

U.N.A.M.

FACULTAD DE QUIMICA



BALANCES DE MATERIA DE LAS
PRINCIPALES OPERACIONES UNITARIAS
INGENIERIA QUIMICA

T E S I S

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

MARIA ESTELA VILLANUEVA BALDERAS
GRACIELA MARGARITA VILLANUEVA BALDERAS



MEXICO, D. F.

M-23775

1980



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.

AS TESIS
BO _____
FECHA 1980
PRSC mt 343 344
V. _____



JURADO ASIGNADO SEGUN EL TEMA:

Presidente: Profr. Vladimir Estivil Riera.
Vocal: Profr. Rudi P. Stivalet C.
Secretario: Profr. Antonio Valiente Barberas.
1er. Suplente: Profr. José Guerra Recasens.
2º Suplente: Profr. Jorge Eduardo Muñoz Estrada.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.

FALCULTAD DE QUIMICA.

Sustantantes: MARIA ESTELA VILLANUEVA BALDERAS.
GRACIELA MARGARITA VILLANUEVA BALDERAS.

Asesor del Tema: ING. RUDI P. STIVALET C.

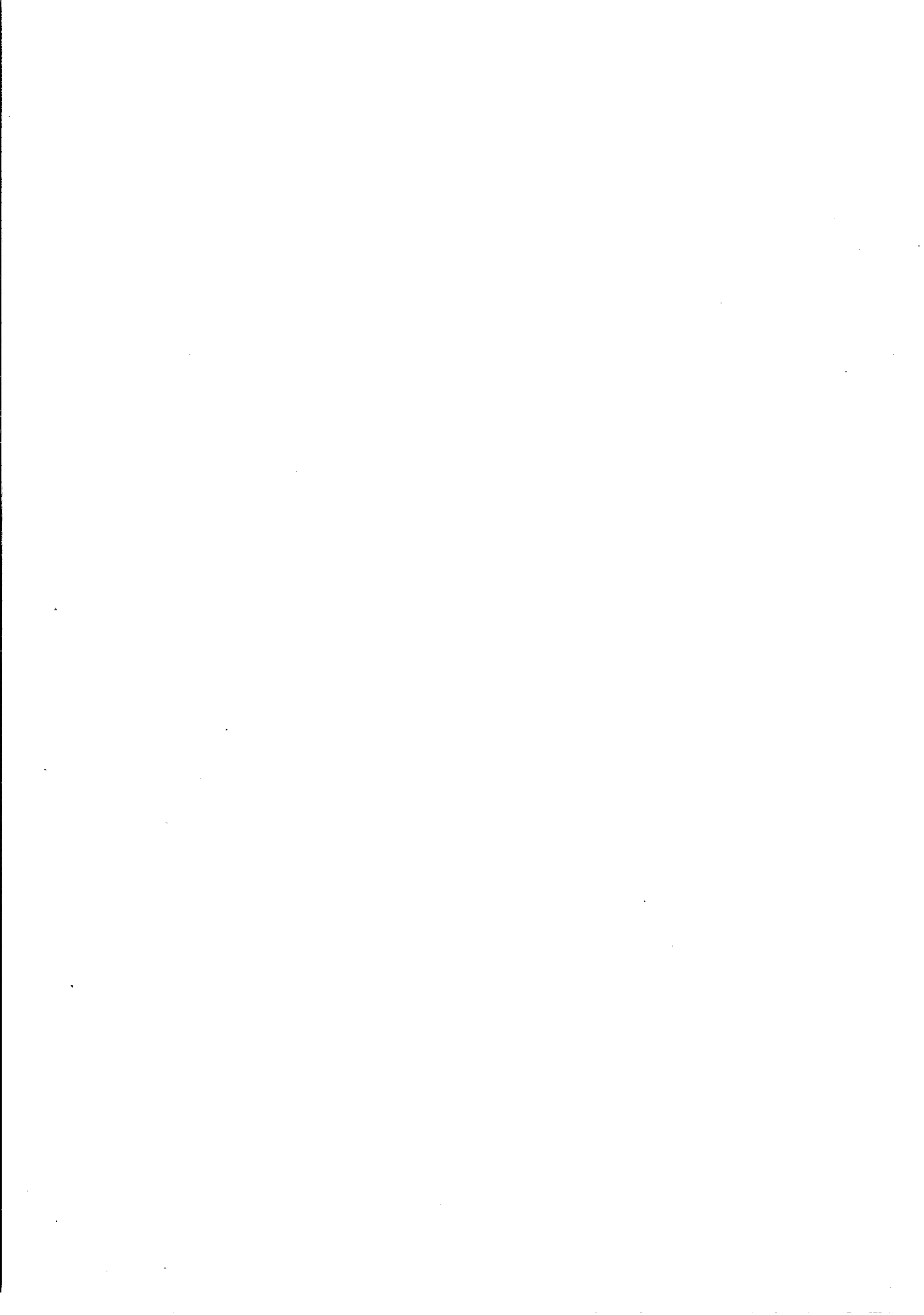


"BALANCES DE MATERIA

DE LAS

PRINCIPALES OPERACIONES UNITARIAS".

INGENIERIA QUIMICA.



AGRADECIMIENTO

Si es verdad que detrás de todo gran hombre hay una gran mujer. . . . También lo es el que detrás del presente trabajo está la confianza y el esfuerzo de personas sin las cuales, no se hubiera realizado esta tesis. . . probablemente.

Por lo cual, va para todos y cada una de ellas nuestro cariño y eterna gratitud.

Ing. Rudi P. Stivalat C.

Dr. Héctor Manchaca.

Sra. Lidia Pompo Saavedra.

Sra. Julia T. Yañez B.

Y a todos nuestros compañeros que nos antecediaron en el ejercicio de la profesión.

Al Ing. Quim. Rudi Primo Stivalat C.
Con todo cariño, admiración y res-
pe to al Ingeniero, al maestro, al ami-
go pero sobre todo al gran ser huma-
no que ha sabido ser para nosotros -
Rudi Primo Stivalat. Sea pues para
él este trabajo una pequeña muestra
de los cimientos del gran edificio -
que día con día habremos de construir
hoy como estudiantes y mañana como -
Ingenieros.



Para nuestros padres

Alicia y Rafael

Quienes han sabido llevar
la difícil tarea de ser
padres, amigos y guías
y por quienes trataremos
de ser día con día su
digno y amoroso reflejo.

Para nuestros hermanos

Rafael, Alicia Janette e Inés

Con quienes hemos compartido

alegrías y tristezas

y quienes siempre tienen

para con nosotras

la mejor de sus sonrisas.



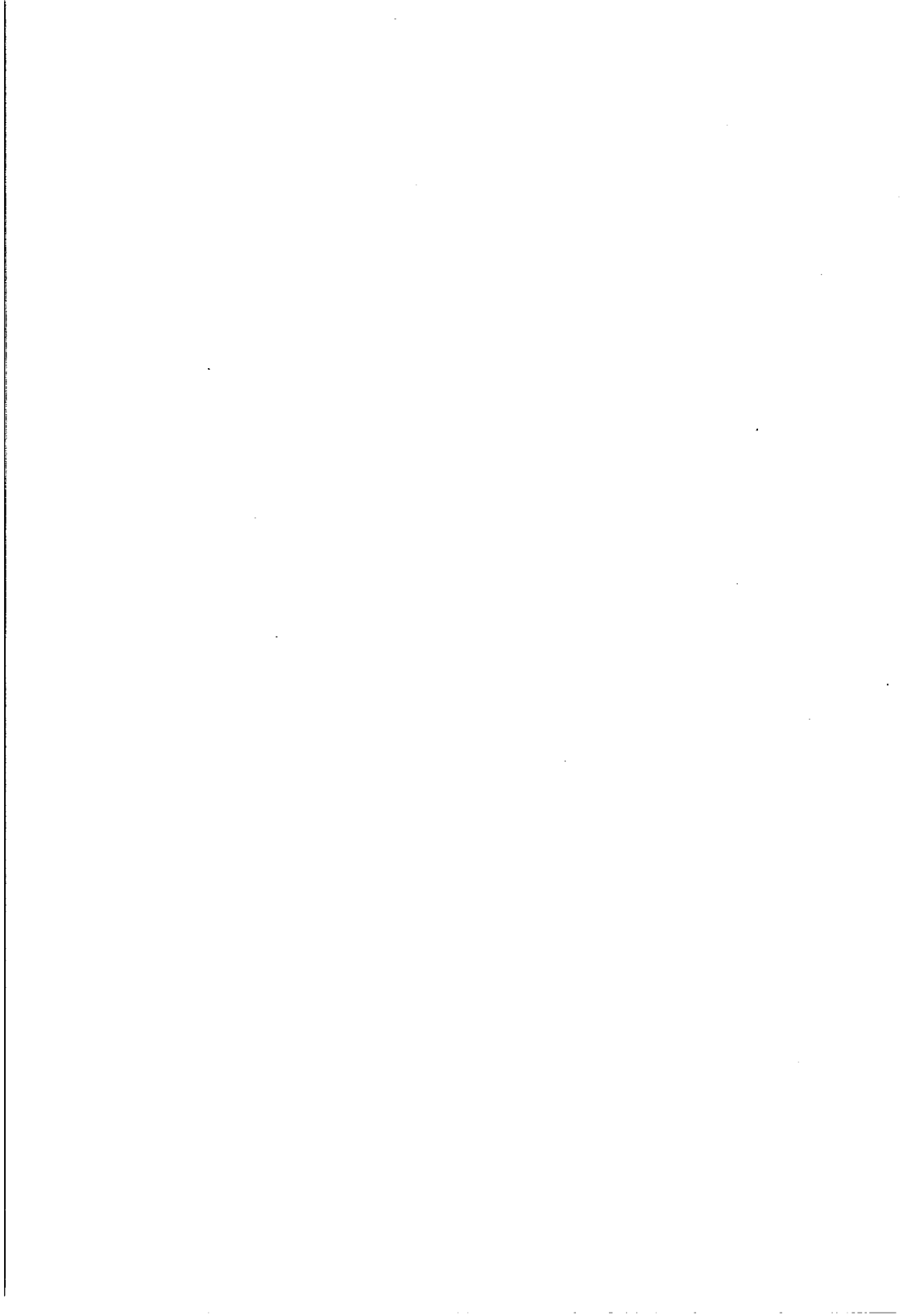
Para ti

José Luis

por el apoyo y confianza

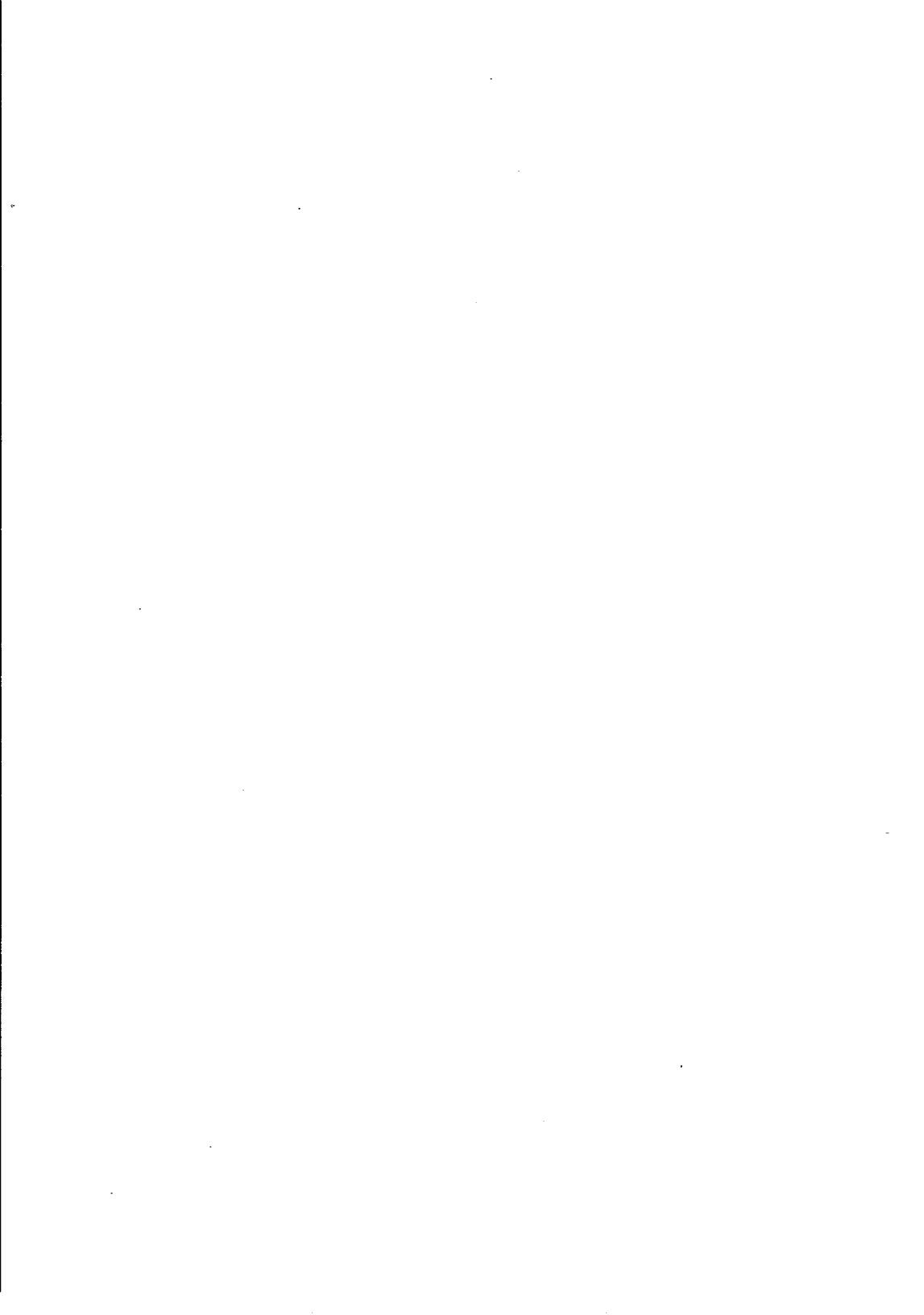
siempre reflejados en tus ojos.

Graciela.

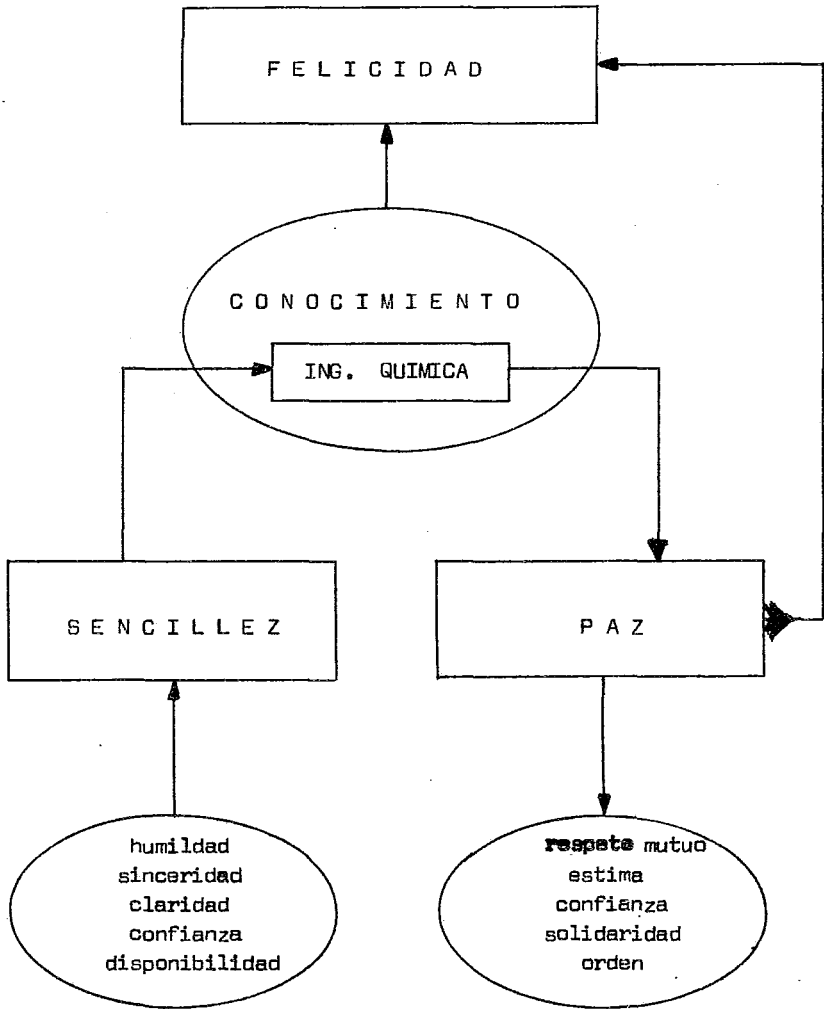


Para quien lleva la fuerza
de la mente por sobrepasar
las barreras del tiempo
y del espacio.

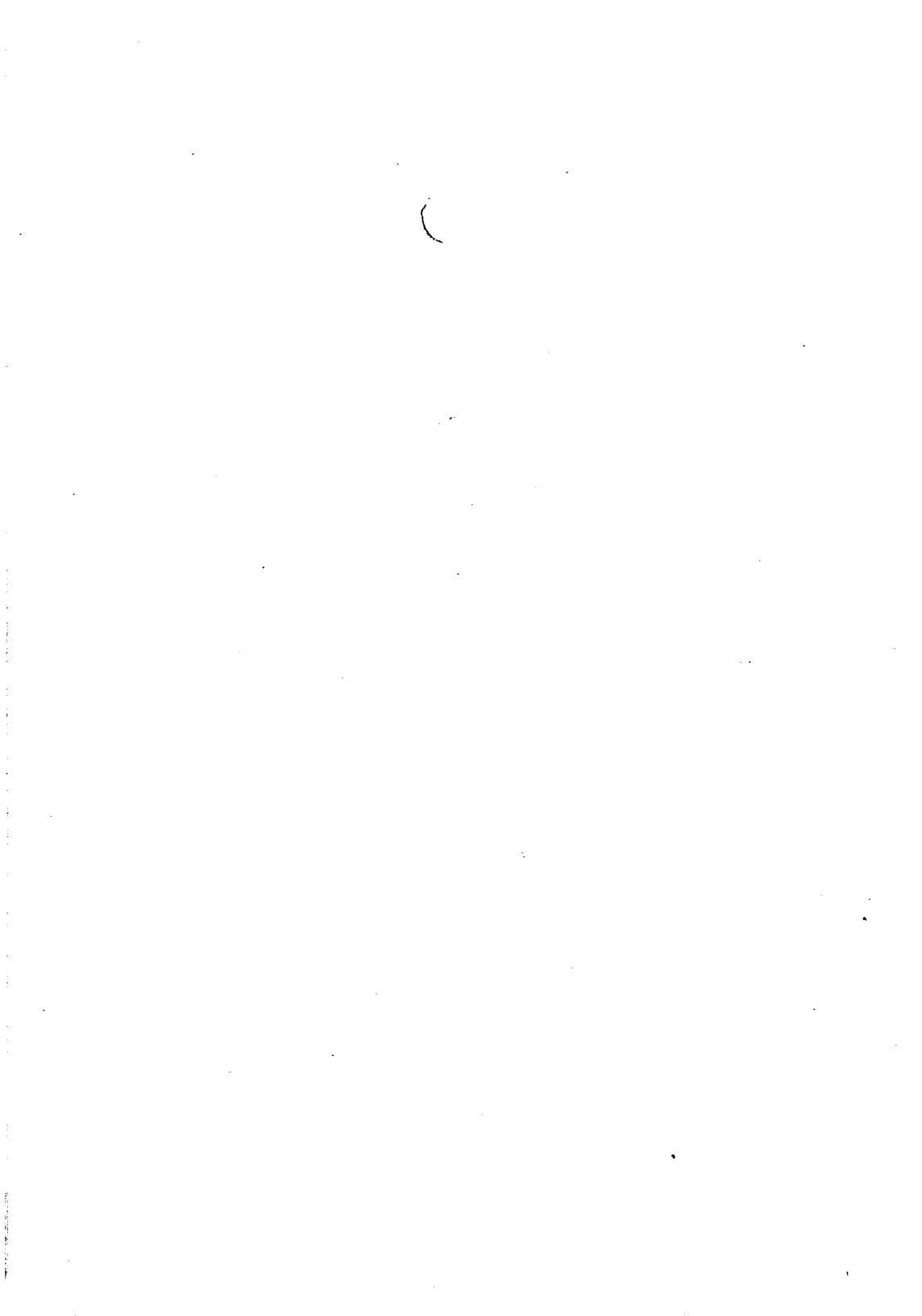
E m i l i o



MOTIVACION

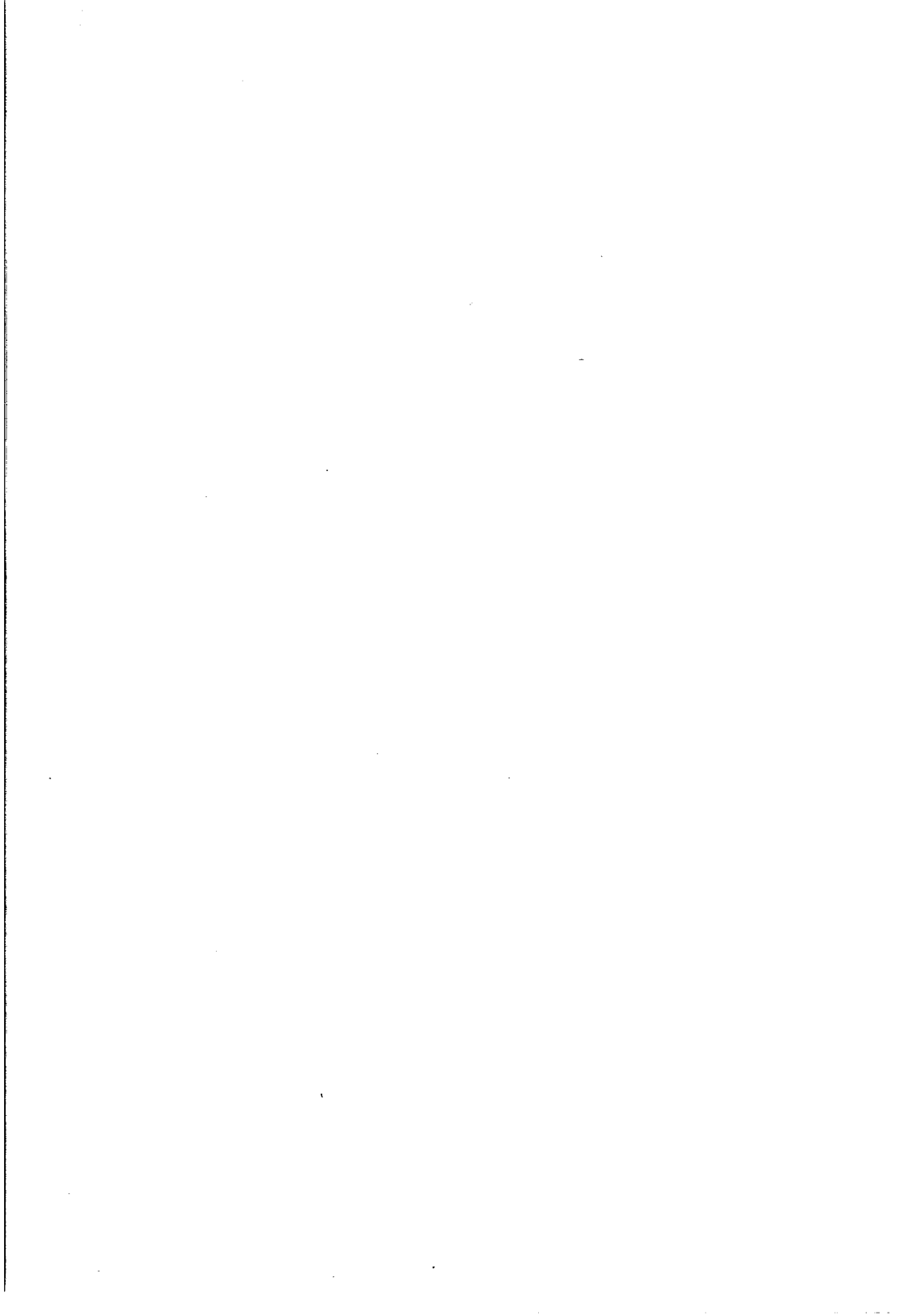


El hombre tiene como meta principal la felicidad. El conocimiento es una forma racionalizada de lograrla. La Ingenieria química es una forma de conocimiento. Pero para que lo sea realmente debe ser sencilla y entendible., solo así nos deja ese sentimiento de paz que nos retroalimenta felicidad.



