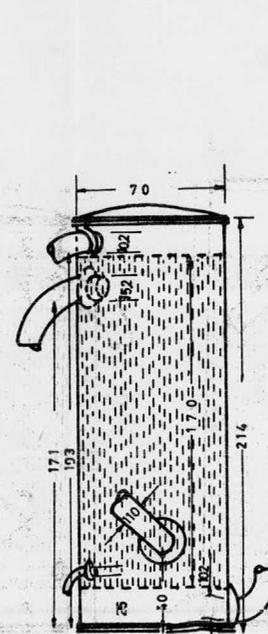
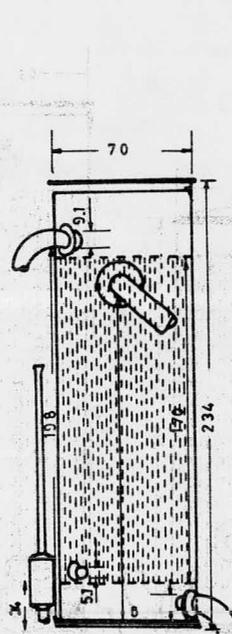
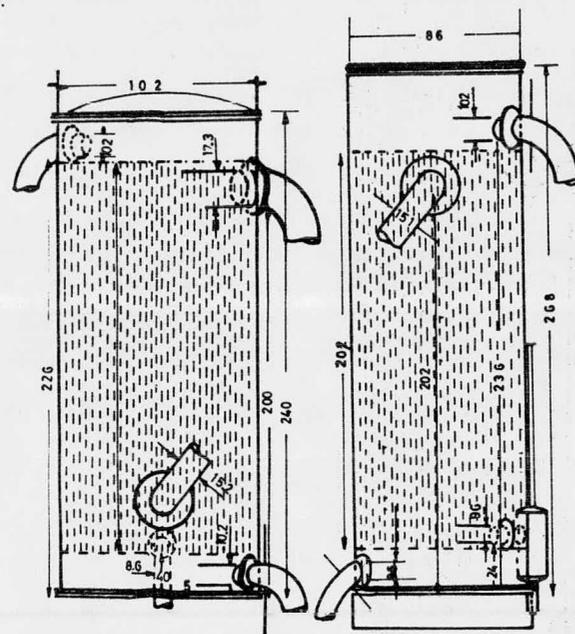
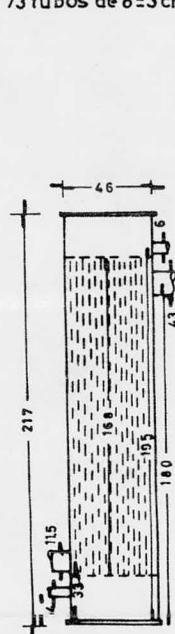
CALIENTAVINOS DE LA DESTROZADORA
133 tubos de $\phi=4.5$ cms



CONDENSADOR DE LA COLUMNA PURIFICADORA
133 tubos de $\phi=4.3$ cms.



REFRIGERANTE DE ALCOHOL
55 tubos de $\phi=3$ cms.



ESC. 1:20



	TESIS PROFESIONAL	
	FACULTAD DE QUIMICA	
	JOSE LUIS SOSA LOPEZ	FRANCISCO LUBIERGO GONZALEZ
CARACTERISTICAS DE LOS CONDENSADORES Y CALIENTAVINOS DE LA FABRICA DE ALCOHOL.		

CAPITULO VII

RECOMENDACIONES PARA EL EQUIPO EN USO

A) Generalidades sobre la Instrumentación a Usar:

Como se puede observar en el diagrama anterior, la instrumentación del equipo es casi nula.

Siendo esta así, nosotros recomendamos un control automático en todo el proceso, ya que en el instructivo del aparato se indica que éste puede dar un producto de 97.2° G.L. y actualmente se obtiene un producto de 95.5° G.L. - $96^{\circ}.0$ G.L.

Entre las múltiples ventajas que se derivan del empleo del control automático, las más importantes son las siguientes: Reduce los costos, al permitir que los obreros expertos queden libres para atender también a otros trabajos. Garantiza la uniformidad en sus productos porque elimina en sus procesos de manufactura la intervención del elemento humano. Hace posibles ciertos procesos que son demasiado delicados para ser controlados manualmente.