I N D I C E .

- I.- Introducción.
- II.- Descripción del Método empleado en la resolución de problemas de Ingeniería Química y comparación con Métodos Tradicionales.
- III.- Flujo de Fluidos.
- IV.- Mezclado.
- V.- Evaporación y Cristalización.
- VI.- Absorción.
- VII.- Destilación.
- VIII.- Operaciones Aire-agua.
- IX.- Secado.
- X.- Conclusiones.
- XI.- Nomenclatura.
- XII.- Bibliografía.



CAPITULO I

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



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

Desde que la Ingeniería Química ha sido reconocida como toda una metodología a seguir para la resolución de diversos problemas, se ha visto en la necesidad de plantear un camino mejor para una mayor eficacia y comprensión en los resultados obtenidos.

Actualmente se hace Ingeniería Química en gran parte de los países de Latinoamérica, así como también en otros de Europa y demás continentes. Sin embargo, es importante tener en cuenta; que aún, cuando en esencia una de las formas de interpretar a la Ingeniería Química es como la mayor o menor habilidad para la resolución de problemas, es conveniente reflexionar en lo siguiente:

No todos los países tienen la misma facilidad (económica) para realizar Ingeniería Química en todo su esplendor.

No todos los países tienen las mismas necesidades como para hacer un mismo tipo de Ingeniería Química.

Esto es comprensible, si se consideran las grandes barreras que individualizan a cada país (idioma, desarrollo económico, desarrollo tecnológico, etc.) como para que se pudiera realizar un mismo tipo de Ingeniería Química que se pudiera llamar UNIVERSAL.

Lo anteriormente expuesto y el hecho de haber vivido la experiencia de estudiar la carrera de Ingeniería Química en México (en la Uni -

versidad Nacional Autónoma de México) nos ha llevado a reflexio -
nar sobre las consecuencias que directamente afectan al actual y
futuro estudiante de dicha carrera; siendo una de ellas, la nece-
sidad de recurrir como única salida en muchos de los casos a Lite -
ratura extranjera (inglés generalmente) de la cual, no siempre se
adquieren las ideas reales, en virtud de que al llegar al nivel -
universitario (salvo las personas que han estudiado algún idioma
por su cuenta), para la mayoría del alumnado, una segunda lengua
es conocida solo medianamente; y a la Ingeniería Química hay que -
estudiarla o tratar de entenderla profundamente.

Por otra parte, esa Literatura extranjera se encuentra frecuente -
mente a un nivel académico superior al requerido por nuestros es -
tudiantes mexicanos (por las razones anteriormente expuestas).

Todo ésto, en la actualidad ha llegado a crear tanto en maestros
como en alumnos que dedican gran parte de sus actividades a la do -
cencia, una gran inquietud que poco a poco empieza a representar -
un serio problema para el que es importante plantear una solución.

Explicación de la problemática.- Al llegar el alumno a la Facul -
tad de Química (u otra Institución semejante) lo hace con la idea
y el propósito de iniciar sus estudios sobre Ingeniería Química; -
se encuentra que desde el primer curso hasta el último, el aprendi -
zaje es igualmente difícil; es decir, que siempre es lo mismo: -

análisis del problema, relación de datos, recordatorio o búsqueda de ejemplos semejantes para finalmente tratar de llegar a la resolución correcta.

Para el alumno que no ha aceptado esta peculiar metodología, el desarrollo de esta carrera lo lleva en muchos de los casos a desertar de ésta, por considerar que carece de las facultades necesarias para su realización en este campo. O bien, en el mejor de los casos, si el alumno tuvo la facilidad de desarrollar su propia metodología para la resolución de problemas (por sentimiento), probablemente terminará con la idea de que logró aprobar sus cursos por "suerte".

Pero ni él mismo sabría a ciencia cierta explicar ese su secreto que supuestamente lo llevará a alcanzar el tan deseado BUEN EXITO. En realidad lo único que habrá logrado será adquirir una fuerte dosis de inseguridad que pudiera afectarlo en el pleno ejercicio de la profesión.

Pues bien, es nuestra intención en este trabajo, dar a conocer, -- principalmente a nuestros compañeros estudiantes y maestros, no un manual de sabiduría, pero sí un compendio de útiles problemas; cuyos datos fueron extraídos de la realidad, de tesis realizadas en el interior de la República sobre estudios, proyectos y anteproyectos adaptados al lenguaje ingenieril. Esto es con el objeto de -- que se pueda poner de manifiesto y al alcance de los estudiantes --

de Ingeniería Química un método útil, sencillo, práctico y hasta -
cierto punto original que pudiera facilitar la labor ENSEÑANZA-A -
PRENDIZAJE para dicha carrera.

Dicho método pretende que la habilidad para resolver problemas de
Ingeniería Química en una forma eficiente deje de ser un TABU, una
SUERTE o un mero SENTIMIENTO y pase a ser un mecanismo más para un
mejor y más claro desarrollo del pensamiento del hombre.

Pensamos muy sinceramente que con el presente trabajo, además de -
lograrse una íntima satisfacción, se logrará (mediante una adecua-
da difusión del método) una rápida integración académica que le -
permita al estudiante en un menor tiempo, concientizarse acerca de
los problemas tecnológicos del país y pueda en una forma concreta
luchar con sus conocimientos para lograr una justa dignificación -
de la profesión.

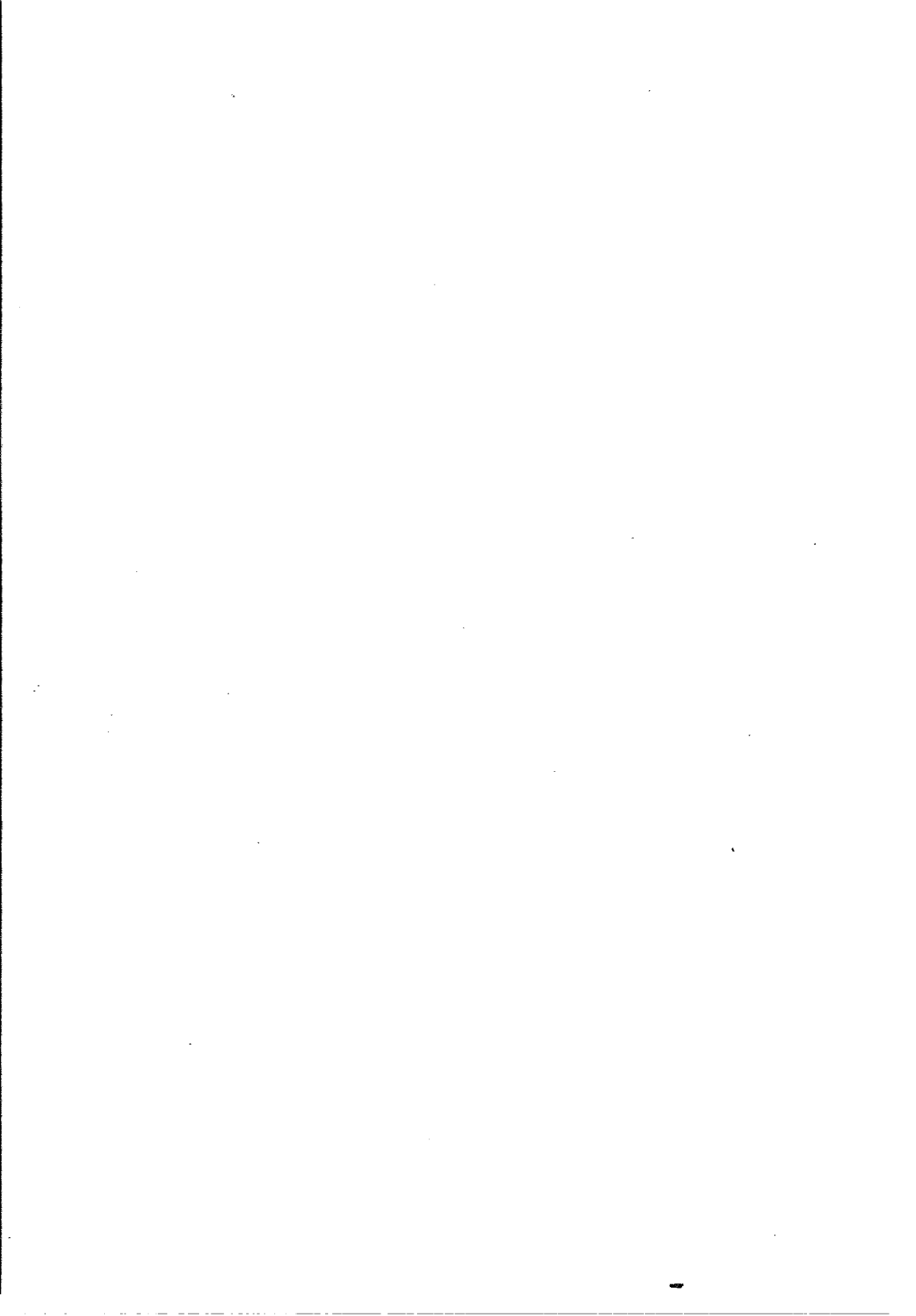
Con la mejor intención y buena voluntad, sea esta pequeña aporta -
ción a la escuela y a los maestros que nos han dado siempre tanto
por tan poco.

Sinceramente.

Ma. Estela Villanueva Balderas y
Graciela Margarita Villanueva Balderas.

C A P I T U L O I I

DESCRIPCION DEL METODO EMPLEADO EN LA RESOLUCION DE PROB
BLEMAS DE INGENIERIA QUIMICA Y COMPARACION CON
METODOS TRADICIONALES.



En el campo de la Ingeniería Química existe una gran variedad de procesos industriales, los cuales se estudian aplicando el "Principio de la conservación de la materia", conocido en Ingeniería Química como el "Balance de Materiales", mismo que se cursa en la materia de Ingeniería Química I para estudiantes de tercer semestre de la Facultad de Química; por medio del balance de materiales se conoce la eficiencia y condiciones de operación de determinado equipo.

Para el estudio de muchos de éstos procesos, se han agrupado en una forma global los equipos más usuales, clasificándolos según la operación unitaria a que pertenezcan; entendiéndose como "operaciones unitarias" a los procesos físicos y mecánicos necesarios para que se verifique el proceso unitario ó reacción química en una planta industrial.

Existe una gran cantidad de operaciones unitarias, las cuales, se estudian con mucho detenimiento a lo largo de la carrera de Ingeniería Química. En éste trabajo se verán algunas de las operaciones unitarias más importantes como son: flujo de fluidos, mezclado, evaporación, cristalización, absorción, destilación, operaciones aire-agua y secado.

En virtud del número de operaciones unitarias a estudio, se requiere de un equipo específico y diferente para cada una de ellas, depen-

diendo del proceso, por lo que es muy difícil seguir un método general utilizado como patrón para determinar las condiciones de operación del equipo, es por lo que en éste trabajo se muestra la aplicación de un METODO ordenado y a la vez objetivo propuesto por los Ingenieros Rudi P. Stivalet C. y Antonio Valiente B, para la resolución de problemas de Ingeniería Química.

Dicho método es general para cualquier operación unitaria ya que existe una gran diversidad de problemas de Ingeniería Química para los cuales sería imposible hacer un método para cada uno de ellos ya que cada uno se ataca de distinta manera.

El método propuesto para la resolución de problemas de Ingeniería Química consiste en cuatro etapas principales las cuales son:

- 1.- Traducción.
- 2.- Planteamiento.
- 3.- Cálculos.
- 4.- Resultados.

En la primera de ellas, una vez que se tiene el enunciado del problema, se traduce mediante el uso de un modelo gráfico, es decir, se hace un diagrama especial del equipo en estudio; ya sea una torre de destilación, un evaporador, un mezclador, una torre de absorción etc.

Se escriben en el diagrama los datos del problema, pero se utiliza la

nomenclatura oficial para cada una de las corrientes de los procesos reales, con el fin de que el alumno se vaya familiarizando desde sus inicios con diagramas de flujo lo más completos posible.

Una vez que se hace el diagrama con todos los datos y las incógnitas especificadas en él, se procede a hacer la segunda etapa llamada: - PLANTEAMIENTO; cuya parte principal es la DISCUSION, la cual consiste en describir en forma escrita, la manera de ataque del problema, la cual debe ser breve y concisa. Esta etapa es muy importante, ya que aquí el alumno deberá desarrollar todo su ingenio y creatividad en su proposición de resolución.

En ésta misma etapa se plantean todas las ecuaciones necesarias de - balances de materia tanto totales como parciales. Se despejan las - incógnitas que se piden en el problema en función de las variables - dato, utilizando el lenguaje algebraico oficial; en ésta segunda eta - pa se puede decir que ya ha quedado resuelto el problema.

En la tercera etapa llamada CALCULOS, se sustituyen todos los valo - res que se tienen como datos, en las ecuaciones que quedaron plantea - das en la etapa anterior y en ésta misma etapa se hace y comprueba - el análisis dimensional y se escriben las unidades adecuadas.

La última etapa: RESULTADOS, consiste en la interpretación y escritua

ra de los resultados, analizándolos desde el punto de vista "criterio real" del proceso a tratar, como lo visualizaría un Ingeniero Químico. Si son muchos los resultados se pueden escribir a manera de tabla para su mayor claridad.

Los métodos tradicionales para la resolución de problemas de Ingeniería Química son muy variados, pero en una forma global consisten en hacer diagramas en forma de bloques para cualquier equipo con sus respectivas corrientes de entrada y salida. Se escriben en el diagrama los datos del problema y se procede a la resolución, elaborando ecuaciones en las cuáles se trabaja con números e incógnitas al mismo tiempo y después se despejan las incógnitas del problema y se escriben los resultados.

Las diferencias entre ambos métodos son las siguientes:

- a) En el método Stivalet-Valiente se dibuja el diagrama del equipo específico en lugar de dibujar bloques rectangulares para todos los equipos.
- b) Se usa la nomenclatura oficial y se numeran las corrientes, es decir se uniformizan las literales para todos los problemas en lugar de usar diferentes para cada problema según el autor de cada libro.
- c) Primero se plantean las incógnitas usando sólo ecuaciones y hasta la siguiente etapa se sustituyen esos valores es decir no se trabaja con incógnitas y números al mismo tiempo. En todos los proble-

mas se trabaja con el S.I.U. Sistema Internacional de Unidades.

- d) Se escriben y analizan los resultados brevemente, lo que a diferencia de los métodos tradicionales en los que, sólo se escriben éstas conclusiones en algunas fuentes.

Todo ésto se hace con el fin de que el estudiante desde el inicio de la resolución de su problema lo haga de la manera más ordenada para que en cualquier equivocación posterior le sea fácil visualizar su error ya que desde el principio ha trabajado con claridad.

Para un mejor entendimiento de esta diferencia, a continuación se escribirán algunos ejemplos en los cuales se resuelve un mismo problema tomado de uno de los libros de Ingeniería Química que se utilizan como bibliografía básica en el curso de Ingeniería Química, su resolución se transcribe íntegra mediante el método usado por el autor y después, el mismo enunciado se vuelve a resolver utilizando el método Stivalet-Valiente propuesto.

El siguiente problema resuelto es un ejemplo del capítulo 2 del libro:

"Principios y cálculos básicos de la Ingeniería Química" de David M. -

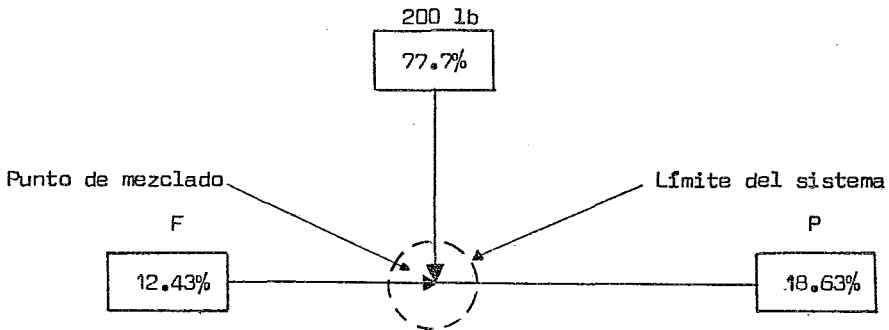
Himmelblau. 2a. Impresión Ed. C.E.C.S.A Pgs. 98 - 99.

A) Resolución propuesta por el autor:

David M. Himmelblau.

EJEMPLO 2.9 Mezclado

Un tanque que opera con solución débil de ácido sulfúrico para batería contiene H_2SO_4 al 12.43% (y el resto de agua destilada). Si se añaden 200 lb de H_2SO_4 al 77.7% al tanque, y la concentración de la solución final de H_2SO_4 es de 18.63%, ¿cuántas libras de ácido para batería se habrán formado?.



Solución:

En éste problema, se conoce uno de los pesos y tres composiciones; se desconocen dos pesos.

Como ayuda se designará arbitrariamente a los pesos de las dos solucio

nes desconocidas con las letras F y P. Con dos variables desconocidas se necesitan dos ecuaciones independientes. Sin embargo se pueden indicar tres balances de material, de los cuales cualquier par forma - ecuaciones independientes.

Base: 200 lb de solución de H_2SO_4 al 77.7%

Tipo de balance Entradas = Salidas

Total $F + 200 = P$ (a)

Componente

H_2SO_4 $F(0.1243) + 200(0.777) = P(0.1863)$ (b)

H_2O $F(0.8757) + 200(0.223) = P(0.8137)$ (c)

El uso del balance total, y de uno de los otros, es la forma más fácil para encontrar P.

$$(P - 200)(0.1243) + 200(0.777) = P(0.1863)$$

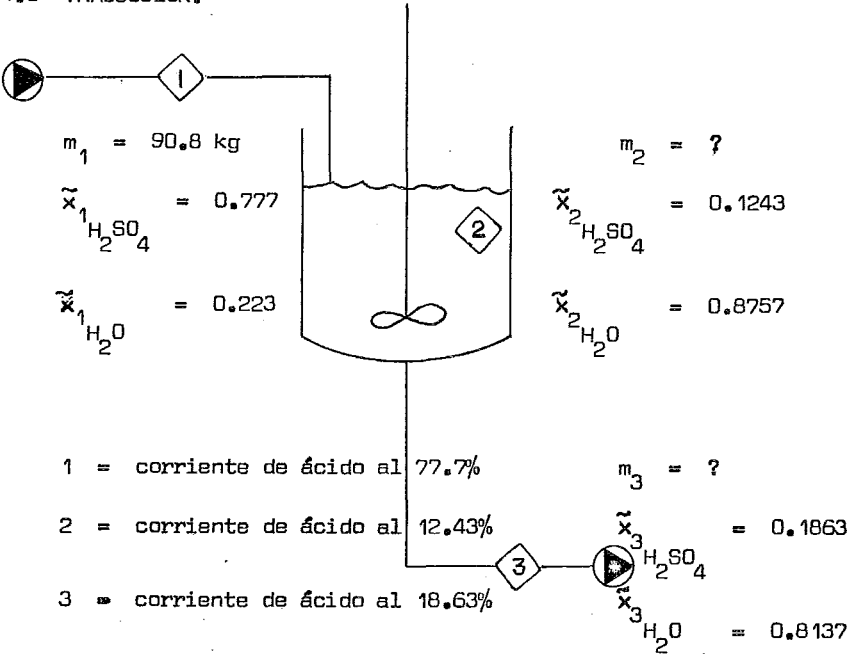
$$F P = 2110 \text{ lb de ácido.}$$

$$F P = 1910 \text{ lb de ácido.}$$

B) Resolución aplicando el Método Stivalet-Valiente:

Un tanque que opera con solución débil de ácido sulfúrico para batería contiene H_2SO_4 al 12.43% (y el resto de agua destilada). Si se añaden 90.8 kg de H_2SO_4 al 77.7% al tanque y la concentración de la solución - final de H_2SO_4 es de 18.63%, ¿cuántos kg para batería se habrán formado?

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para calcular los kilogramos de ácido para batería formados, se hace un balance de materia total y los balances de materia parciales tanto para el H_2SO_4 como para el H_2O . Se obtiene un sistema de ecuaciones, las cuales se pueden resolver simultáneamente para obtener el valor de las incógnitas.

2.2 Balance total.

$$m_1 + m_2 = m_3$$

2.3 Balance parcial para el H_2SO_4 .

$$m_1 \tilde{x}_1 H_2SO_4 + m_2 \tilde{x}_2 H_2SO_4 = m_3 \tilde{x}_3 H_2SO_4$$

2.4 Balance parcial para el H_2O .

$$m_1 \tilde{x}_1 H_2O + m_2 \tilde{x}_2 H_2O = m_3 \tilde{x}_3 H_2O$$

2.5 Cantidad de ácido en el tanque.

De ec. 2.3 y 2.2 se obtiene m_3 y luego m_2 .

$$m_3 = \frac{m_1 \tilde{x}_1 H_2SO_4 + m_2 \tilde{x}_2 H_2SO_4}{x_3 H_2SO_4}$$

$$m_1 + m_2 = \frac{m_1 \tilde{x}_1 H_2SO_4 + m_2 \tilde{x}_2 H_2SO_4}{\tilde{x}_3 H_2SO_4}$$

$$m_2 = m_1 \left(\frac{\tilde{x}_1 H_2SO_4 - \tilde{x}_3 H_2SO_4}{\tilde{x}_3 H_2SO_4 - \tilde{x}_2 H_2SO_4} \right)$$

2.6 Cantidad de ácido formado.

De ec. 2.2

$$m_3 = m_1 + m_2$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Cálculo de m_2

De ec. 2.5

$$m_2 = 90.8 \text{ kg} \left(\frac{0.777 - 0.1863}{0.1863 - 0.1243} \right) = 865.01 \text{ kg}$$

3.2 Cálculos de m_3

De ec. 2.6

$$m_3 = 90.8 + 865.01 = 955.81 \text{ kg.}$$

4.0 RESULTADOS:

Se habrán formado 955.81 kg de ácido para batería en la corriente de salida para una concentración de 18.63%.

El siguiente problema resuelto es un ejemplo del Capítulo 7 del libro:
 "Principios de los procesos químicos".

Balances de Materia y Energía. de Hougen, Watson, Ragatz. Ed. Reverté -
 S. A. Pgs. 206 - 207.

A) Resolución propuesta por los autores: Hougen, Watson, Ragatz.

EJEMPLO 1

El ácido sobrante de un proceso de nitración contiene el 23% de HNO_3 , 57% de H_2SO_4 y 20% de H_2O en peso. Este ácido ha de concentrarse para que contenga 27% de HNO_3 y 60% de H_2SO_4 por adición de ácido sulfúrico concentrado que contiene 93% de H_2SO_4 y ácido nítrico concentrado que tiene 90% de HNO_3 . Calcular los pesos de ácido sobrante y concentrado que deben combinarse para obtener 1000 lb de la mezcla deseada.

Base: 1000 lb de mezcla final.

Sea X = peso de ácido sobrante.

Y = peso de H_2SO_4 concentrado.

Z = peso de HNO_3 concentrado.

Balance Total.

$$\overset{C}{X} + Y + \overset{A}{X} + \overset{B}{Z} = 1000 \dots \dots \dots (a)$$

Balance de H_2SO_4

$$0.57 X + 0.93 Y = (1000)(0.60) = 600 \dots \dots \dots (b)$$

Balance de HNO_3

$$0.23 X + 0.90 Z = (1000)(0.27) = 270 \dots \dots (c)$$

Resolviendo las ecuaciones a, b y c simultáneamente se obtiene

X = 418 lb de ácido sobrante.

Y = 390 lb de H_2SO_4 concentrado.

Z = 192 lb de HNO_3 concentrado.

Estos resultados pueden comprobarse por un balance de materia del -
agua en el proceso:

$$\text{Agua que entra} = (418)(0.20) + (390)(0.07) + (192)(0.10) = 130 \text{ lb}$$

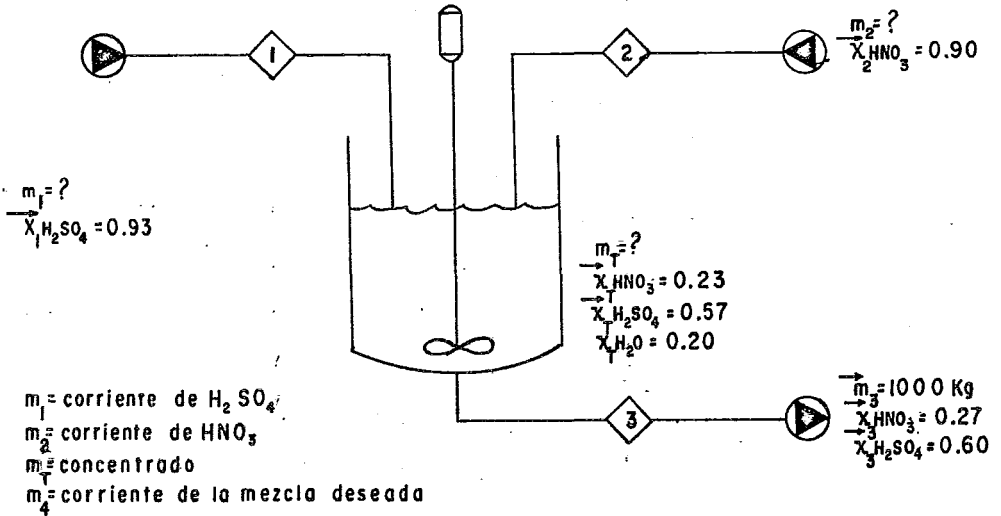
Puesto que la disolución final contiene 13% de H_2O , este resultado -
comprueba los cálculos.

B) Resolución aplicando el método Stivallet-Valiente.

El ácido sobrante de un proceso de nitración contiene el 23% de HNO_3 ,
57% de H_2SO_4 y 20% de H_2O en peso. Este ácido ha de concentrarse -
para que contenga 27% de HNO_3 y 60% de H_2SO_4 por adición de ácido -
sulfúrico concentrado que contiene 93% de HNO_3 . Calcular los pesos
de ácido sobrante y concentrado que deben combinarse para obtener -
1000 kg de mezcla deseada.

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para calcular los pesos del ácido concentrado y de ácido sobrante, se hace un balance total de materia y un parcial para cada uno de los demás componentes. Se obtiene un sistema de ecuaciones, las cuáles se pueden resolver simultáneamente para obtener el valor de las incógnitas.

2.2 Balance total.

$$m_1 + m_2 + m_T = m_3$$

2.3 Balance parcial para el H_2SO_4

$$m_1 x_{1H_2SO_4} + m_T x_{TH_2SO_4} = m_3 x_{3H_2SO_4}$$

2.4 Balance parcial para el HNO_3

$$m_2 x_{2HNO_3} + m_T x_{THNO_3} = m_3 x_{3HNO_3}$$

2.5 Cantidad de ácido en el tanque.

Despejando m_1 y m_2 de ecs. 2.3 y 2.4 y sustituyendo estos valores en ec. 1 tenemos:

$$m_1 = \frac{m_3 x_{3H_2SO_4} - m_T x_{TH_2SO_4}}{x_{1H_2SO_4}} \dots \dots \dots (a)$$

$$m_2 = \frac{m_3 x_{3HNO_3} - m_T x_{THNO_3}}{x_{2HNO_3}} \dots \dots \dots (b)$$

$$\frac{m_3 \dot{x}_3 \text{H}_2\text{SO}_4 - m_T \dot{x}_T \text{H}_2\text{SO}_4}{\dot{x}_1 \text{H}_2\text{SO}_4} + \frac{m_3 \dot{x}_3 \text{HNO}_3 - m_T \dot{x}_T \text{HNO}_3}{\dot{x}_2 \text{HNO}_3} + m_T = m_3$$

$$m_T = m_3 \frac{\left(1 - \frac{\dot{x}_3 \text{H}_2\text{SO}_4}{\dot{x}_1 \text{H}_2\text{SO}_4} - \frac{\dot{x}_3 \text{HNO}_3}{\dot{x}_2 \text{HNO}_3}\right)}{\left(1 - \frac{\dot{x}_T \text{H}_2\text{SO}_4}{\dot{x}_1 \text{H}_2\text{SO}_4} - \frac{\dot{x}_T \text{HNO}_3}{\dot{x}_2 \text{HNO}_3}\right)} \dots \dots \dots (c)$$

2.6 Cantidad de ácido en la corriente 1.

Ec. 2.5a.

$$m_1 = \frac{m_3 \dot{x}_3 \text{H}_2\text{SO}_4 - m_T \dot{x}_T \text{H}_2\text{SO}_4}{\dot{x}_1 \text{H}_2\text{SO}_4}$$

2.7 Cantidad de ácido en la corriente 2.

Ec. 2.5b.

$$m_2 = \frac{m_3 \dot{x}_3 \text{HNO}_3 - m_T \dot{x}_T \text{HNO}_3}{\dot{x}_2 \text{HNO}_3}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Peso de ácido concentrado en el tanque.

De ec. 2.5c.

$$m_T = 1000 \left(\frac{1 - \frac{0.60}{0.93} - \frac{0.27}{0.90}}{1 - \frac{0.57}{0.93} - \frac{0.23}{0.90}} \right) = 417.5 \text{ kg}$$

3.2 Peso de ácido sulfúrico en la corriente 1.

De.ec. 2.6

$$m_1 = \frac{(1000)(0.60) - (417.5)(0.57)}{0.93} = 389.3 \text{ kg}$$

3.3 Peso del ácido nítrico en la corriente 2.

De ec. 2.7

$$m_2 = \frac{(1000)(0.27) - (417.5)(0.23)}{0.90} = 193.3 \text{ kg}$$

4.0 RESULTADOS

Se concentrarán en el tanque 417.5 kg y los pesos del ácido sobrante para el H_2SO_4 serán de 389.3 kg y para el HNO_3 de 193.3 kg.

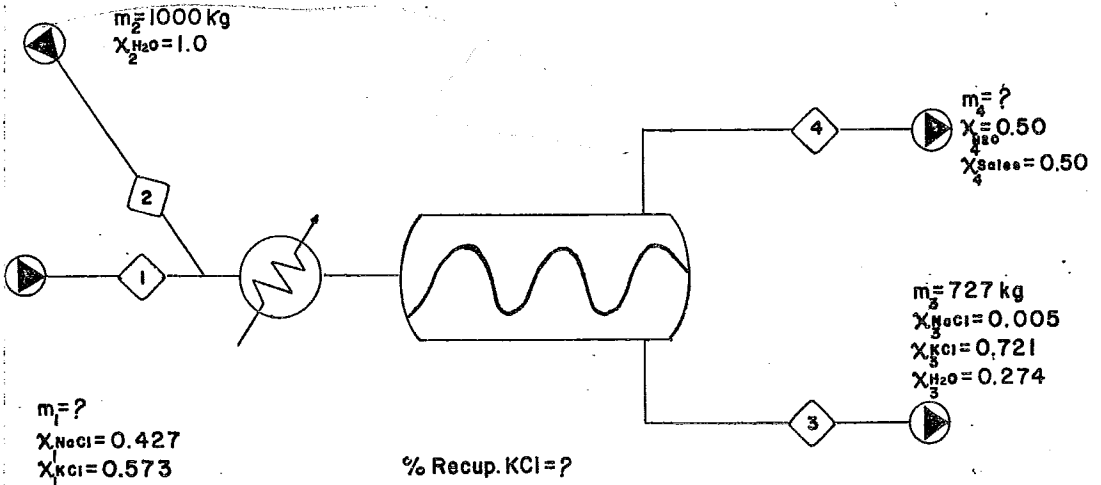
RESOLUCION DE PROBLEMAS, PROPUESTOS DE LOS LIBROS DE BIBLIOGRAFIA PARA EL CURSO DE INGENIERIA QUIMICA I APLICANDO EL METODO STIVALET - VALIENTE.

El siguiente enunciado se obtuvo de un problema propuesto del libro: -

"Material and Energy Balances" de Alois X. Schmidt. Pg. 321.

- 2 - 11. Silvinita (42.7% de NaCl y el resto de KCl) se disuelve en -
1000 kg de H_2O y se enfría para indicar la cristalización. -
La composición de los cristales es de 72.1% de KCl, 0.5% de -
NaCl y 27.4% de H_2O . Se obtiene un sólido de 727 kg. Las -
aguas madres restantes contienen 50% de H_2O y 50% de sales -
constante, la operación se lleva a cabo a presión atmosférica.
Trazar el diagrama de flujo. a) ¿Cuál es el peso de silvinita
usada, b) ¿Cuál es la composición final de la solución - -
c) ¿cuál es el % de recuperación de KCl?

1.0 TRADUCCION.



- m_1 = corriente de silvinita.
 m_2 = corriente de agua.
 m_3 = corriente de cristales.
 m_4 = corriente de solución final.

2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para saber el peso de silvinita usada y la composición final de la solución, se hace un balance total de materia y balances parciales para los demás componentes. Para calcular el % de recuperación se hace la relación de la cantidad de ácido que entra entre la cantidad de ácido que se obtiene y se multiplica por cien.

2.2 Balance total.

$$m_1 + m_2 = m_3 + m_4$$

2.3 Balance parcial para el H₂O.

$$m_2 \times x_2_{H_2O} = m_3 \times x_3_{H_2O} + m_4 \times x_4_{H_2O}$$

2.4 Composición de la solución final para el agua.

$$m_{H_2O} = m_4 \times x_4_{H_2O}$$

2.5 Composición de la solución final para las sales.

$$m_{sales} = m_4 \times x_4_{sales}$$

2.6 Porcentaje de recuperación de KCl.

$$\% \text{ recup.}_{\text{KCl}} = \frac{m_3 x_{3\text{KCl}}}{m_1 x_{1\text{KCl}}} \times 100$$

2.7 Cantidad de solución final.

De ec. 2.3

$$m_4 = \frac{m_2 x_{2\text{H}_2\text{O}} - m_3 x_{3\text{H}_2\text{O}}}{x_{4\text{H}_2\text{O}}}$$

2.8 Cantidad de silvinita usada.

De ec. 2.2

$$m_1 = m_3 + m_4 - m_2$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Cálculos de la solución final.

De ec. 2.7

$$m_4 = \frac{(1000)(1) - (727)(0.274)}{(0.50)} = 1601.604 \text{ kg}$$

3.2 Cantidad de silvinita.

De ec. 2.8

$$m_1 = 727 + 1601.604 - 1000 = 1328.604 \text{ kg}$$

3.3 Composición de la solución final para el H₂O

De ec. 2.4

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = (1601.604)(0.50) = 800.802 \text{ kg}$$

3.4 Composición de la solución final para las sales.

De ec. 2.5

$$m_{\text{sales}} = (1601.604)(0.50) = 800.802 \text{ kg}$$

3.5 % de recuperación del KCl.

De ec. 2.6

$$\% \text{Recup.}_{\text{KCl}} = \frac{(727)(0.721)}{(1328.6)(0.573)} \times 100 = 68.85\%$$

4.0 RESULTADOS.

- a) El peso de silvinita usada es de 1328.604 kg. en la alimentación.
- b) La composición final en la solución es de 800.8 kg de agua y 800.8 kg de sales.

c) El % de recuperación del KCl es de 68.85.

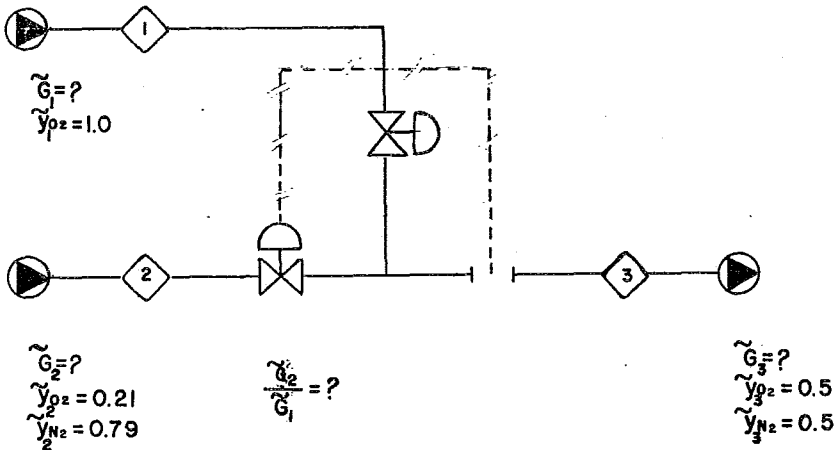
El siguiente enunciado se obtuvo de un problema propuesto del libro: -

"Material and Energy Balances" de Alois. X. Schmidt. Pg. 320.

2 - 3. Una mezcla equimolecular de O_2 y N_2 será producida mezclando -
 O_2 puro con aire a una temperatura de $60^\circ F$ y una presión de -
 735 mmHg . Dibujar el diagrama de flujo para ésta operación. -
 Qué relación de aire a oxígeno será usada?. Considerar al ai-
 re formado de 21% de O_2 y 79% de N_2 .

1.0 TRADUCCION.

1.- oxígeno puro
 2.- aire (N_2, O_2)
 3.- corriente mezcla



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para encontrar la relación \tilde{G}_2/\tilde{G}_1 se requiere hacer un balance total y un balance parcial para el O_2 .

2.2 Balance total molar.

$$\tilde{G}_1 + \tilde{G}_2 = \tilde{G}_3$$

2.3 Balance parcial para el O_2 .

$$\tilde{G}_1 \tilde{y}_{1O_2} + \tilde{G}_2 \tilde{y}_{2O_2} = \tilde{G}_3 \tilde{y}_{3O_2}$$

2.4 Relación molar para gastos.

Sust. 2.2 en 2.3

$$\tilde{G}_1 \tilde{y}_{1O_2} + \tilde{G}_2 \tilde{y}_{2O_2} = (\tilde{G}_1 + \tilde{G}_2) \tilde{y}_{3O_2} \dots (a)$$

$$\frac{\tilde{G}_2}{\tilde{G}_1} = \frac{\tilde{y}_{1O_2} - \tilde{y}_{3O_2}}{\tilde{y}_{3O_2} - \tilde{y}_{2O_2}} \dots (b)$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Relación necesaria de aire a oxígeno.

De ec. 2.4b.

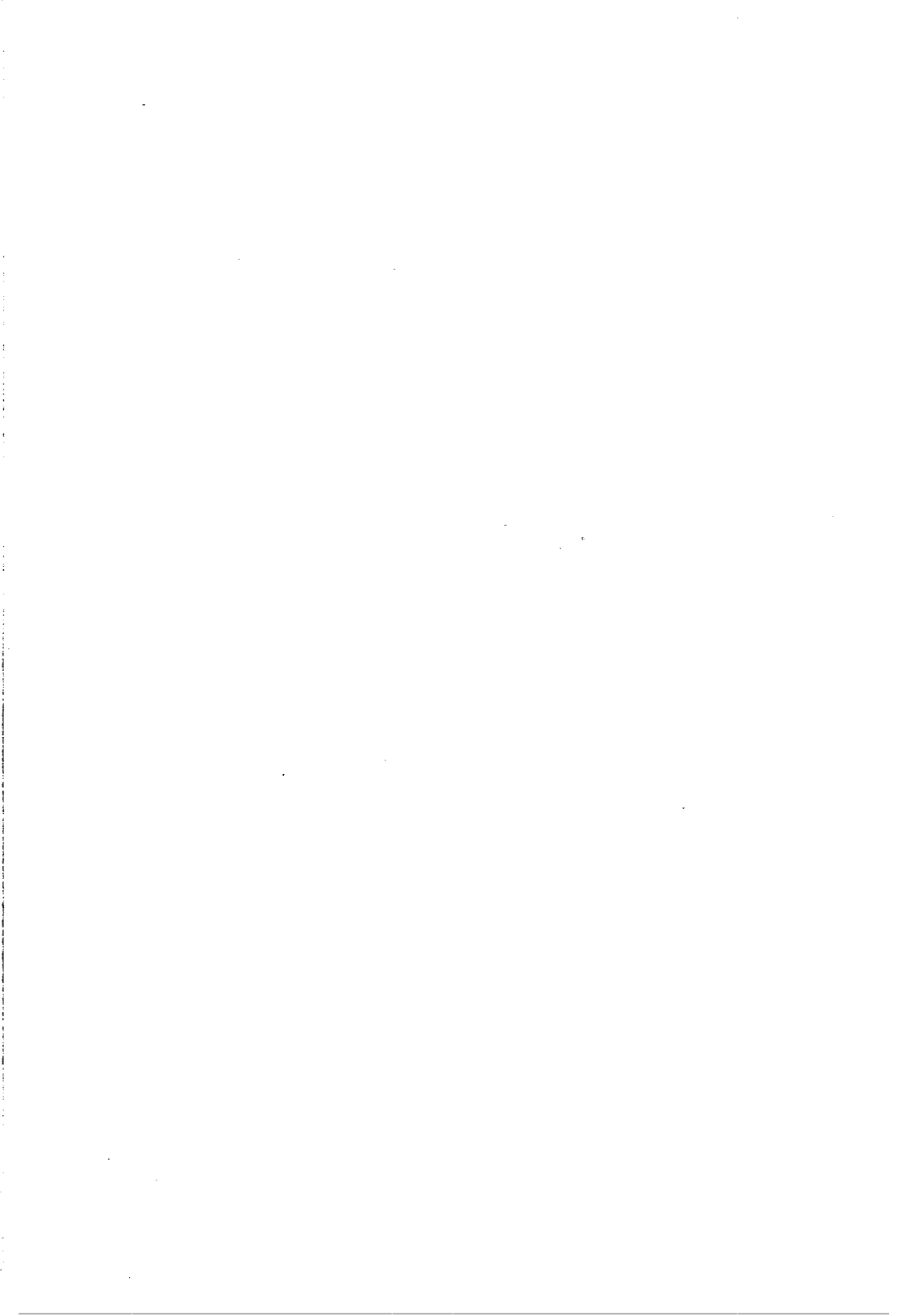
$$\frac{\tilde{G}_2}{\tilde{G}_1} = \frac{1.0 - 0.5}{0.5 - 0.21} = 1.724$$

4.0 RESULTADOS.

Se requiere 1.724 kg mol de aire por cada kg mol de oxígeno para formar la mezcla equimolecular de oxígeno-nitrógeno.