En todo sistema de control automático se requieren de dos elementos componentes, el proceso (1) y el control automático (2).

El proceso o sea el sistema controlado comprende las funciones ejecutadas dentro y fuera del equipo en el que debe controlarse una variable.

El control automático se define como un dispositivo que mide el valor de una cantidad o condición variable, y opera para corregir o limitar la desviación de éste valor medido con referencia a un valor previamente seleccionado. Las variables que nosotros hemos decidido medir en el proceso son: Temperatura; presión; flujo y concentración, esta última indirectamente por medio de una densidad.

TEMPERATURA. - Cuando tocamos un cuerpo y sentimos que está caliente, decimos que tiene una temperatura alta; cuando decimos que un cuerpo está frío decimos que tiene temperatura baja. Por lo tanto se usa la temperatura para describir la condición de calor o frío de un cuerpo.

MEDICION DE TEMPERATURA: Desde tiempos antiguos nadie había utilizado instrumentos especiales para medir la temperatura, solamente por el tacto se podía determinar la intensidad de calor o frío, sin embargo, bajo ciertas circunstancias este sentido es muy dudoso, es una guía muy dudosa. Estas dificultades hicieron ver la necesidad de introducir los aparatos mecánicos llamados termómetros para medir la temperatura. Estos instrumentos en su operación se basan en el hecho de que los cuerpos se dilatan al aumentar su temperatura.

Las escalas de temperatura más usadas son las de Kelvin; Rankine; Centígrada y Faranheit, y los termómetros más usados son: De vidrio; de gas a volúmen constante; de mercurio; de tensión a vapor, etc...

PRESION.- Con la posible excepción de la temperatura, la presión es probablemente la variable más importante en los procesos, que debe ser medida y controlada. La importancia que tiene la medición de la presión puede ser comprendida fácilmente si se hace notar que en algunos procesos, un cambio de temperatura de medio grado puede resultar un cambio de 65 a 90 cm de agua en la presión, en estos casos por supuesto el control del proceso por medio de la presión resulta mucho más exacto.

La presión es definida como la fuerza ejercida contra una superficie dada. También puede definirse ya sea como la magnitud de la fuerza aplicada al área en cuestión o como a la altura a la cual se alzaría una columna de un líquido cualquiera.

Principales escalas de presión, estas son las siguientes:
atmósferas; cm. de agua; mm. de mercurio; Lb/in²; Kg/cm².

Los principales instrumentos para medir la presión son: manómetros de tensión; espiral; gamas intermedias; presión absoluta y manómetros térmicos y de ionización.

MEDIDORES DE FLUJO.- El principio de operación de los medidores de flujo del tipo diferencial, se basa en la relación que existe entre las velocidades del fluido y la pérdida de presión al pasar éste a través de una restricción en la tubería. Esta relación se define simplemente en la siguiente forma: La pérdida de presión causada por la restricción conocida como el elemento primario de medición hace que el fluido se

contraiga y ya que el flujo permanece constante, la velocidad de éste aumenta al pasar por la restricción, y la presión estática disminuye al mismo tiempo según la ley de la conservación de la energía.

La diferencia comunmente diferencia y representa un índice de la velocidad del fluído.

Los principales medidores de flujo son: tubo venturi; tobera de flujo, y placa de orificio, como elementos primarios de medición y como secundarios tenemos: medidores de tipo mecánico y medidores de tipo eléctrico

Decidimos colocar éstos tipos de instrumentos para poder obtener un mejor producto, ya que como sabemos si aumenta el flujo aumenta la presión al aumentar ésta aumenta la temperatura y ésta a la vez puede hacer variar las concentraciones y hace que el producto no lo obtengamos a la concentración deseada.

* ALCOHOMETROS.- Estos aparatos nos miden indirectamente la concentración de alcohol en una solución por medio de su densidad, por lo tanto pertenecen a los llamados areómetros o densímetros. Los hay para diferentes soluciones y tienen diferentes escalas por ejemplo :Grados Brix para el Azúcar y Grados Gay Lussac para Alcohol, todo esto debe ser informado a una temperatura dada, así pues le acoplaremos un termómetro de vidrio para tener las dos lecturas.

B). FUNCIONAMIENTO DEL EQUIPO CON LAS RECOMENCIONES HECHAS

El mosto lo precalentamos en dos condensadores parciales llamados Calientavinos que corresponden a la columna Destrozadora y a la columna Rectificadora. El control hecho para ésta etapa es un control de flujo por medio de un rotámetro, para tener una entrada de mosto constante, ya que como el proceso es continuo nosotros requerimos de cantidades constante. Tambien tenemos un medidos de ° G L para verificar que la cantidad de alcohol también sea constante.

COLUMNA DESTROZADORA.- El control recomendado en ésta es la siguiente: Controlar la entrada de vapor directo por medio de una válvula la cual va a ser accionada ya sea por la acción del controlador medidor de flujo de la corriente del mosto, para mantener la cantidad de vapor constante o por la acción de un controlador medidor de presión adap-

tado a la Columna.

CONDENSADOR TOTAL DE LA COLUMNA DESTROZADORA.- En éste condensador controlamos por medio de una válvula la entrada de agua de enfriamiento - por la acción directa de un controlador de temperatura, colocado a la salida del agua de enfriamiento. Con ésto, también controlamos indirectamente la temperatura de los vapores alcohólicos que ya van en estado líquido a la botella de dilución.

Esta última corriente lleva un controlador medidor de flujo para que la cantidad que entra a la botella de dilución sea constante y un medidor de ° GL para verificar su concentración.

Otra salida, son las Vinazas, a cuya corriente colocamos un medidor de ° G.L. para verificar su concentración que debe de ser igual a Cero ° G L.

La otra salida, es la de los vapores a rectificación, la cual lleva un controlador medidor de flujo que acciona a una válvula, para que ésta cantidad sea constante, además, lleva un medidor ° G L para verificar su concentración.

COLUMNA RECTIFICADORA. A esta columna llegan los vapores a rectificación procedentes, de la columna Destrozadora, que ya han sido controlados. Entra vapor como medio de calentamiento el cual es controlado en su cantidad por medio de una válvula accionada por un controlador de presión adaptado a la columna.

La otra entrada, es el reflujo cuya cantidad se controla por medio de una válvula accionada por un controlador medidor de flujo de la corriente de vapores a desflemación que van a la botella de dilución provenientes de los domos de ésta misma columna.

SALIDAS.- En las corrientes de Aceites Ligeros y Aceites Pesados, solamente verificamos como medidores de °G L la cantidad de alcohol.

PRODUCTO.- Solamente verificamos por medio de un medidor de °GL su concentración de alcohol y además con un medidor de flujo sabemos la cantidad total de alcohol producido. El cuál es ordenado y sellado por la S.H.C.P. *

*Secretaría de Hacienda y Crédito Público, Junta Técnica Calificador de alcoholes

*

SALIDA DE ALCOHOL NO PASTEURIZADO.- El control está dado por una válvula accionada por un controlador medidor de flujo y también es verificada su concentración de alcohol por un medidor de ° G L. El condensador de ésta Columna lleva el mismo control que el de la Columna Destrozadora.

COLUMNA DEPURADORA.- Tiene una entrada de vapor como medio de calentamiento, el cuál es controlado del mismo modo que el de la columna Rectificado. Para la mezcla alcohólica que proviene de la botella de dilución, que entra a la Columna, está ya explicado su control.

El condensador está dado como en los otros condensadores anteriores.

SALIDAS.-A los vapores que salen de ésta Columna, se controlan por medio de un medidor controlador de flujo que vá a accionar una válvula de control en el reflujo.

LAS CABEZAS.- Son controladas por medio de un medidor de °G. L. y su cantidad es controlada por medio de una válvula accionada por un controlador medidor de flujo.

EL ALCOHOL DESFLEMADO.- Es controlado en su cantidad por medio de un medidor controlador de flujo que acciona a una válvula y un medidor de °G L para verificar su concentración.

Una recomendación más, es la de colocar a la salida del tanque de almacenamiento de mosto un sistema de filtros para eliminar partículas sólidas que provienen del Mosto fermentado y que nos perjudican en la eficiencia global del equipo de destilación por las incrustaciones y taponamientos en las calotas o cachuchas de los platos.