CAPITULO III

FLUJO DE FLUIDOS

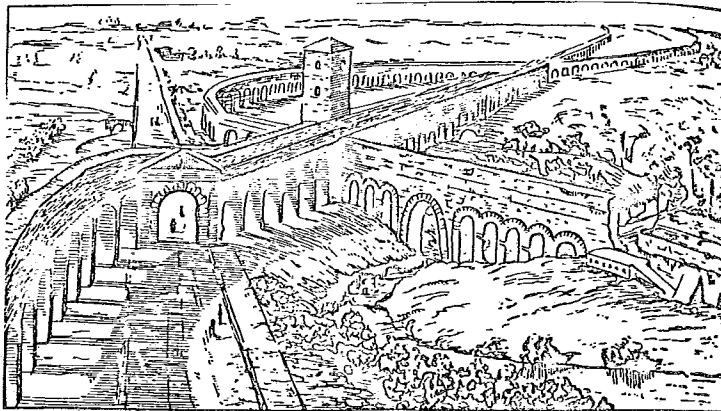


FLUJO DE FLUIDOS.

Importancia del Manejo de los Fluidos.

Los habitantes de la Roma actual, siguen utilizando hoy en día los restos de un acueducto contruido por los antiguos romanos. ¡Qué sólidas eran las obras de construcción de los romanos!. Desgraciadamente no se puede decir lo mismo de los técnicos que dirigieron éstos trabajos. Es obvio que en la antigüedad el hombre poseía escasos conocimientos acerca de los principios de Física. Los técnicos romanos manejaban la conducción de agua por altos acueductos de piedra, en vez de tenderla bajo tierra. Se hacía de ésta manera, ya que los técnicos de entonces poseían conocimientos muy rudimentarios acerca de las leyes de los vasos comunicantes. Dudaban de que el nivel del agua de dos depósitos a un mismo nivel unidos entre sí, por largas tuberías, pudiera ser igual. Si los tubos se tienden en tierra, siguiendo el desnivel del terreno en ciertos sectores, el agua tiene que correr hacia arriba. Los romanos tenían precisamente esto, es decir, pensaban que el agua no podía correr hacia arriba. Por eso generalmente daban a sus tuberías de conducción de agua, un declive uniforme en todos los puntos del trazado (para lo cuál se necesitaba frecuentemente hacer que el agua diese un rodeo, o levantar altos acueductos). Una de las tuberías romanas: la "Agua Martia", tiene una longitud de 100 km, a pesar de que la distancia entre sus

dos extremos, en línea recta, es dos veces menor. Y todo ésto; sólo por no saber que los líquidos también empujan hacia arriba.



Aspecto original de los acueductos de la antigua Roma.

Lo anterior, no hace sino reforzar la idea de la importancia que desde la antigüedad se ha dado a la conducción de fluidos.

Al paso del tiempo se han ido perfeccionando los métodos de almacenaje y conducción de fluido hasta los materiales empleados en los tanques y tubos de almacenamiento y conducción.

Dependiendo fundamentalmente de las necesidades humanas que ha tenido el hombre desde la antigüedad hasta nuestros días.

En vista del actual crecimiento de la industria, el hombre ha tenido que habilitarse para manejar todo tipo de fluidos, desde los más co-

munes y sencillos hasta aquellos que presentan un alto grado de corrosión; auxiliado con la invención de máquinas, tales como bombas, ventiladores y compresores, los cuales también han ido cobrando importancia al grado de formar actualmente una parte importante en el estudio de flujo de fluidos.

Para el Ingeniero Químico, una de las aplicaciones más importantes, es la que se refiere a la Industria Química, aquí siempre se contará como parte del proceso, con la operación unitaria conicida como flujo de fluidos, tanto en procesos continuos e intermitentes. Y que va desde los tanques de almacenamiento hasta los de producto terminado; la parte medular será entonces, la forma en que los fluidos van a ser manejados, así como el equipo (bombas, compresores, ventiladores, etc) que van a hacer posible este proceso. Lo que debe manejarse con acierto en flujo de fluidos es: el gasto, la conducción de los fluidos de un punto a otro, su velocidad en tuberías, el almacenamiento y otros factores que analizaremos más adelante.

Características de los fluidos:

El término fluido incluye a toda sustancia capaz de moverse en estado líquido o gaseoso y sin forma propia, ya que se adaptan a la del recipiente que los contiene.

Puesto que los fluidos tienen masa, se necesitan fuerzas para poner-

los en movimiento, y es necesario considerar otras ciencias como la aerodinámica o la hidrodinámica.

Los fluidos pueden ser ideales o reales, los primeros tienen una viscosidad despreciable y carecen de fricción. En los fluidos reales se consideran fuerzas de rozamiento o fricción, y una determinada viscosidad. Estos factores van muy relacionados con la velocidad con la que un fluido se mueve, considerando además las características del fluido de que se trate.

Como los fluidos están constituidos por capas; cuando hay dificultad para que estas capas se deslicen unas sobre otras entonces se tratará de fluidos viscosos.

Para que un cuerpo se mantenga fluyendo a una velocidad constante, se precisa de una fuerza F , aplicada a un fluido s en movimiento, dentro de un ducto de área A . De tal modo que la velocidad v es proporcional al espesor s del fluido, pero si el área A se incrementará, habría una consecuente disminución en la velocidad v , un incremento en la fuerza F también produce un incremento proporcional en la velocidad. Lo cual significa que la velocidad con que un fluido se mueve se puede escribir:

$$v = \frac{F \cdot s}{\mu \cdot A}$$

De donde se deduce que la viscosidad μ puede expresarse:

$$\mu = \frac{F \cdot s}{A \cdot v}$$

Y cuyas unidades son

$$\mu = \frac{\text{dina. seg}}{\text{cm}^2} = 1 \text{ poise}$$

o bien:

$$\mu = \frac{\text{g}}{\text{cm} \cdot \text{seg}}$$

Lo cual significa que la viscosidad frecuentemente se encuentra en unidades tales como:

poise, certipoise, g/cm.seg, lb/ft. seg o lb/ft. h

Equipos en el manejo de flujo de fluidos.

En lo que se refiere al equipo de tubería, es importante tener en cuenta factores tales como: tipo de fluido, uso que se le pretende dar, durabilidad del material, factor económico, etc.

Actualmente la selección del equipo se hace también en base a estándares establecidos por sociedades de Ingeniería, en base a sus experiencias, tales como la American Standards Association, ésta tiene ya, la tubería clasificada por número de cédula; incluye una relación de pre

sión de trabajo interno en lb/in^2 y tensión permisible en la fibra para la aleación en particular, dada también en lb/in^2 . Y es así como se tienen números de cédula tales como 10, 20, 30, 40, 60, 80, 100, 120, 140 y 160. Ha diferentes clases de tubería, dependiendo del uso que se le quiera dar; así tenemos tipos como:

- a) De hierro forjado: Para agua a alta presión.
- b) De hierro colado: Para agua caliente.
- c) De latón y cobre: Para resistencia a la corrosión.
- d) No metálica: Para determinados procesos químicos.
- e) Acero inoxidable: Para materiales que no deban contaminarse.

Según el proceso de que se trate, será el uso que se pretenda para el empleo de un determinado tipo de tubería. Y es por eso que la selección debe ser cuidadosa, porque aún cuando económicamente pudiera ser conveniente, pudiera también presentar desventajas por la poca resistencia a las altas presiones, temperaturas, corrosión etc.

Otros datos importantes, son el conocimiento de los diámetros interno y externo, útiles para el cálculo de ecuaciones de flujo, espesor de tubería, número de cédula, peso por pie lineal, peso total (con el diámetro interno). Para el cálculo de recubrimientos, determinación de los tamaños de las aberturas por donde debe pasar la tubería etc. (con el diámetro externo).

sión de trabajo interno en lb/in^2 y tensión permisible en las fibras para la aleación en particular, dada también en lb/in^2 . Y es así como se tienen números de cédula tales como 10, 20, 30, 40, 60, 80, 100, 120, 140 y 160. Hay diferentes clases de tubería, dependiendo del uso que se le quiera dar; así tenemos tipos como:

- a) De hierro forjado: Para agua a alta presión.
- b) De hierro colado: Para agua caliente.
- c) De latón y cobre: Para resistencia a la corrosión.
- d) No metálica: Para determinados procesos químicos.
- e) Acero inoxidable: para materiales que no deben contaminarse.

Según el proceso de que se trate, será el uso que se pretenda para el empleo de un determinado tipo de tubería. Y es por eso que la selección debe ser cuidadosa, porque aún cuando económicamente pudiera ser conveniente, pudiera también presentar desventajas por la poca resistencia a las altas presiones, temperaturas, corrosión etc.

Otros datos importantes, son el conocimiento de los diámetros inter
y externo. Útiles para el cálculo de ecuaciones de flujo, espesor de tubería, número de cédula, peso por pie lineal, peso total (con ^{el} diámetro interno). Para el cálculo de recubrimientos, determinación de los tamaños de las aberturas por donde debe pasar la tubería etc. (con el diámetro externo).

También son necesarios otros datos, como la circunferencia de la tubería externa e interna, el área de la sección transversal (para la ecuación de flujo y para conocer la capacidad total de una tubería.

Las múltiples tuberías que atraviesan en todas direcciones las navas de fábricas, son prácticamente el emblema de una instalación química.

La conducción de líquidos por tuberías ha tenido un especial progreso en Petroquímica; ya que se pueden enviar diferentes líquidos por una misma tubería, haciéndolos circular uno tras otro sin que se mezclen por medio de un compresor.

La tubería se monta, uniendo tramos por medio de soldadura o empleando empalmes, cables, juntas etc. Para tubos de pequeño diámetro interior se utilizan frecuentemente enchufes y para tubos de mayor diámetro, anillos de brida. Estos últimos se encuentran frecuentemente en instalaciones químicas; ya que permiten cambiar rápidamente los tubos.

Para regular el flujo, es preciso que las tuberías estén provistas en lugares determinados con órganos de control como válvulas de cierre, (llave), de compuerta, de globo, reguladora de presión, solenoide (automática), de alivio, la seguridad, de alarma, etc.

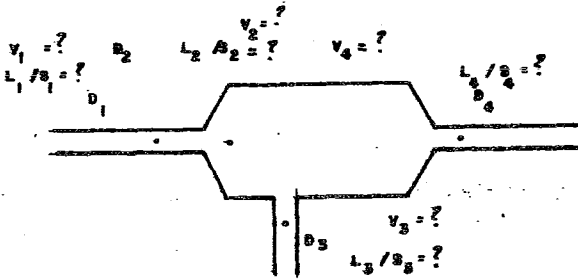
Dentro de los equipos que mueven, fluidos se tienen: bombas, compresores y ventiladores, que se clasifican principalmente por sus características de capacidad, presión, potencia, eficiencia y seguridad.

CASOS TÍPICOS DE BALANCES DE MATERIA EN FLUJO DE FLUIDOS.

CASO I.-- Uno de los casos más frecuentes en flujo de fluidos es en el que se tiene una tubería por la cual circula algún fluido, frecuentemente se trabaja con aceite lubricante para el cual se tiene la densidad relativa y el peso. Así como también los datos de diámetro y cédula para cada tramo de tubería si es que hubiera ramificaciones y reducciones. Por lo general, en este tipo de problemas se requiere saber el flujo másico, la velocidad lineal y la masa de velocidad para cada punto de dicha tubería.

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.



2.0 PLANTEAMIENTO

2.1 Discusión.

La solución de este problema sería con la ayuda del diagrama para que en cada punto se plantee un balance de masa, así como también las ecuaciones necesarias para calcular las velocidades lineales y la relación flujo / área que equivale a la masa velocidad.

2.2 Balance de masa.

$$L_1 = L_2 = L_3 + L_4$$

2.3 Velocidad lineales.

$$v = \frac{L}{s}$$

2.4 Velocidades másicas.

$$\frac{L}{s} \quad s \quad \left| \begin{array}{l} D \\ \text{cédula} \end{array} \right. \longrightarrow \text{Referencias}$$

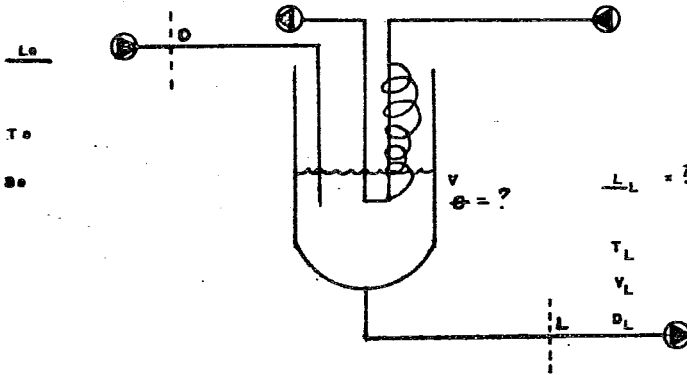
Estas serían las ecuaciones a emplear en cada punto del diagrama.

CASO II.- Otro ejemplo típico es en el que se tiene un proceso continuo en el cual se tienen datos de diámetro y cédula de tubería,

capacidad del tanque, temperaturas de operación a la entrada y a la salida, gasto y velocidad de flujo a la entrada y a la salida. En es ^{general} tos problemas por lo usual se pide el tiempo de llenado.

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para calcular el tiempo de llenado, dentro de los límites marcados "e" y "l" se parte de la ecuación de balance de materia referida al elemento de volumen. Ajustando a esta ecuación, la información con que se cuenta.

2.1 Balance de materia referido al elemento de volumen.

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Rapidez neta} \\ \text{de salida de} \\ \text{masa} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Rapidez neta} \\ \text{de entrada} \\ \text{de masa} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Rapidez neta} \\ \text{de acumula} \\ \text{ción} \end{array} \right\} = 0$$

Como el ángulo que forma el vector velocidad con la normal es = 0. El balance queda:

$$v_L \rho_L s_L - v_0 \rho_0 s_0 + \frac{dm}{d\theta} = 0$$

2.2 Tiempo de llenado.

El balance de "o" a "L" es en base a que los gastos sean constantes ya que se trata de un proceso continuo. Por lo que integrando la ecuación del balance de materia separando variables se tiene:

$$\frac{dm}{d\theta} = v_0 \rho_0 s_0 - v_L \rho_L s_L$$

$$dm = v_0 \rho_0 s_0 - v_L \rho_L s_L d\theta$$

$$\int dm = v_0 \rho_0 s_0 - v_L \rho_L s_L \int d\theta$$

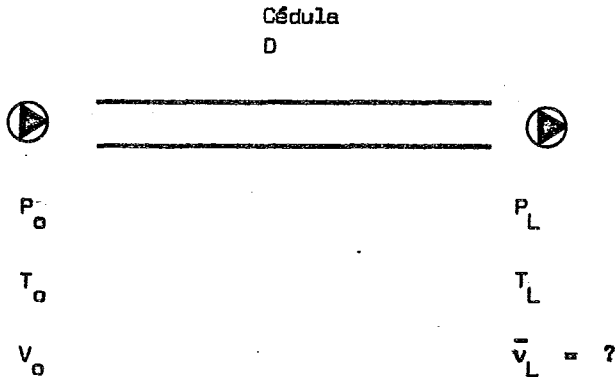
$$\int dm = (\rho_0 v_0 s_0 - v_L \rho_L s_L) \int d\theta$$

$$\int_0^m dm = (\rho_0 v_0 s_0 - v_L \rho_L s_L) \int_0^\theta d\theta$$

CASO III.- Cuando se trata de una línea de vapor de alta presión - de la cual se sabe el diámetro y la cédula la presión y la temperatura en cada punto extremo, así como la velocidad en alguno de ellos. Se trate de calcular la velocidad media en el otro punto.

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Se plantea un balance de materiales para un proceso a régimen permanente. Para calcular la velocidad media en el punto "L" mediante la ecuación de continuidad y considerando la masa - constante, así como el área se obtiene la ecuación deseada.

2.2 Balance de materiales.

$$m_o = m_L$$

2.3 Velocidad Media en el punto L.

De la ecuación de continuidad:

$$\rho_o v_o s_o = \rho_L v_L s_L \quad \text{Y} \quad \rho = \frac{m}{v} ; \rho = \frac{1}{v}$$

$$\frac{1}{v_o} \times v_o \times s_o = \frac{1}{v_L} \times v_L \times s_L$$

$$\frac{v_o}{v_o} = \frac{v_L}{v_L} ; v_L = \frac{v_o v_L}{v_o}$$

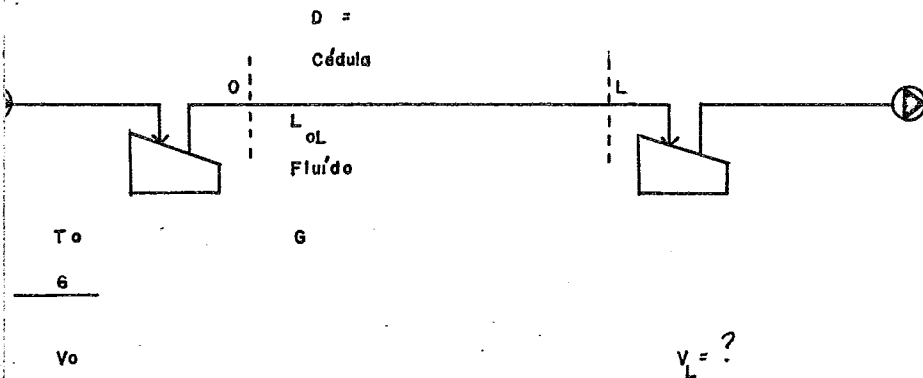
3.0 CALCULOS

Para los cálculos se requiere de transformaciones y tablas para la obtención de los volúmenes. Frecuentemente se requiere interpolación.

CASO IV.- Cuando se tiene el caso en el que se desea transportar -- determinado fluido de un punto a otro. En este tipo de problemas -- por lo general se tienen datos de diámetro y cédula de tubería, flujo, distancia entre los dos puntos considerados, presión en cada -- punto, (liq.) fluido de que se trata, temperatura de operación. Y se pide casi siempre la velocidad media en cada punto.

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Se plantea un balance de materiales. Para calcular la velocidad media en cualquiera de los puntos se requiere (datos de gas

to y área. Para el gasto es necesario saber la densidad del fluido.

2.2 Balance de materiales:

Como se trata de un proceso a régimen permanente:

$$G_o = G_L$$

2.3 Cálculo de la densidad de fluido.

O de tablas con datos de temperatura y presión ó mediante relaciones si se consideraba un gas perfecto.

$$Pv = nRT \quad \rho = \frac{m}{v} \quad ; \quad v = \frac{m}{\rho}$$

$$\frac{Pm}{\rho} = nRT$$

$$\rho = \frac{mP}{nRT} \quad PM = \frac{m}{n}$$

$$\rho = \frac{PM \times P}{RT}$$

2.4 Cálculos del Gasto Volumétrico.

$$\frac{G_L}{L} = \frac{G_L}{L}$$

2.5 Cálculo de la velocidad media.

$$v_L = \frac{G}{s_L} \quad s \quad \left| \begin{array}{l} D \\ \text{cédula} \end{array} \right. \begin{array}{l} \longrightarrow \\ \longrightarrow \end{array} \text{Referencias}$$

3.0 CALCULOS

La resolución numérica, es siguiendo el planteamiento y con las correspondientes transformaciones y búsqueda de datos necesarios.

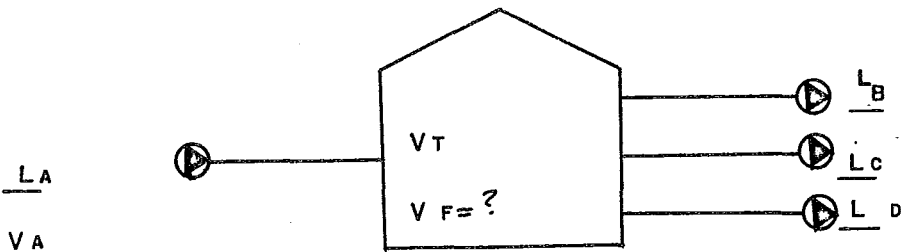
4.0 RESULTADOS.

Es conveniente enlistar los resultados en una tabla para ubicar los resultados de velocidad media en cada punto. Así como también los de densidad y gasto. Y sacar conclusiones en base a esto.

CASO V.- Frecuentemente se tienen procesos intermitentes para los cuales se pide la cantidad de fluido en el tanque de depósito al final del día. En este tipo de problemas comúnmente se conoce la capacidad del tanque, los gastos en los diferentes tomas de salida y entrada. Así como la capacidad inicial.

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Se plantea un balance de materia para proceso intermitente con acumulación.

2.2 Balance de materia.

Entrada = Salida + Acumulación. O bien:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Rapidez neta} \\ \text{de salida de} \\ \text{masa.} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Rapidez neta} \\ \text{de entrada de} \\ \text{masa} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Rapidez neta} \\ \text{de acumula -} \\ \text{ción de masa} \end{array} \right\} = 0$$

$$L_A = L_B + L_C + L_D + \frac{dv}{d\theta}$$

2.3 Acumulación.

$$\frac{dv}{d\theta} = L_A - (L_B + L_C + L_D)$$

2.4 Volumen al final del día.

$$V_F = V_T + \frac{dv}{d\theta}$$

3.0 CALCULOS.

Mediante las transformaciones convenientes.

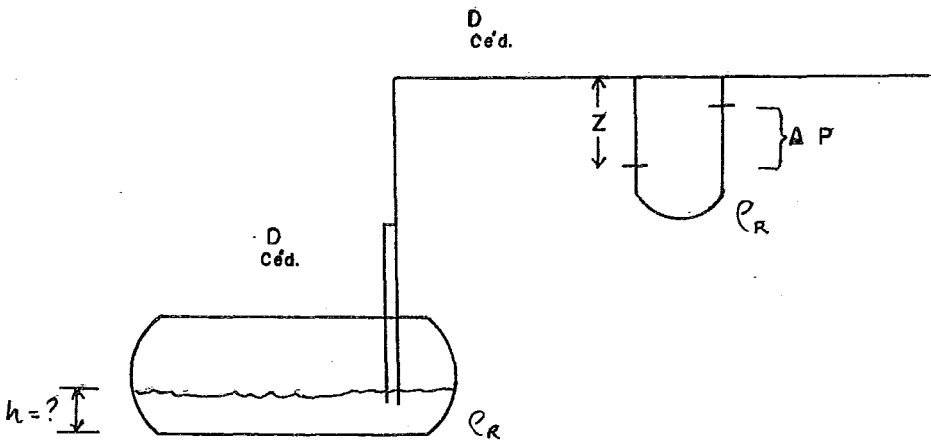
4.0 RESULTADO.

Se interpreta el resultado del volumen final después de un día de operación.

CASO VI.- Sin duda que uno de los casos más interesantes es el que nos presenta la necesidad de conocer el volumen y el nivel de un tanque montado debajo del piso en el cual se hace inasecsible la determinación. Para dicha determinación, se cuenta con frecuencia con un aditamento por arriba de la superficie del tanque. Los datos con los que se cuenta son: Del tanque se sabe: el diámetro, - la longitud, densidad relativa del líquido, diámetro y cédula del tubo, presiones que afectan a un punto sobre la superficie del líquido. Del aditamento se conoce: diámetro y cédula del tubo, densidad relativa del líquido, altura que registra.

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.



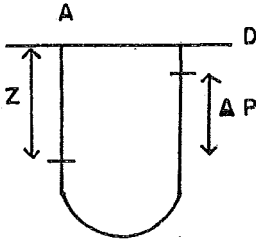
2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

En este tipo de problemas el cálculo de la altura h es por medio de la analogía que se puede establecer entre el tanque y el manómetro mediante balances de fuerzas y el cálculo del volumen del tanque; para lo cual se tiene en cuenta el tipo de tanque; generalmente es de tipo horizontal cilíndrico.

2.2 Balance de fuerzas en el manómetro.

$$P_A + Z \rho_{\text{aire}} = \Delta P \rho_{\text{Liq. Man}} + P_{\text{atm.}}$$



2.3 Presión en el punto A.

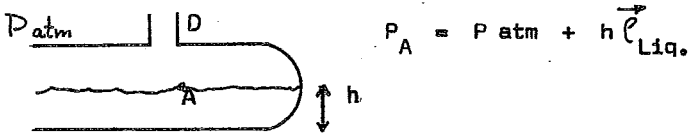
$$P_A = \Delta P \rho_{\text{Liq. Man}} + P_{\text{atm.}} - Z \rho_{\text{aire}}$$

2.4 Cálculo de la densidad del aire.

$$\rho = \frac{m}{v} \quad v \left| \begin{array}{l} P \text{ atm} \\ T \end{array} \right. \Rightarrow \text{en litros}$$

Nota.- Si esta ρ es muy pequeña puede despreciarse.

2.5 Balance de fuerzas en el tanque:

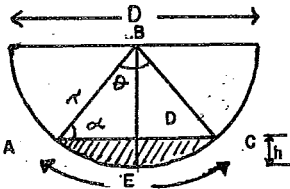


2.6 Cálculo de la altura del líquido.

$$h = \frac{P_A - P_{atm}}{\rho_{Liq.}}$$

2.7 Cálculo del volumen del tanque.

Se requiere hacer referencia a un diagrama transversal del tanque.



Volumen = Area x Longitud del tanque.

2.8 Cálculo del área o sección.

$$\text{AREA ACE} = \text{AREA ABCE} - \text{AREA ABC}$$

2.9 Cálculo del área ABCE.

$$\text{AREA ABCE} = \left(\frac{24 \text{ ABA}}{360} \right) \times \text{AREA DEL CIRCULO}$$

2.10 Cálculo del área ABC.

$$\text{AREA ABC} = |AB| |BA| \text{ sen } \alpha$$

2.11 Cálculo del seno de α

$$\text{Sen } \alpha = \frac{BD}{AB} = \frac{T - h}{AB}$$

3.0 CALCULOS.

Los cálculos además de las debidas transformaciones y consideraciones, incluyen los criterios trigonométricos explicados en la tabla 13 - a del PERRY y 6 - 68 para la obtención de vo lúmenes.

4.0 RESULTADOS.

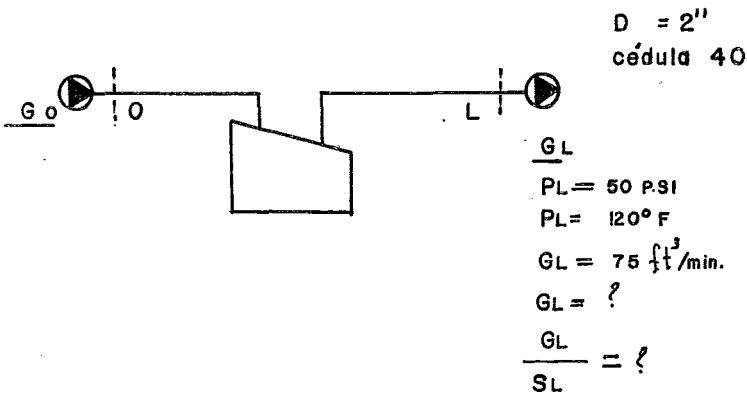
Son la obtención de la altura y el volumen del líquido dentro del tanque.

PROBLEMA

En el proyecto de una estación modular de compresión (Zona sur de la República) se tiene como parte del proceso una compresora de - aire de instrumentos, la cual tiene como finalidad proporcionar el aire necesario para el funcionamiento de los instrumentos de toda la estación. La tubería es de fierro fundido de 2 pulgadas de diámetro cédula 40. La presión obtenida es de 50 psi a una temperatura de 120°F. La compresora maneja un gasto de 75 ft³/min. Calcular el flujo o gasto másico y la masa velocidad con que sale el - aire. Dar los resultados de acuerdo al SIU (Sistema Internacional de Unidades).

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Se plantea un balance de masa; con el diámetro y la cédula se -
obtiene el área. Con el gasto y el área se obtiene la veloci-
dad y el flujo. La masa velocidad es la relación del flujo y
el área.

2.2 Balance de masa.

El proceso es considerado a régimen permanente.

$$m_o = m_L \cdot \cdot \cdot$$

2.3 Obtención de la velocidad a la salida.

$$v_L = \frac{G_L}{s_L}$$

2.4 Obtención del flujo a la salida.

$$G_L = \underline{G}$$

2.5 Obtención de la masa velocidad a la salida.

$$\frac{G_L}{s_L} = \frac{\rho G_L}{s_L}$$

2.6 Obtención del área.

Con $D = 2''$ y Cédula 40 del CRANE B - 16

2.7 Obtención de la densidad del fluido.

Con $P = 50$ psi y $T = 120^{\circ}\text{F}$ del CRANE A - 10

3.0 CALCULOS

3.1 Cálculo del área.

$$D = 2'' \quad \begin{array}{c} \text{---} \\ \text{---} \end{array} \rangle_s = 0.0233 \text{ ft}^2$$

Cédula 40

3.2 Cálculo de la densidad.

$$\begin{array}{l} T = 120^{\circ}\text{F} \\ P = 50 \text{ psi} \end{array} \quad \begin{array}{c} \text{---} \\ \text{---} \end{array} \rangle = 0.302 \text{ lb/ft}^3$$

3.3 Cálculo de la velocidad.

De ec. 2.3

$$v_L = \frac{75 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}}}{0.0233 \text{ ft}^2} \times \frac{0.3040 \frac{\text{m}}{\text{seg}}}{1 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}} = 16.3089 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

3.4 Cálculo del flujo.

De ec. 2.4 y con el dato de 3.2

$$G_L = 0.302 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 75 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} \times \frac{1 \text{ kg}}{2.025 \text{ lb}} = 0.1864 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}}$$

3.5 Cálculo de la masa - velocidad.

De la relación 2.5

$$\frac{G_L}{s_L} = \frac{0.1864 \frac{\text{kg}}{\text{seg}}}{0.0233 \text{ ft}^2 \times \frac{(0.3048)^2 \text{ m}^2}{12 \text{ ft}^2}} = 86.116 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ seg}}$$

4.0 RESULTADOS

$$v_L = 16.3089 \text{ m/seg}$$

$$G_L = 0.1864 \text{ kg/seg}$$

$$\frac{G_L}{s_L} = 86.116 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ seg}}$$

Significa que estas son las condiciones en que el aire sale -
del compresor.

FUENTE DIRECTA: Tesis Profesional de:

EMILIO BRILLAS GARZA.

SERGIO GONZALEZ ORTIZ.

ROBERTO GARBUNO ZENCK.

RICARDO SAINT MARTIN CASTAÑON.

TEMA: "PROYECTO DE UNA ESTACION MODULAR DE COMPRESION"

(Zona sur de la República)

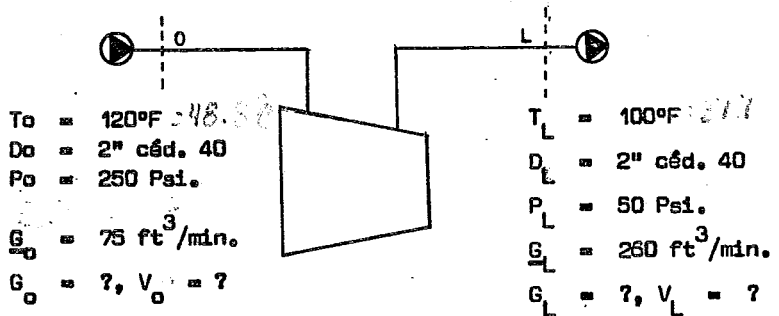
1974.

PROBLEMA.

En el proyecto de una estación modular de compresión, se tiene como parte importante del proceso un compresor de aire de arranque. Este compresor fue seleccionado en base al gasto de aire que necesitan los compresores del proceso a una presión de 250 psi. A la entrada del compresor, el fluido está a 120°F y a la salida es de 2 - pulgadas de diámetro cédula 40. Las presiones son a la entrada de 260 psi y a la salida de 50 psi. Los gastos que se manejan son de 75 ft³/min y 260 ft³/min a la entrada y a la salida respectivamente. Calcular el flujo y la velocidad de aire a la entrada y a la salida del compresor; de acuerdo con el S.I.U.

1.0 TRADUCCION:

1.1 DIAGRAMA.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Se plantea el balance de materiales, considerando el proceso - como continuo. Se obtiene el área con el diámetro y la cédula. Se obtiene el flujo y la velocidad en cada punto con los datos del área y el gasto correspondiente.

2.2 Balance de materiales.

Como es un proceso continuo.

$$m_o = m_L$$

2.3 Obtención de la velocidad en o y L.

$$v_o = \frac{G_o}{s_o} \quad v_L = \frac{G_L}{s_L}$$

2.4 Obtención del flujo en o y L.

$$G_o = \rho_o G_o \quad G_L = \rho_L G_L$$

2.5 Obtención del área en cada punto.

Con D y cédula \longrightarrow s en el CRANE B - 16

2.6 Obtención de la densidad en cada punto.

Con los datos de T y P se obtiene la densidad del CRANE A - 10

3.0 CALCULOS.

3.1 Cálculo de la superficie en "o" y "L".

$$\begin{array}{l} D = 2" \\ \text{Cédula 40} \end{array} \begin{array}{c} \longrightarrow \\ \longrightarrow \end{array} \begin{array}{l} \text{De 2.5} \\ \text{De 2.5} \end{array} \text{ s} = 0.0233 \text{ ft}^2$$

3.2 Cálculo de la densidad en "o" y "L".

De ec. 2.6

$$\begin{array}{l} T_o = 120^\circ\text{F} \\ P_o = 250 \text{ psi} \end{array} \begin{array}{c} \longrightarrow \\ \longrightarrow \end{array} \begin{array}{l} o \\ o \end{array} = 1.234 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\begin{array}{l} T_L = 100^\circ\text{F} \\ P_L = 50 \text{ psi} \end{array} \begin{array}{c} \longrightarrow \\ \longrightarrow \end{array} \begin{array}{l} L \\ L \end{array} = 0.312 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

3.3 Cálculo del flujo en "o" y "L".

De ec. 2.4

$$G_o = 1.234 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 75 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} \times \frac{1 \text{ kg}}{2.025 \text{ lb}} = 0.76172 \frac{\text{kg}}{\text{seg}}$$

$$G_L = 0.312 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 260 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} \times \frac{1 \text{ kg}}{2.025 \text{ lb}} = 0.6676 \frac{\text{kg}}{\text{seg}}$$

3.4 Cálculo de la velocidad en "o" y "L".

De ec. 2.3

$$v_o = \frac{75 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}}}{0.0233 \text{ ft}^2} = 53.648 \frac{\text{ft}}{\text{seg}} \times \frac{0.3040 \frac{\text{m}}{\text{seg}}}{1 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}}$$

$$v_o = 16.3089 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

$$v_L = \frac{260 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}}}{0.0233 \text{ ft}^2} = 185.9799 \frac{\text{ft}}{\text{seg}} \times \frac{0.3040 \frac{\text{m}}{\text{seg}}}{1 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}}$$

$$v_L = 56.5378 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

4.0 RESULTADOS.

PUNTO	VELOCIDAD $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$	FLUJO $\frac{\text{kg}}{\text{seg}}$
1	16.3089	0.7817
2	56.5378	0.6676

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional de:
EMILIO BRILLAS GARZO.
SERGIO GONZALEZ ORTIZ.
ROBERTO GARBUNO ZINGK.
RICARDO SAINT MARTIN CASTAÑÓN.

TEMA: "PROYECTO DE UNA ESTACION MODULAR DE COMPRESION"
(Zona sur de la República)

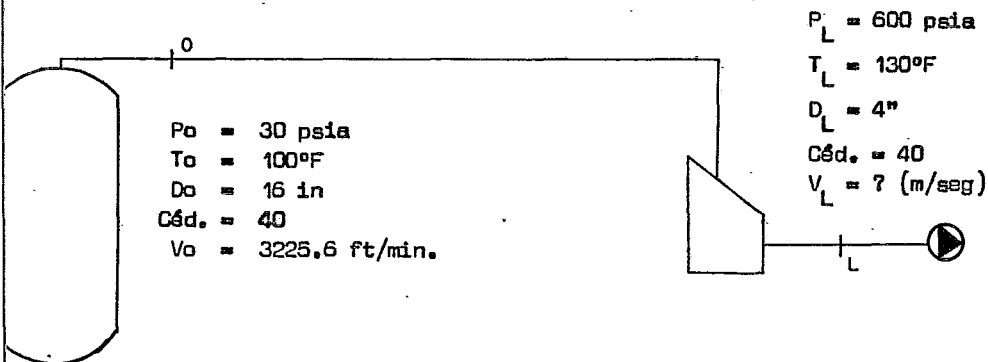
1974

PROBLEMA.

Una estación modular de compresión proyectada para la zona Sur de la República, tiene por objeto, suministrar la presión adecuada del gas natural proveniente de los cuerpos para enviarlo por gasoducto a los centros de demanda. El gas es enviado a la estación de compresión - a 30 psia y 100°F, después de un proceso de separación, en el que - son separados los líquidos que dicho gas arrastra. Después pasa a - otra etapa de compresión en la que el gas fluye a otro tanque amortiguador donde alcanza las 600 psia de presión y se enfría hasta 130°F, llega al separador de salida y se envía al gasoducto. La velocidad media alcanzada después de la separación es de 3225.6 ft/min. La - composición del gas es considerada como promedio para la zona sur y es metano 98% y otros gases 2%. Calcular la velocidad media del metano a la salida en m/seg.

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Se plantea el balance de materia. Con la densidad y la ecuación de continuidad se calcula la velocidad media a la salida. Los datos indirectos necesarios se obtienen mediante el uso de tablas y gráficas.

2.2 Balance de materia.

$$m_o = m_L$$

2.3 Ecuación de continuidad.

$$\rho_o v_o s_o = \rho_L v_L s_L$$

2.4 Fórmula de la densidad.

$$\rho = \frac{m}{v} ; \text{ a masa = CTE} \implies \rho = \frac{1}{v}$$

2.5 Obtención de la velocidad media en "L".

Sustituyendo 2.4 en 2.3 y despejando v_L .

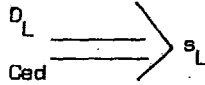
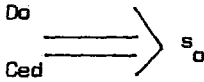
$$v_L = \frac{v_o s_o v_L}{v_o s_L}$$

2.6 Obtención del área para "o" y "L".

En el CRANE.- Apéndice B - 16

Para o

Para L



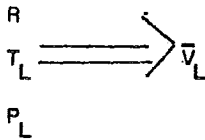
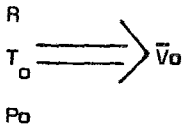
2.7 Obtención del volumen específico para "o" y "L".

En el CRANE.-

Apéndice A - 11

Para o

Para L



3.0 CALCULOS.

3.1 Cálculo del área a la entrada y a la salida.

A la entrada:

$$\begin{array}{c} D_o = 16 \text{ in} \\ \text{Ced } 40 \end{array} \Rightarrow s_o = 1.2272 \text{ ft}^2$$

A la salida:

$$\begin{array}{c} D_L = 4 \text{ in} \\ \text{Ced } 40 \end{array} \Rightarrow s_L = 0.0684 \text{ ft}^2$$

3.2 Cálculo del volumen específico a la entrada y a la salida.

De ec. 2.7

A la entrada:

$$R = 96.4$$

$$T_o = 100^\circ\text{F} \quad \Rightarrow \quad \bar{v}_o = 8.3 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$P_o = 30 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

A la salida:

$$R = 96.4$$

$$T_L = 130^\circ\text{F} \quad \Rightarrow \quad \bar{v}_L = 0.435 \frac{\text{lb}}{\text{m}^2}$$

$$P_L = 600 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

3.3 Cálculo de la velocidad media a la salida.

De ec. 2.5

$$v_L = \frac{3225.6 \frac{\text{ft}}{\text{min}} \times 1.2272 \text{ ft}^2 \times 0.435 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{8.3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0.0884 \text{ ft}^2} \times \frac{\text{min}}{60 \text{ seg}} \times \frac{0.3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}}$$

$$v_L = 11.92 \frac{\text{m}}{\text{seg}} ; v_L = 2346.68 \text{ ft/min.}$$

4.0 RESULTADO.

La velocidad media con que sale el metano a las condiciones de salida señaladas de P y T es de 11.92 m/seg.

Nota.- Debido a que la manera más sencilla de obtener los datos indirectos era mediante el uso de tablas y gráficas, fue conveniente transformar el resultado al SIU al final.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional de:
EMILIO BRILLAS GARZA.
SERGIO GONZALEZ ORTIZ.
ROBERTO GARBUNO ZINGK.
RICARDO SAINT MARTIN CASTAÑON.

TEMA: "PROYECTO DE UNA ESTACION MODULAR DE COMPRESION".
(Zona sur de la República).

1974

PROBLEMA

En la Zona Sur de la República, se tiene una estación de compresión, la cual cuenta en una parte del proceso con un tanque de líquido de enfriamiento: cilíndrico, horizontal de tapas cónicas de 2000 mm de diámetro y 3 200 mm de largo. La densidad relativa del líquido dentro del tanque es de 0.724. Este tanque está colocado bajo el piso, por lo que no se cuenta con un medidor de nivel. Sin embargo se ha condicionado en la parte superior de la planta un nivel de líquido que muestra una altura de 15 cm. Este nivel está colocado a un tubo de 3/16 de pulgada cédula 40. La densidad relativa del líquido es de 1.4186. El flujo de aire se controla y la caída del líquido dentro del tanque es despreciable. La presión del aire hace que el tubo se mantenga vacío y que el líquido no suba.

La temperatura media del lugar donde se encuentra esta estación modular es de 100°F y la presión de trabajo es de 1 atm.

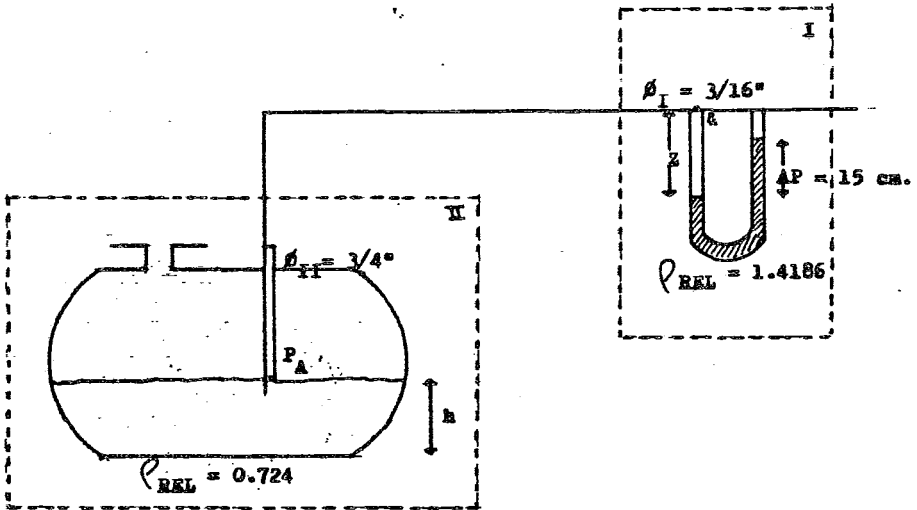
Se desea saber cuánto líquido habrá en el tanque y el volumen que ocupa en unidades de acuerdo al SIU.

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.

$$T = 100^{\circ}\text{F}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para calcular la altura a la que se encuentra el líquido, se plantean balances de fuerzas para cada envolvente. Teniendo en cuenta que la presión en A en el tanque es igual a la presión en A en el nivel. Para calcular el volumen se necesitan datos de área y longitud del tanque. El área se calcula con

los datos del diámetro, la altura del líquido, forma y tipo de tapa del tanque. Se tienen las referencias en el PERRY 4a. - Ed. 6 - 68.