CAPITULO VIII

CONCLUSIONES:

Para asegurar la obtención de un producto terminado de primera calidad y homogéneo, es necesario introducir el control automático en la fábrica de alcohol, motivo de nuestro trabajo. El manual del equipo en uso, señala poder obtenerse un producto hasta de 97.2° G.L. y actualmente se obtiene de 95.5° a 96° G.L.

Si se utilizara el control más automatizado podría reducirse la mano de obra, misma que podría utilizarse en otras áreas del Ingenio.

Al utilizarse el control automático sugerido y teniendo en cuenta que la fábrica de alcohol trabaja tres meses y medio por año, una vez regularizado éste nos aseguraría la obtención de un alcohol de primera calidad, un alcohol neutro.

La inversión que se haga será recuperable en dos o tres zafras de alcohol, teniendo en cuenta la substitución de la mano de obra.

Por todo lo anterior sugerimos la instalación del Control Automático que en el curso del presente trabajo señalamos.

Por otro lado el método de AICHE. para el cálculo de la eficiencia nos parece el más apropiado por dar un resultado más cercano a la realidad éste es más riguroso que algunas correlaciones empíricas existentes, ya que involucra los detalles del plato.

Estas correlaciones empíricas nos dan un valor aproximado más no exacto, para el caso de un cálculo rápido.

El método de McCabe y Thiele para el cálculo de las etapas ideales desarrollado en éste trabajo, aunque no sea muy riguroso en comparación con otros métodos existentes nos dá una información confiable. Porque en éste caso llegamos a un resultado igual al del equipo en operación.

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

- 1.- KIRK OTTMER
Enciclopedia de Tecnología Química
UTEHA México, D.F. 1961
Tomo 1 Páginas 745-757 primera edición.

- 2.- GEORGE GRANGER BROWN
Operaciones Básicas de la Ingeniería Química
MARIN, S.A. Barcelona 1965
Capítulo 26 Páginas 410-416
Apéndice página 608

- 3.- BARBET
Manuel de Operación del Aparato de Destilación
y Rectificación Continuo Barbet tipo E.
Fábrica de Alcohol Emiliano Zapata Zacatepec,
Morelos 1957
Páginas 1-17.

- 4.- ROBERT E TREYBAL
Mass Transfer Operations
Mc Graw Hill Kogakusha L T D segunda edición
Tokio 1968
Capítulo 9 (339-355)

- 5.- MC. CABE AND SMITH
Unit Operations of Chímical Engineering.
Mc Graw Hill Kogakisha LTD segunda edición
Tokio 1968
Capítulo 19 páginas 546-574

- 6.- ROBERT H. PERRY
Chemical Engineers' Handbook
Mc Graw Hill Kogakusha LTD quinta edición
Tokio 1973
Capítulo 18 páginas 12-17

- 7.- VAN WINKLE MATTEW
Destillation
Mc Graw Hill New York 1967
Capítulo 13 Páginas 553-560.

- 8.- OLARK SHOVE ROBINSON AND EDWIN RICHARD GILLILAND
Elements of Fractional Distillation
Mc Graw Hill New York 1950 cuarta edición
Capítulo 4.

- 9.- BOLETIN No. M 95-1
Principios Básicos de control
Honeywell S.A. DE C.V. México D.F.
Páginas 1-4

- 10.- BOLETIN No. M-20-1
Medidores de flujo
Honeywell S.A. DE C.V.
México D.F. Páginas 1-4.

- 11.- BOLETIN No. M 60-1
Termómetros
Honeywell S.A. DE CV.
México D.F. páginas 1-2

- 12.- BOLETIN No. M-70-1
Medidores de Presión
Honeywell S.A. DE C.V.
México D.F.
Páginas 1-3
- 13.- ALEJANDRO SUAREZ MUÑOZ
Tesos profesional
Estudio de la Eficiencia de la Columna de des-
tilación del laboratorio de Ingeniería Química
con el sistema Benceno Heptano.
1976
- 14.- PEDRO PONCELIS BRAMBILA
Tesos profesional
Estudio de una columna de Rectificación inter-
mitente para separación de una mezcla Alcohol
Agua.
1970