2.2 Balance de fuerzas en I.

$$P_A + Z \rho_{\text{Aire}} = \Delta P_{\text{Liq. Man}} + P_{\text{atm}}$$

2.3 Obtención de la densidad del aire.

$$\rho_{\text{Aire}} = \frac{m}{V} \text{ a las condiciones de operación.}$$

2.4 Obtención de P_A .

De ec. 2.2



$$P_A = \Delta P_{\text{Liq. Man}} + P_{\text{Atm}} - Z \rho_{\text{Aire}}$$

2.5 Balance de fuerzas en II.

$$P_A = P_{\text{atm}} + h \rho_{\text{Liq.}}$$

2.6 Obtención de h.

De ec. 2.5

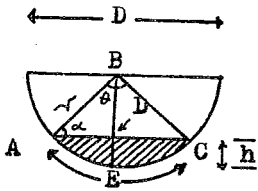
$$h = \frac{P_A - P_{\text{Atm}}}{\rho_{\text{Liq.}}}$$

2.7 Obtención del volumen.

$$V = \text{Area} \times \text{Longitud del tanque.}$$

2.8 Obtención del área o sección.

Del Perry 6 - 68 para tanques cilíndricos horizontales tapa - cónica.



$$a) \text{ Area ACE} = \text{área ABCE} - \text{área ABC}$$

$$b) \text{ área ABCE} = \left(\frac{2\angle ABD}{360} \right) \times \text{Area del círculo.}$$

$$c) \text{ área ABC} = |AB| |BD| \sin \alpha$$

$$d) \sin \alpha = \frac{BD}{AB} = \frac{r-h}{r}$$

o bien en el Perry tabla 1 - 3 a con $\phi \Rightarrow \frac{\text{Area}}{R^2} = \phi$

3.0 CALCULOS.

3.1 Cálculo de la densidad del aire.

De ec. 2.3 Y para 100°F y 1 atm.

$$PM_{\text{Aire}} = 29 \frac{\text{g}}{\text{g mol}}$$

$$T = 100^\circ\text{F} = 38^\circ\text{C} = 311^\circ\text{K}$$

$$V = 22.4 \text{ l}$$

$$\rho_{\text{Aire}} = \frac{29 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{22.4 \text{ l} \times \frac{311^{\circ}\text{K}}{273^{\circ}\text{K}}} = 1.1368 \frac{\text{g}}{\text{l}} \times \frac{10^3 \frac{\text{l}}{\text{m}^3}}{3} \times \frac{\text{m}^3}{10^6 \frac{\text{cm}^3}}{10^3} = 0.01136 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

3.2 Cálculo de P_A .

De ec. 2.4 Y considerando despreciable la densidad queda:

$$P_A = \Delta P_{\rho_{\text{Liq. Man}}} + P_{\text{Atm}}$$

$$P_A = 15 \text{ cm} \times 1.4186 \frac{\frac{\text{g}}{\text{cm}^3}}{\text{cm}} + 1 \text{ atm} \times \frac{1033.2 \frac{\text{cm}^2}{\text{g}}}{1 \text{ atm}}$$

$$P_A = 1054.479 \frac{\frac{\text{g}}{\text{cm}^2}}{\text{cm}}$$

3.3 Cálculo de la altura del líquido h.

De ec. 2.6

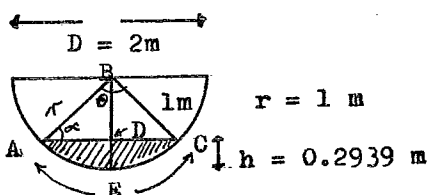
$$h = \frac{1054.479 \frac{\frac{\text{g}}{\text{cm}^2}}{\text{cm}} - 1 \text{ atm} \times \frac{1033.2 \frac{\text{cm}^2}{\text{g}}}{1 \text{ atm}}}{0.724 \frac{\frac{\text{g}}{\text{cm}^3}}{\text{cm}}} = 29.39 \text{ cm}$$

$$h = 0.293 \text{ m}$$

3.4 Cálculo del área o sección.

De ec. 2.9

De 2.9



De:

$$d) \operatorname{sen} \alpha = \frac{(1 - 0.2939)\text{ m}}{1\text{ m}} = 0.7061 ; \alpha = 49.90^\circ$$

$$c) \text{área ABC} = 1\text{ m} \times 0.7061\text{ m} \times 0.7061 = 0.4985\text{ m}^2$$

Para b:

$$\angle ABD = 180 - 90 - \alpha$$

$$= 180 - 90 - 49.90 = 40.1$$

$$b) \text{área ABCE} = \left(\frac{2 \times 40.1^\circ}{360^\circ} \right) \times 3.1416 \times (1\text{ m})^2 = 0.6998\text{ m}^2$$

$$a) \text{área ACE} = 0.6998\text{ m}^2 - 0.4985\text{ m}^2 = \underline{0.2013\text{ m}^2}$$

O bien del Perry tabla 1 - 3a

$$\theta = 2(180 - 90) = 2(180 - 49.9 - 90) = 80.2$$

$$\text{Con } \theta \implies \frac{\text{área}}{R^2} = 0.2057$$

$$\text{área} = R^2 \times 0.2057 = (1 \text{ m})^2 \times 0.2057 = \underline{0.2057 \text{ m}^2}$$

3.5 Cálculo del volumen.

De ec. 2.7

$$V = 0.2013 \text{ m}^2 \times 3.2 \text{ m} = 0.644 \text{ m}^3$$

4.0 RESULTADOS.

La altura a la que se encuentra el líquido dentro del tanque -

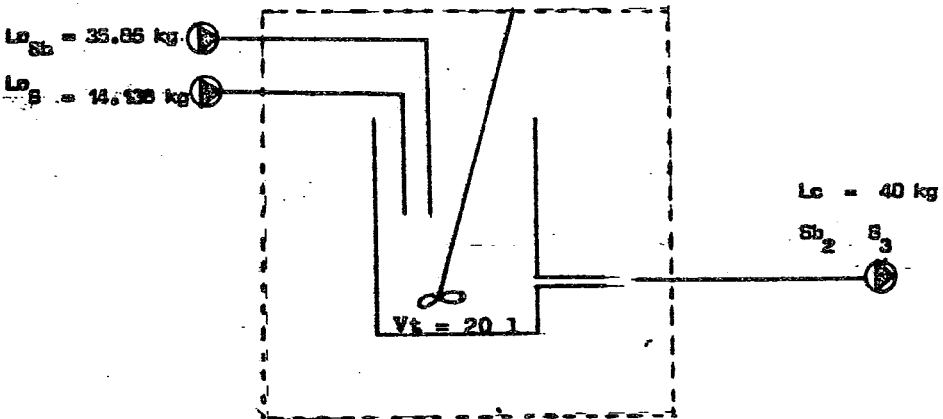
es de $h = 0.293 \text{ m}$ y ocupa un volumen de 0.644 m^3 .

PROBLEMA

En el anteproyecto para la instalación de una planta para la fabricación de trisulfuro de antimonio, se cuenta con un tanque mezclador con una capacidad de 20 litros; al cual entran 35.86 kg/día de antimonio y 14.138 kg/día de azufre, para producir 40 kg/día de trisulfuro. Si al inicio del proceso, el tanque se encontraba a la cuarta parte de su capacidad, ¿Qué cantidad de producto habrá en el tanque al final del día?. La densidad aparente del Sb y S es de 3.

1.0 TRADUCCION.

1.1 DIAGRAMA.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Como se trata de un proceso permanente, se debe tener en cuenta la acumulación. Y como de lo que se trata es de saber la cantidad de mezcla dentro del tanque al final del día; puede considerarse como base de cálculo un día de operación. Por lo tanto mediante un balance de materiales, con las transformaciones convenientes se resuelve el problema.

2.2 Balance de materia.

Entrada = Salida + Acumulación.

$$L_{o_{sb}} + l_{o_s} = L_c + \frac{dv}{d\theta}$$

2.3 Acumulación.

De ec. 2.2

$$\frac{dv}{d\theta} = L_{o_{sb}} + l_{o_s} - L_c$$

2.4 Volumen al final del día.

$$V_o = \frac{1}{4} V_T + \frac{dv}{d\theta}$$

2.5 Obtención del volumen.

$$\rho = \frac{m}{v} \quad ; \quad v = \frac{m}{\rho}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Cálculo de la acumulación.

De ec. 2.3

$$\frac{dv}{dt} = 35.86 + 14.138 - 40 = 9.998 \text{ kg}$$

3.2 Cálculo del volumen.

De ec. 2.5

$$v = \frac{9.998 \text{ kg}}{3 \frac{\text{kg}}{\text{l}}} = 3.3326 \text{ l}$$

3.3 Cálculo del volumen al final del día.

De ec. 2.4

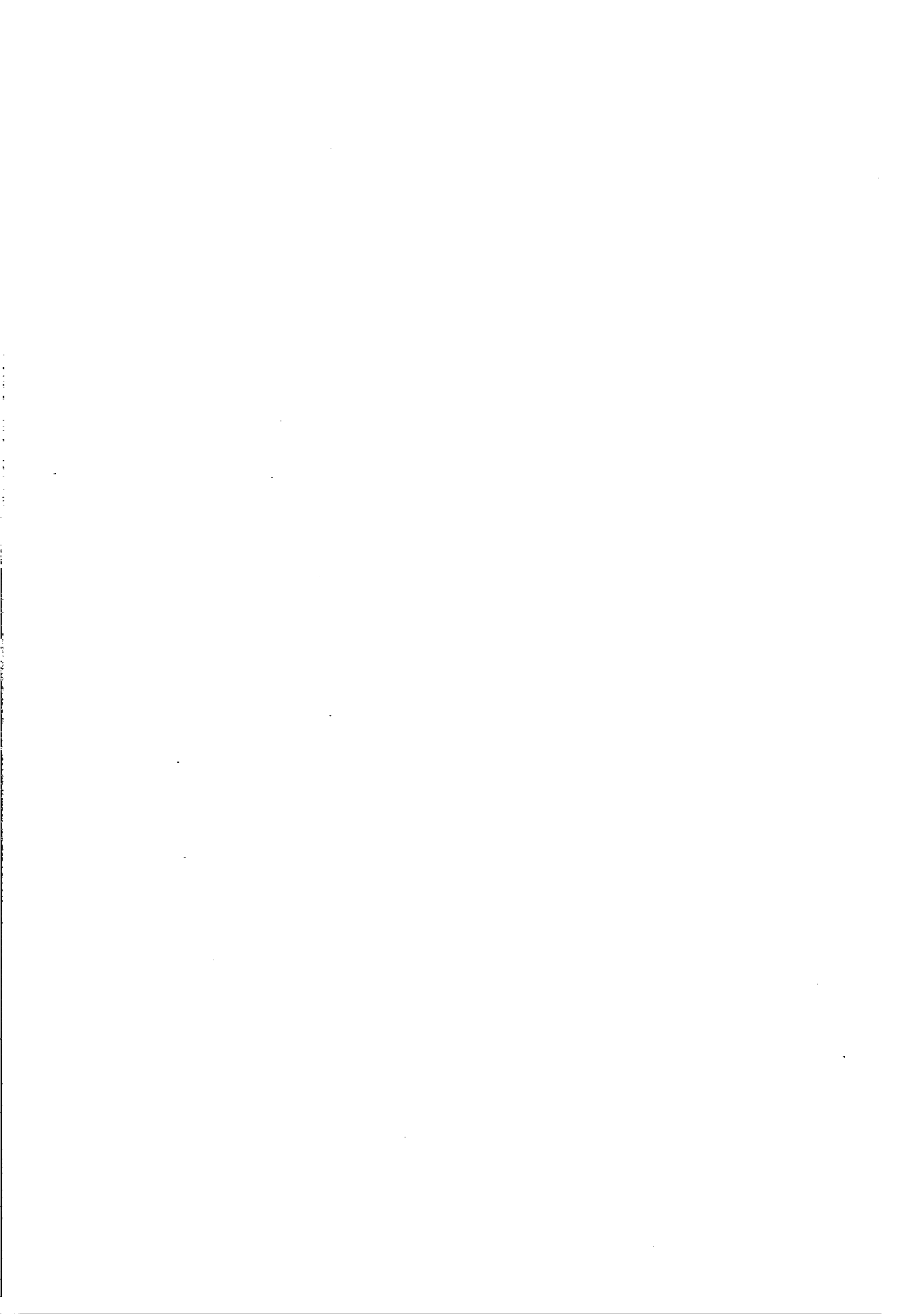
$$V_0 = \frac{1}{4}(20)\text{l} + 3.3326 \text{ l} = 8.3326 \text{ l}$$

4.0 RESULTADO.

Significa que al final del día, habrá en el tanque mezclador -
8.3326 (de producto que aún no sale).

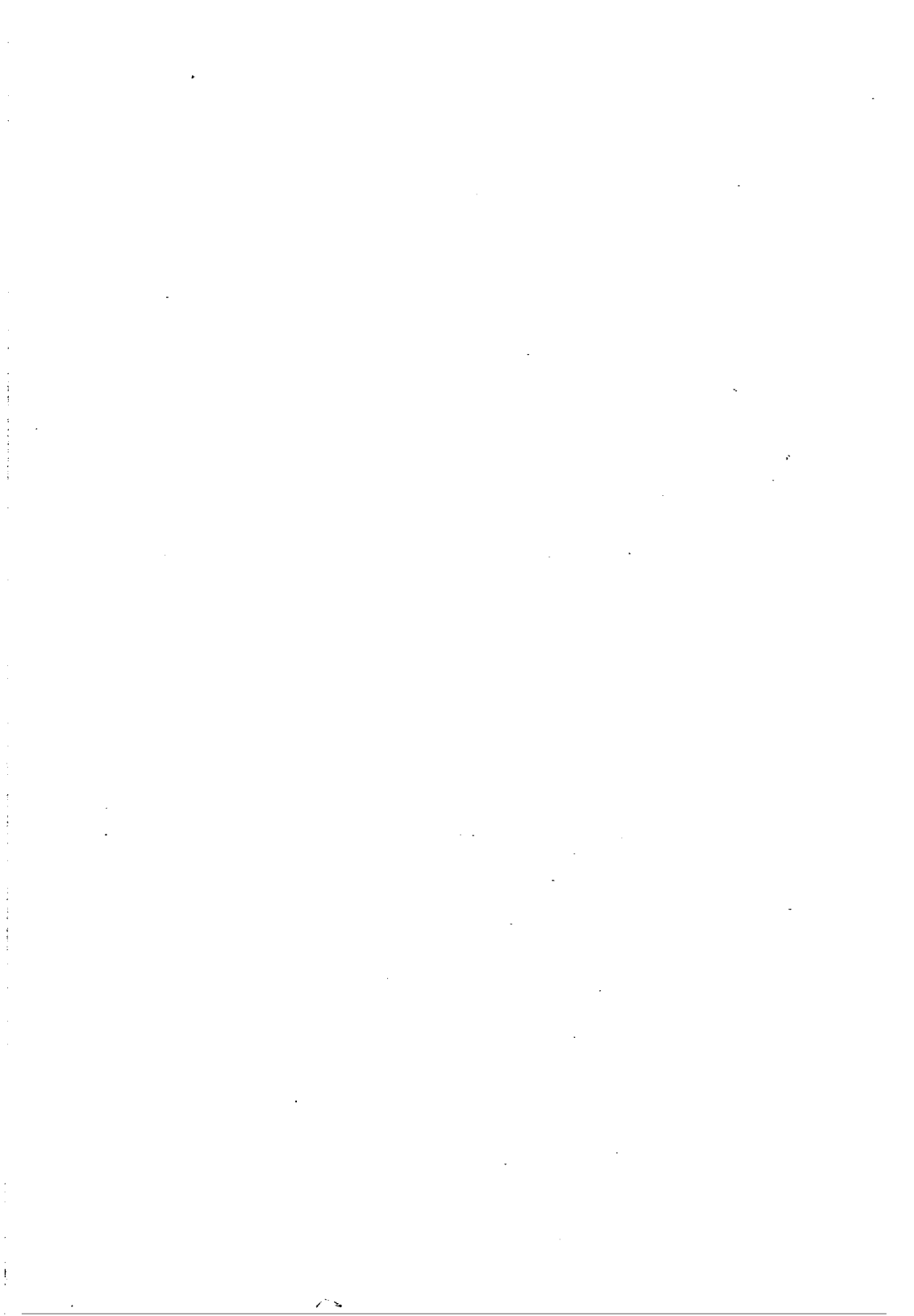
FUENTE DIRECTA: Tesis profesional de:
VENANCIO BAUSTISTA LUNA
1975.

TEMA: "ANTEPROYECTO PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA PARA LA FA
BRICACION DE TRISULFURO DE ANTIMONIO".



CAPITULO IV

MEZCLADO



MEZCLADO

El mezclado es la operación unitaria que tiene como objetivo el - combinar dos o más sustancias o una misma a diferentes temperatu - ras de tal manera de obtener un producto con una distribución al - azar en una mezcla.

El mezclado es quizá una de las operaciones unitarias de mayor im - portancia dentro de los procesos de Ingeniería; ya que en la mayo - ría de los casos se trata más con mezclas de materiales que con - sustancias puras. También es importante como operación indepen - diente para preparar u homogenizar sustancias.

El mezclado, a diferencia de la agitación (que produce movimientos específicos; circulares por lo general) se efectúa entre materia - les en una o más fases.

El término mezclado, es el fundamento de diferentes operaciones u - nitarias como cristalización, secado, absorción, extracción, etc., variando únicamente en el grado de homogeneidad del material desea - do.

El estudio de los Balances de Materia en mezclas, puede referirse

a:

- a) Mezclas Gaseosas.
- b) Mezclas Líquidas.
- c) Mezclas Sólidas.

Mezclas Gaseosas.- Es frecuente su análisis cuando se trata de dispersar un gas en otro. O bien cuando por medio de pequeñas burbujas se trata de dispersar un gas en un líquido. Este sería el caso de una mezcla L - G. El comportamiento de estas mezclas se puede analizar usando la Ley de Dalton para mezclas ideales y la Ley de la Conservación de la masa.

Mezclas Líquidas.- Es muy frecuente cuando de lo que se trata es de obtener una solución con una composición determinada a partir de otras de diferentes sustancias y con distintas concentraciones. También cuando se trata de variar la miscibilidad de los líquidos. O bien cuando se desea una transferencia de calor entre dos líquidos a diferentes temperaturas. Se obtienen por lo general productos bien mezclados en una fase líquida homogénea verdadera.

Mezclas Sólidas.- Probablemente es aquí donde se aprecie más claramente la utilidad del mezclado en virtud del tipo de necesidades para las cuales se realiza. Ya que se requiere para la preparación de alimentos, insecticidas, fertilizantes, vidrio, cosméticos, plásticos, catalizadores, pigmentos, cerámica, etc.

El mezclado en los sólidos puede facilitarse dando a los materiales a mezclar un tratamiento previo con el objeto de reducir el tamaño de los sólidos. Y necesariamente cuando el sólido deseado debe cubrir características de tamaño y forma determinadas. En operaciones como Cristalización y Secado es necesario también conocer la composición de las mezclas. Se obtienen productos con dos o más fases fácilmente distinguibles.

En lo que se refiere al EQUIPO.- Por lo general el mezclado requiere de algún tipo de tanque o recipiente de forma cilíndrica y con un eje vertical. Con la parte superior abierta o cerrada (según el proceso de que se trate) y dimensionamiento adecuado. Los diseños tipo tienen por lo regular redondeada la parte inferior del tanque con el objeto de evitar la formación de remolinos y regiones en las que las corrientes del fluido no puedan penetrar.

La parte de arriba del tanque soporta una flecha dirigida por un motor sobre la cual se monta un impulsor.

Frecuentemente se incluyen accesorios. Tales como líneas de salida, serpentinas, chaquetas, pozos para termómetros y otros dispositivos.

Las variaciones del equipo son en función de la mezcla que se maneja, volumen de mezcla y características del fluido.

Quando se trata de disolver un gas en un líquido se usa un diseño ^{de disco} con aspas, penetrando el gas por abajo del impulsor a la altura de su eje y arrojando las aspas las burbujas grandes de gas hacia afuera, rompiéndolas y formando muchas pequeñas. Aumentando así enormemente el área interfacial entre el gas y el líquido.

En los sólidos debe considerarse la combinación de una flecha de baja velocidad, untamiento, frotamiento, estiramiento y compresión. Como también la aplicación de la Energía Mecánica directamente a la masa del material por medio de partes móviles. La máquina debe ser muy resistente y el consumo de potencia es muy alto puesto que se trata de un mezclado de pastas, hule, plásticos pesados, etc.

Para polvos secos pueden emplearse mezcladores para masas pesadas o para polvos que fluyen libremente. El mezclado aquí es por agitación a baja velocidad de la masa, con un impulsor, por revolvimiento o por untamiento debido a la fuerza centrífuga e impacto. Estos mezcladores son de construcción ligera y consumo de potencia moderados.

Como el análisis del mezclado puede referirse a mezclas gaseosas, líquidas o sólidas, el Balance de Materia se enfocará fundamentalmente a operaciones unitarias en las que se presente el mezclado como parte fundamental en el proceso. Por lo que se analizarán aquí

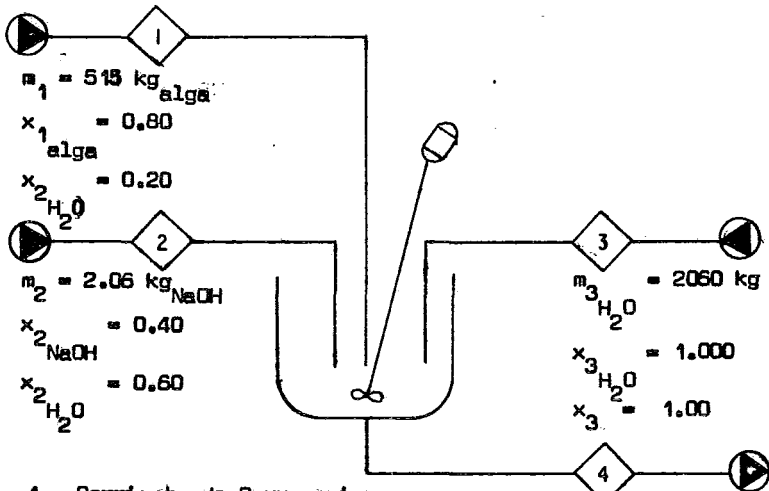
problemas de gases con gases, líquidos con líquidos, sólidos con -
líquidos, gases con líquidos, mezclas de multicomponentes en una
torre de destilación, mezclas de sólidos en procesos de crystaliza
ción, secado, etc.

PROBLEMA.-

MEZCLADO.-

En 1978, en México se propuso el anteproyecto para la producción de "CARRAGENINA". La técnica empleada, para dicho proceso cuenta con una primera etapa de lavado, mediante la cual se limpia el alga de arena y basura presentes en las algas; ya que éstas, después de ser recolectadas se secan en la playa. Al mismo tiempo se elimina el exceso de sal y se reduce así la corrosión en los equipos por la presencia de cloruro. Para dicha etapa se emplean 2 060 kg de agua para lavado de materia prima, en este caso de 515 kg de alga que viene con un 20% de humedad. Para eliminar el exceso de sal se emplean 2.06 kg de sosa, la cual es treída del tanque de almacenamiento y se encuentra al 40%. Si se obtienen 858 kg de alga y salen 1 717 kg de agua. ¿Con qué % de humedad saldrá el alga en esta primera fase de lavado?, cuál será la cantidad total, en kg en la corriente de salida? y cuál será la concentración final de sosa?

1.0 TRADUCCION.



- 1.- Corriente de Carragenina.
- 2.- Corriente de Sosa.
- 3.- Corriente de agua.
- 4.- Corriente de mezcla.

$$\begin{aligned}
 m_4 \text{ alga} &= 858 \text{ kg} \\
 x_{4 \text{ alga}} &= ? \\
 m_{4 \text{ H}_2\text{O}} &= 1717 \text{ kg} \\
 x_{4 \text{ H}_2\text{O}} &= ? \\
 m_{4 \text{ NaOH}} &= 2.06 \text{ kg} \\
 x_{4 \text{ NaOH}} &= ?
 \end{aligned}$$

2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para encontrar la concentración de alga y sosa se hace un balance total y un parcial para cada componente.

2.2 Balance total de materia.

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4$$

2.3 Balance parcial para la Carragenina.

$$m_1 \tilde{x}_1 = m_4 \tilde{x}_4$$

2.4 Balance para la sosa.

$$m_2 \tilde{x}_2(\text{NaOH}) = m_4 \tilde{x}_4(\text{NaOH})$$

2.5 Concentración de carragenina.

De ec. 2.3

$$\tilde{x}_{4 \text{ alga}} = \frac{m_1 \tilde{x}_1 \text{ alga}}{m_4 \text{ alga}}$$

2.6 Concentración de sosa.

De ec. 2.4

$$\tilde{x}_{4 \text{ NaOH}} = \frac{m_2 \tilde{x}_2 \text{ NaOH}}{m_4 \text{ NaOH}}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Cantidad de mezcla en la corriente de salida.

De ec. 2.2

$$m_4 = 515 \text{ kg} + 2.06 \text{ kg} + 2060 \text{ kg} = 2577.06 \text{ kg}$$

3.2 Concentración de carragenina.

De ec. 2.5

$$\tilde{x}_{4 \text{ alga}} = \frac{515 \text{ kg} \times 0.80}{858 \text{ kg}} = 0.48$$

3.3 Humedad del alga.

$$1 - \tilde{x}_{4 \text{ alga}} = 1 - 0.48 = 0.52$$

3.4 Concentración de sosa.

De ec. 2.6

$$\tilde{x}_{4 \text{ NaOH}} = \frac{2.06 \text{ kg} \times 0.40}{2.06 \text{ kg}} = 0.40$$

4.0 RESULTADOS.

- La cantidad total de mezcla a la salida es de 2577.06 kg
- La humedad del alga a la salida es del 52%.
- La concentración de sosa es del 40%.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

GARCIA FRANCO LAURO FRANCISCO

1978.

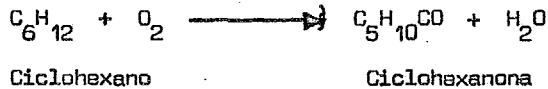
TEMA: "ANTEPROYECTO PARA LA PRODUCCION DE CARRAGENINA EN MEXICO"

PROBLEMA PROPUESTO.

Para una segunda fase del proceso (extracción) de producción de carragenina, se tiene una relación de alga: agua usada de 30:1 con el objeto de evitar el exceso de viscosidad en el extracto líquido. Con estas cantidades de agua se obtiene un extracto con alrededor del 1% de carragenina. Si se tiene en cuenta que entran 858 kg de alga húmeda con 12.35 kg de sosa al 40% y 12 332 kg de agua. Y se sabe que salen 125 kg de carragenina más 12 707.35 kg de agua y sosa. ¿Qué cantidad de bagazo - alga agotada sale del extractor?.

PROBLEMA

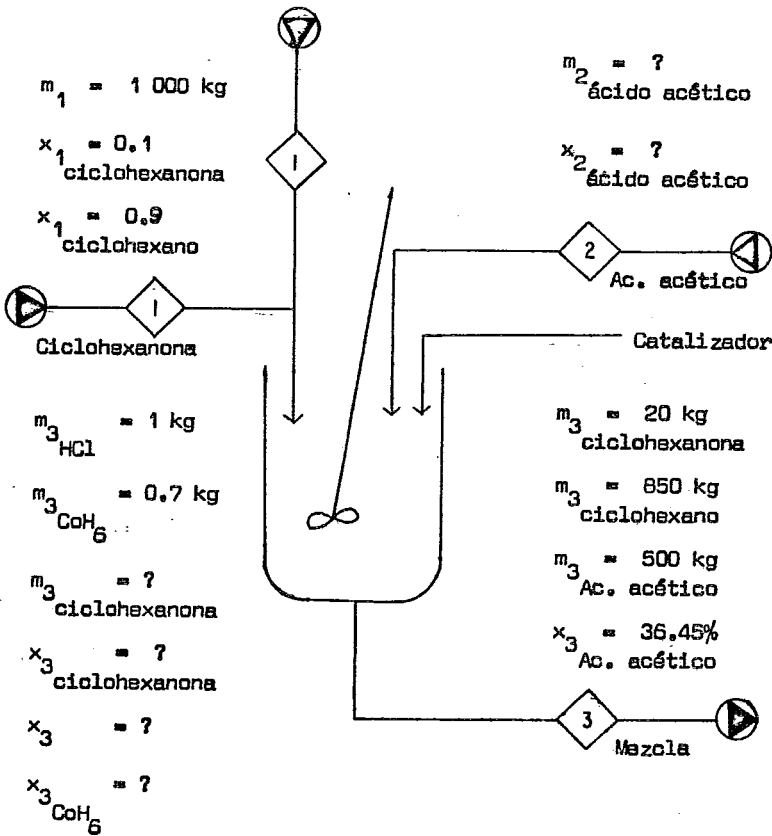
Para la producción de ácido adípico, se ha seleccionado un método que tiene como materia prima el ciclohexano. Las reacciones que se efectúan son las siguientes:



Para una primera etapa del proceso se tiene que el ciclohexano y la ciclohexanona, actuando ésta como iniciador, presente en una concentración de 0.1%, se cargan en un tanque de mezclado con ácido acético y catalizador. La mezcla conteniendo alrededor de 850 kg de ciclohexano, 20 kg de ciclohexanona, 500 kg de ácido acético, 1 kg de cloruro de hidrógeno y 0.7 kg de hexahidrato de cobalto, se pasa a un reactor forrado con tantalio. Qué cantidad de ácido se requerirá para dicha mezcla y su concentración, sabiendo que entran 1 000 kg de ciclohexano y ciclohexanona y sale el ácido al 36.45%. Dar también las concentraciones de salida de cada componente de la mezcla.

1.0 TRADUCCION.

Ciclohexano



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

La cantidad de oxidante (CH_3COOH) se obtiene mediante un balance de material total; su concentración, por medio de un balance parcial para el ácido. Y las concentraciones de cada uno de los componentes de la mezcla se calculan con balances parciales para cada uno de ellos.

2.2 Masa total de la mezcla.

$$m_3_{\text{mezcla}} = m_3_{\text{ciclohexano}} + m_3_{\text{ciclohexanona}} + m_3_{\text{CH}_3 - \text{COOH}} + m_3_{\text{HCl}} + m_3_{\text{C}_6\text{H}_6}$$

2.3 Balance total.

$$m_1 + m_2 = m_3$$

2.4 Balance parcial para el ácido acético (CH_3COOH).

$$m_2 \cdot \tilde{x}_{2\text{Ac}} = m_3_{\text{Ac. Acético}} \cdot \tilde{x}_{3\text{Ac}}$$

2.5 Concentración de ácido acético.

$$\tilde{x}_{2\text{Ac}} = \frac{m_3_{\text{Ac}} \cdot \tilde{x}_{3\text{Ac}}}{m_2_{\text{Ac}}}$$

2.6 Balance parcial para el ciclohexano.

$$m_{1_0} \tilde{x}_0 = m_{3_0} \tilde{x}_0$$

2.7 Concentración final para la ciclohexanona.

$$m_{3_{mezcla}} x_{3_{ciclohexanona}} = 100 \times m_{3_{ciclohexanona}}$$

2.8 Concentración final para el ácido clorhídrico (HCl).

$$m_{3_{mezcla}} \tilde{x}_{3_{HCl}} = 100 \times m_{3_{HCl}}$$

2.9 Concentración final para el hexahidrato de cobalto (C_6H_6).

$$m_{3_{mezcla}} \tilde{x}_{3_{C_6H_6}} = 100 \times m_{3_{C_6H_6}}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Masa total de la mezcla a la salida.

De ec. 2.2

$$m_{3_{mezcla}} = 850 \text{ kg} + 20 \text{ kg} + 500 \text{ kg} + 1 \text{ kg} + 0.7 \text{ kg} = 1371.7 \text{ kg}$$

3.2 Cantidad de ácido acético que entra.

De ec. 2.3

$$m_2 = m_3 - m_1 = 1371.7 \text{ kg} - 1000 \text{ kg} = 371.7 \text{ kg}$$

3.3 Concentración con la que entra el ácido.

De ec. 2.4

$$\tilde{x}_2 = \frac{m_3 \text{ a.o.} \cdot \tilde{x}_3 \text{ a.o.}}{m_2} = \frac{500 \text{ kg} \times 36,45}{371,7 \text{ kg}} = 49,03\%$$

3.4 Concentración del ciclohexano a la salida.

De ec. 2.5

$$\tilde{x}_3 \text{ Ciclohexano} = \frac{100 \times m_3 \text{ Ciclohexano}}{m_3 \text{ Mezcla}} = \frac{100 \times 850 \text{ kg}}{1371,7 \text{ kg}} = 61,96\%$$

3.5 Concentración de la ciclohexanona a la salida.

De ec. 2.6

$$\tilde{x}_3 \text{ Ciclohexanona} = \frac{100 \times m_3 \text{ Ciclohexanona}}{m_3 \text{ Mezcla}} = \frac{100 \times 20 \text{ kg}}{1371,7} = 1,450\%$$

3.6 Concentración del HCl a la salida.

De ec. 2.7

$$\tilde{x}_3 \text{ HCl} = \frac{100 \times m_3 \text{ HCl}}{m_3 \text{ Mezcla}} = \frac{100 \times 1 \text{ kg}}{1371,7} = 0,0729\%$$

3.7 Concentración del hexahidrato de cobalto a la salida.

De ec. 2.8

$$\frac{m_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}}{m_{\text{Mezcla}}} = \frac{100 \times m_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}}{m_{\text{Mezcla}}} = \frac{100 \times 0.7}{1371.7} = 0.0510\%$$

3.8 Checando el Balance de concentración a la salida del mezclado:

Ciclohexano	61.96
Ciclohexanona	1.458
Acido Acético	36.45
Acido Clorhídrico	0.0729
Hexahidrato de Cobalto	<u>0.0510</u>
	99.9919

4.0 RESULTADOS.

4.1 Cantidad requerida para la mezcla: 1371.7 kg

4.2 Cantidad de ácido requerida para la mezcla:

371.7 kg.

4.3 Concentración de los componentes de la mezcla:

	%
a) Ciclohexano	61.96
b) Ciclohexanona	1.458

c) Ac. Clorhídrico	0.0729
d) Hexahidrato de Cobalto	0.0510

PROBLEMA PROPUESTO

El ácido adípico se puede producir a escala comercial a partir de alguna de las siguientes materias primas:

- a) benceno b) fenol c) ciclohexano

Empleando ciclohexano y mediante un proceso de una sola etapa que -
 consiste en la oxidación del ciclohexano con aire, en condiciones -
 suaves tiende a parar la reacción en ciclohexanol y ciclohexanona.-
 Si las condiciones son más drásticas, ocurre la combustión completa
 del hidrocarburo. Por lo que para este proceso es necesario elegir
 cuidadosamente condiciones intermedias y mantenerlas mediante un -
 control adecuado. Este proceso fue desarrollado por D.J. LODER en
 diciembre de 1940. para Du Pont y Co. Por el método anteriormente
 descrito se debe obtener un producto de mezcla que contenga -
 685.85 kg., de los cuales el 30.98% sea de ciclohexano, el 0.729% -
 de ciclohexanona, el 0.03645% de HCl, el 0.0255% de hexahidrato de
 cobalto y el 18.225% de ácido acético. Si se sabe que al mezcla -
 dor entran 185.85 kg de ácido, estimar la cantidad de ciclohexano
 y ciclohexanona que juntas entran en una sola corriente al mezcla-

dor, sus respectivas concentraciones de entrada, así como también -
las cantidades de cada componente de la mezcla a la salida.

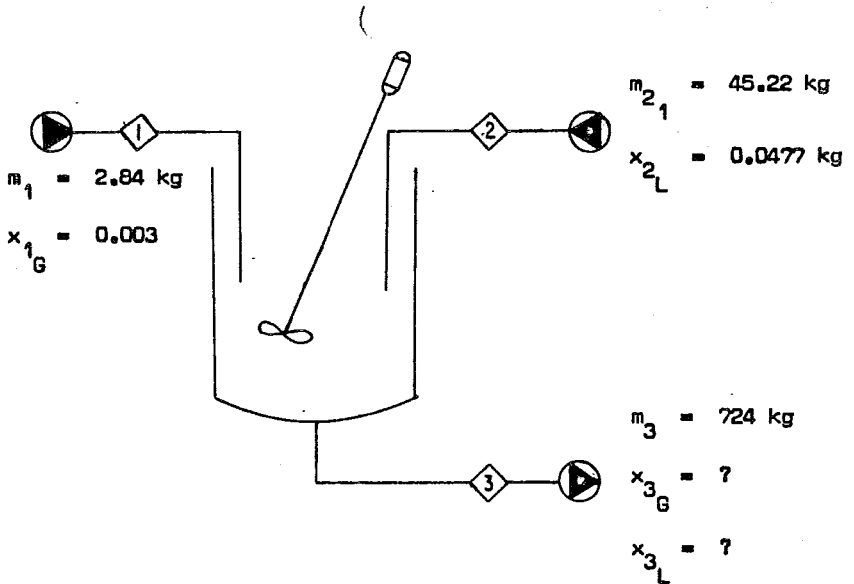
FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:
SANTIBAÑEZ ANDONEGUI JORGE G.MO.
1975.

TEMA: "REVISIÓN TECNOLOGÍA DE LOS PROCESOS DE OBTENCIÓN DE ÁCIDO
ADÍPICO".

PROBLEMA.

En una planta productora de leche para lactantes se requiere saber la composición de grasa y lactosa que se tendrá en la corriente de salida si se mezclan para un lote de 724 kg: 2.84 kg de grasa al 0.3% y 45.22 kg de lactosa al 4.77%.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para saber la composición de grasa y lactosa, se hace un balance parcial de materia tanto para la grasa como para la lactosa.

2.2 Balance parcial de materia para la grasa.

$$m_1 \tilde{x}_{1G} + m_2 \tilde{x}_{2G} = m_3 \tilde{x}_{3G}$$

2.3 Balance parcial de materia para la lactosa.

$$m_1 \tilde{x}_{1L} + m_2 \tilde{x}_{2L} = m_3 \tilde{x}_{3L}$$

2.4 Concentración de grasa.

De ec. 2.2

$$\tilde{x}_{3G} = \frac{m_1 \tilde{x}_{1G}}{m_3}$$

2.5 Concentración de lactosa.

De ec. 2.3

$$\tilde{x}_{3L} = \frac{m_2 \tilde{x}_{2L}}{m_3}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Concentración de grasa en la corriente de salida.

De ec. 2.4

$$\tilde{x}_{3G} = \frac{(2.84)(0.003)}{724} = 0.00001176$$

3.2 Concentración de lactosa en la corriente de salida.

De ec. 2.5

$$x_{3L} = \frac{(45.22)(0.0477)}{724} = 0.002979$$

4.0 RESULTADOS.

Se tendrá en la corriente de salida 0.0011% de grasa y el -
0.2979% de lactosa para un lote de 724 kg.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

SANCHEZ CARDENAS IRMA.

1975.

TEMA: "ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE LECHE PARA LAC
TANTES".

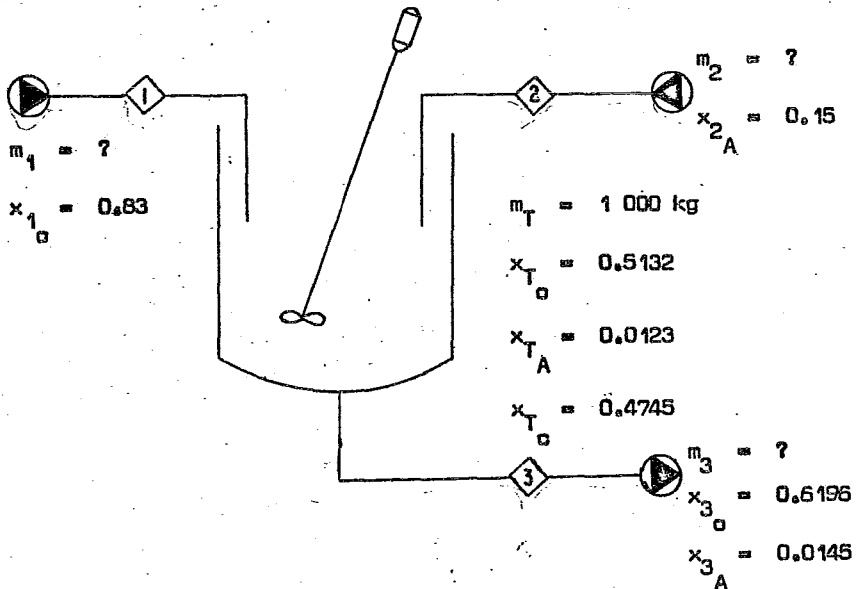
PROBLEMA PROPUESTO.

Para obtener leche descremada se requiere de un lote de 948 kg con un 0.3% de grasa y 3.42% de proteínas. Si se tienen 3.5 kg de grasa y 35 kg de proteínas cuál debe ser su composición para obtener la deseada?.

PROBLEMA.

En uno de los procesos para la obtención de ácido adípico se requiere de ciclohexano al 61.96% y ciclohexanona al 1.45%, por lo que se tiene en un tanque 1 000 kg de ciclohexano al 51.32%, ciclohexanona al 1.23% y ácido acético al 47.45%. Calcular la cantidad de ciclohexano y ciclohexanona que se deben cargar al tanque de mezclado si sus concentraciones iniciales son 83% y 15% respectivamente. Y calcular la cantidad de producto final obtenido durante esta etapa.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para saber la cantidad de ciclohexano, ciclohexanona y producto final se hace un balance total de materia, uno parcial para el ciclohexano y otro para la ciclohexanona, se obtiene un sistema de tres ecuaciones con tres incógnitas y se despeja la deseada.

2.2 Balance de materia total.

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_T$$

2.3 Balance parcial para el ciclohexano.

$$m_1 \tilde{x}_{1O} + \cancel{m_2 \tilde{x}_{2O}^O} + m_T \tilde{x}_{TO} = m_3 \tilde{x}_{3O}$$

2.4 Balance parcial para la ciclohexanona.

$$\cancel{m_1 \tilde{x}_{1A}^O} + m_2 \tilde{x}_{2A} + m_T \tilde{x}_{TA} = m_3 \tilde{x}_{3A}$$

2.5 Producto final obtenido.

De ec. 2.3 y 2.4 se despeja m_1 y m_2

$$m_1 = \frac{m_3 \tilde{x}_{3O} - m_T \tilde{x}_{TO}}{\tilde{x}_{1O}}$$

$$m_2 = \frac{m_3 \tilde{x}_{3A} - m_T \tilde{x}_{TA}}{x_{2A}}$$

Sustituyendo m_1 y m_2 en ec. 2.2

$$\frac{m_3 \tilde{x}_{3O} - m_T \tilde{x}_{TO}}{x_{1O}} + \frac{m_3 \tilde{x}_{3A} - m_T \tilde{x}_{TA}}{x_{2A}} + m_T = m_3$$

$$\frac{m_3 \tilde{x}_{3O}}{\tilde{x}_{1O}} - \frac{m_T \tilde{x}_{TO}}{\tilde{x}_{1O}} + \frac{m_3 \tilde{x}_{3A}}{\tilde{x}_{2A}} - \frac{m_T \tilde{x}_{TA}}{\tilde{x}_{2A}} + m_T = m_3$$

$$m_3 \left(1 - \frac{\tilde{x}_{3O}}{\tilde{x}_{1O}} - \frac{\tilde{x}_{3A}}{\tilde{x}_{2A}} \right) = m_T \left(1 - \frac{\tilde{x}_{TO}}{\tilde{x}_{1O}} - \frac{\tilde{x}_{TA}}{\tilde{x}_{2A}} \right)$$

$$m_3 = m_T \frac{\left(1 - \frac{\tilde{x}_{TO}}{\tilde{x}_{1O}} - \frac{\tilde{x}_{TA}}{\tilde{x}_{2A}} \right)}{\left(1 - \frac{\tilde{x}_{3O}}{\tilde{x}_{1O}} - \frac{\tilde{x}_{3A}}{\tilde{x}_{2A}} \right)}$$

2.6 Gasto másico de ciclohexano que se carga al tanque.

De ec. 2.3

$$m_1 = \frac{m_3 \bar{x}_3 - m_T \bar{x}_T}{\bar{x}_1}$$

2.7 Gasto másico de ciclohexano que se carga al tanque.

De ec. 2.2

$$m_2 = m_3 - m_1 - m_T$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Corriente m_3 de producto final

De ec. 2.5

$$m_3 = 1000 \frac{\left(1 - \frac{0.5132}{0.83} - \frac{0.0123}{0.15}\right)}{\left(1 - \frac{0.6196}{0.83} - \frac{0.0145}{0.15}\right)}$$

$$m_3 = 1910.13 \text{ kg}$$

3.2 Corriente m_1 de ciclohexano.

De ec. 2.6

$$m_1 = \frac{(1910.13)(0.6196) - (1000)(0.5132)}{0.83}$$

$$m_1 = 807.61 \text{ kg}$$

3.3 Corriente m_2 de ciclohexanona.

De ec. 2.2

$$m_2 = 1910.13 - 807.61 - 1000$$

$$m_2 = 102.52 \text{ kg}$$

4.0 RESULTADOS.

Se deben cargar al tanque 807.61 kg de ciclohexano y 102.52 kg de ciclohexanona y se obtendrán 1910.13 kg de producto final - con las concentraciones deseadas.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

SANTIBAÑEZ ANDONEGUI JORGE G.

1975.

TEMA: "REVISION TECNOLOGICA DE LOS PROCESOS DE OBTENCION DE ACIDO ADIPICO".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se requieren obtener 2000 kg de ciclohexano al 75%, ciclohexanona al 2.5% y ácido acético al 22.5%. Se cuenta con una cierta cantidad de ciclohexano al 52%, ciclohexanona al 2% y ácido acético al 46% en un tanque mezclador. Calcular la cantidad de ácido acético y ciclohexanona que debe cargarse al tanque si sus concentraciones son 85% y 18% respectivamente.

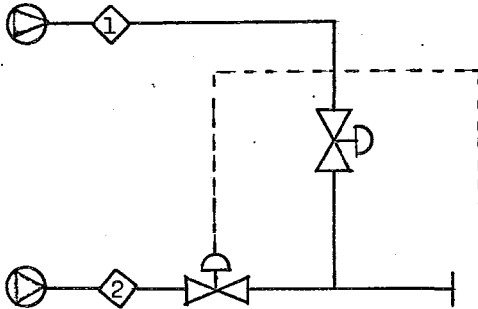
PROBLEMA

En una parte del proceso para la obtención de ácido adípico se tienen vapores de ciclohexano, los cuales se van a oxidar con oxígeno del aire, si se requiere para ésta etapa oxígeno al 60% y se cuenta con oxígeno puro y aire, cuál será la relación mol de aire a oxígeno necesaria para obtener la concentración deseada y poderlo tratar con los vapores de ciclohexano?.

1.0 TRADUCCION.

$G_1 = ?$

$y_{1O_2} = 1.00$



$G_2 = ?$

$y_{2O_2} = 0.21$

$y_{2N_2} = 0.79$

$G_3 = ?$

$y_{3O_2} = 0.60$

$y_{3N_2} = 0.35$

$\frac{G_1}{G_2} = ?$

2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para encontrar la relación G_1/G_2 se requiere hacer un balance total de materia y uno parcial para el O_2 y eliminar G_3 .

2.2 Balance molar total de materia.

$$\tilde{G}_1 + \tilde{G}_2 = \tilde{G}_3$$

2.3 Balance parcial molar para el oxígeno.

$$\tilde{G}_1 \tilde{y}_{1O_2} + \tilde{G}_2 \tilde{y}_{2O_2} = \tilde{G}_3 \tilde{y}_{3O_2}$$

2.4 Relación molar para gastos.

Sustituyendo ec. 2.2 en 2.3

$$\tilde{G}_1 \tilde{y}_{1O_2} + \tilde{G}_2 \tilde{y}_{2O_2} = (\tilde{G}_1 + \tilde{G}_2) \tilde{y}_{3O_2}$$

$$\tilde{G}_1 \tilde{y}_{1O_2} + \tilde{G}_2 \tilde{y}_{2O_2} = \tilde{G}_1 \tilde{y}_{3O_2} + \tilde{G}_2 \tilde{y}_{3O_2}$$

$$\tilde{G}_1 (\tilde{y}_{1O_2} - \tilde{y}_{3O_2}) = \tilde{G}_2 (\tilde{y}_{3O_2} - \tilde{y}_{2O_2})$$

$$\frac{\tilde{G}_1}{\tilde{G}_2} = \frac{\tilde{y}_3 O_2 - \tilde{y}_2 O_2}{\tilde{y}_1 O_2 - \tilde{y}_3 O_2}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Relación de oxígeno a aire.

De ec. 2.4

$$\frac{G_1}{G_2} = \frac{0.60 - 0.21}{1 - 0.60} = 0.975$$

4.0 RESULTADOS.

Se requieren 0.975 kg mol de aire por cada kg mol de oxígeno puro para obtener la concentración deseada.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

SANTIBAÑEZ ANDONEGUI JORGE G.

1975.

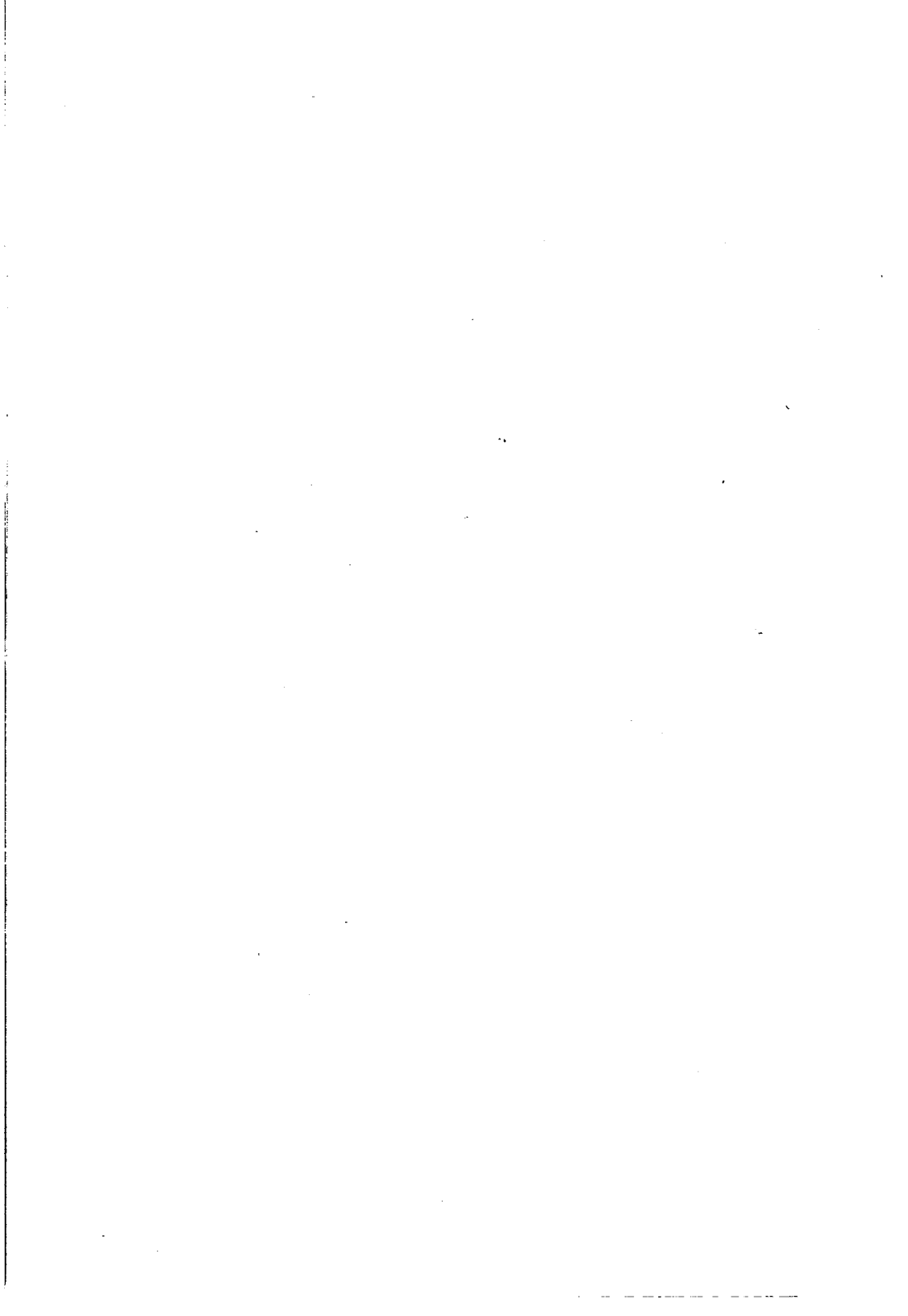
TEMA: "REVISION TECNOLOGICA DE LOS PROCESOS DE OBTENCION DE ACIDO
APIPICO".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se quiere saber la concentración y los kilogramos mol (Gasto molar) de O_2 que se obtendrán si se mezclan 0,58 kg mol de O_2 puro y 78 kg mol de aire que serán necesarios para el proceso de oxidación de - ciclohexano.

C A P I T U L O V

EVAPORACION Y CRISTALIZACION.

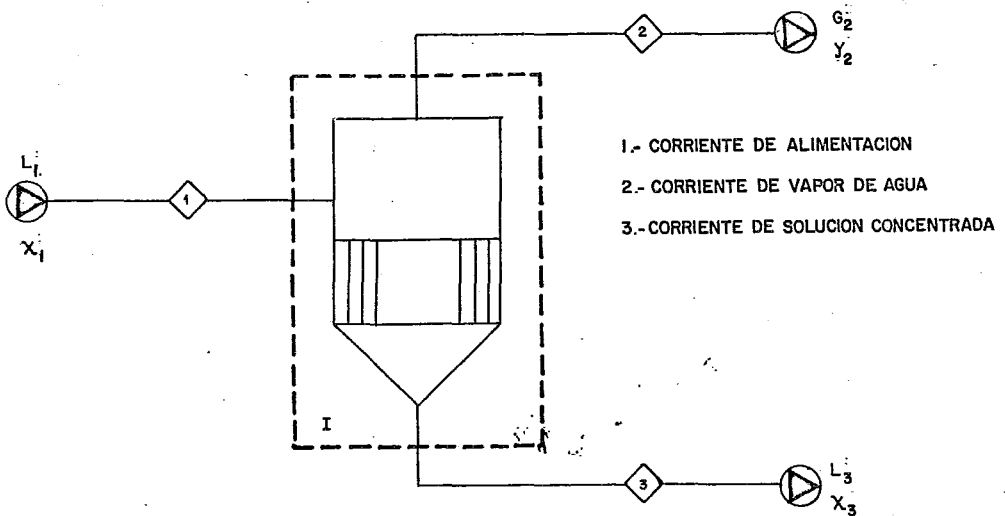


EVAPORACION.

La Operación Unitaria Evaporacion tiene por objeto obtener una solución concentrada, vaporizando parte del disolvente, el que generalmente es agua; para lo cuál se requiere de un evaporador, que es una pieza de equipo en donde un líquido es calentado, dicho líquido está constituido de un soluto y un disolvente. El medio de calentamiento utilizado es vapor de agua que se aplica a las condiciones de temperatura y presión que el proceso lo requiera.

I.- El caso más frecuente en ésta operación unitaria para hacer un balance de materia es el de "SEPARACION", en el cuál hay una corriente de entrada y dos corrientes de salida.

Su representación diagramática en EVAPORACION es:



El balance de Materia se efectúa por envolventes.

Balance de Materia total en la envolvente I

$$L_1 = G_2 + L_3$$

Balance Parcial de Mateira.

$$L_1 x_1 = G_2 y_2 + L_3 x_3$$

Líquido concentrado.

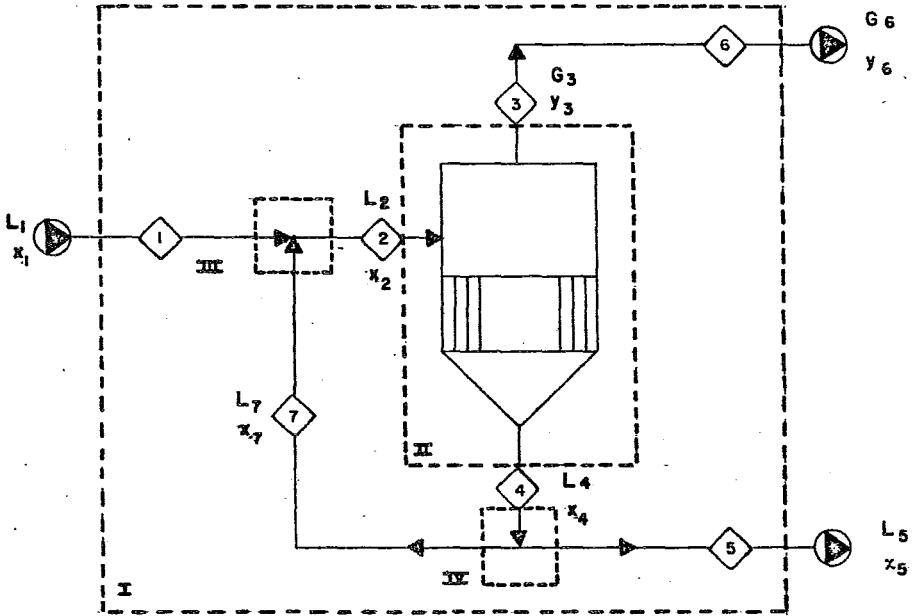
$$L_3 = \frac{L_1 x_1}{x_3}$$

Agua evaporada.

$$G_2 = L_1 - L_3$$

II.- Cuando se tiene una sola unidad y se desea una mayor eficiencia - en la concentración de la solución en el proceso, generalmente se usa un sistema de recirculación, en el cuál se retroalimenta la - solución a la unidad de que proviene.

Su representación diagramática en EVAPORACION es:



La recirculación se observa en la corriente 7.

Este ejemplo nos ilustra dos casos básicos para que se lleve a cabo el balance de materia por envoltentes.

Envolvente I: SEPRACION.

Balance total.

$$L_1 = G_6 + L_5$$

Balance parcial.

$$L_1 \cdot x_1 = G_6 \cdot y_6 + L_5 \cdot x_5$$

Envolvente II: SEPRACION

Balance total.

$$L_2 = G_3 + L_4$$

Balance parcial.

$$L_2 \cdot x_2 = G_3 \cdot y_3 + L_4 \cdot x_4$$

Envolvente III: MEZCLADO

Balance total.

$$L_1 + L_7 = L_2$$

Balance parcial.

$$L_1 \cdot x_1 + L_7 \cdot x_7 = L_2 \cdot x_2$$

Envolvente IV: SEPARACION

Balance total.

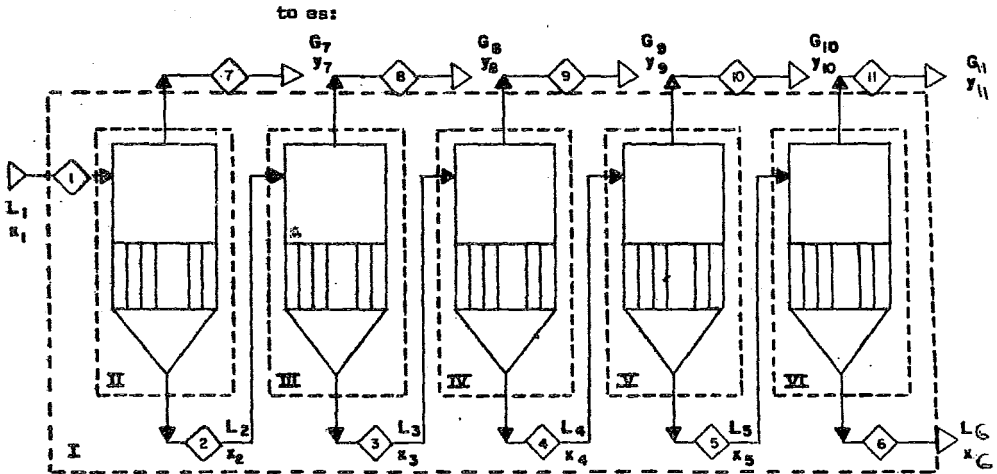
$$L_4 = L_7 + L_5$$

Balance parcial.

$$L_4 \cdot x_4 = L_7 \cdot x_7 + L_5 \cdot x_5$$

III.- En procesos industriales el caso más frecuente en evaporación es tener varios cuerpos unidos ya sea en serie o en paralelo llamados efectos los cuales se usan para aumentar el rendimiento en la operación.

Su representación diagramática para el caso de un quintuple efecto es:



Para hacer el balance de materia total y parcial se procede a tratatarlos como unidades separadas mediante envoltentes.

Balance de Materia en la envoltente I.

$$L_1 = G_7 + G_8 + G_9 + G_{10} + G_{11} + L_6$$

Balance parcial en la envoltente I.

$$L_1 \cdot x_1 = G_7 \cdot y_7 + G_8 \cdot y_8 + G_9 \cdot y_9 + G_{10} \cdot y_{10} + G_{11} \cdot y_{11} + L_6 \cdot x_6$$

Balance de materia en la envoltente II.

$$L_1 = G_7 + L_2$$

Balance parcial en la envoltente II.

$$L_1 \cdot x_1 = G_7 \cdot y_7 + L_2 \cdot x_2$$

Balance de materia en la envoltente III.

$$L_2 = G_8 + L_3$$

Balance parcial en la envoltente III.

$$L_2 \cdot x_2 = G_8 \cdot y_8 + L_3 \cdot x_3$$

Balance de materia en la envoltente IV.

$$L_3 = G_9 + L_4$$

Balance parcial en la envoltente IV.

$$L_3 \cdot x_3 = G_9 \cdot y_9 + L_4 \cdot x_4$$

Balance de materia en la envolvente V.

$$L_4 = G_{10} + L_5$$

Balance parcial en la envolvente V.

$$L_4 \cdot x_4 = G_{10} \cdot y_{10} + L_5 \cdot x_5$$

Balance de materia en la envolvente VI.

$$L_5 = G_{11} + L_6$$

Balance parcial en la envolvente VI.

$$L_5 \cdot x_5 = G_{11} \cdot y_{11} + L_6 \cdot x_6$$

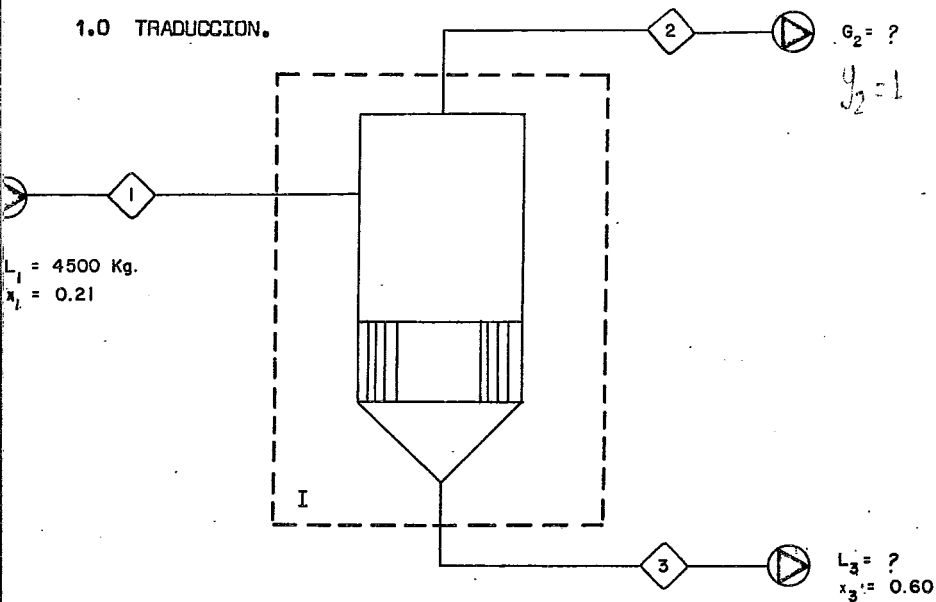
Este tipo de balances se efectúa en la misma forma para "n" efectos.

En los siguientes ejemplos se ilustrarán éstos casos típicos de EVAPORACION en procesos reales los cuales se atacarán empleando el método de resolución antes especificado.

PROBLEMA.

En un proceso de manufactura de jugos de fruta (uva y naranja), se requiere del empleo de un evaporador, el cual recibe una alimentación de 4500 kg/día de zumo, con una concentración del 21%. Si se desea concentrar hasta el 60%, Calcular la cantidad de agua evaporada.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para encontrar L_3 se hace un balance parcial de materia y G_2 se obtiene mediante un balance total en la envolvente 1.

2.2 Balance total

$$L_1 = G_2 + L_3$$

$$L_1 x_1 = G_2 y_2 + L_3 x_3$$

2.3 Balance para L_3

$$L_3 = L_1 \frac{x_1}{x_3}$$

2.4 Balance para G_2

De ec. 2.1

$$G_2 = L_1 - L_3$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Balance para sólidos.

De ec. 2.2

$$L_3 = 4\,500 \frac{0.21}{0.60} = 1\,575$$

3.2 Balance para el agua evaporada.

De ec. 2.3

$$G_2 = 4\,500 - 1\,575 = 2\,925$$

4.0 RESULTADOS.

Se evaporan 2 925 kg por día de agua y se obtiene 1 575 kg por día de solución encontrada.

FUENTE DIRECTA:

Tesis profesional realizada por:

Luis Esteban Arroyo Moreno.

1952.

TEMA: "PROYECTO DE UN EVAPORADOR CON CALENTAMIENTO POR AMONIACO".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se ha diseñado un evaporador tal que recibiendo una alimentación de 11 500 kg/día de zumo de toronja, se obtengan 30 000 kg/día de agua evaporada necesaria para complementar el proceso y se obtenga una solución concentrada al 50%. ¿Con qué concentración inicial se deberá alimentar el zumo de toronja y qué cantidad de solución concentrada al 50% se obtiene?

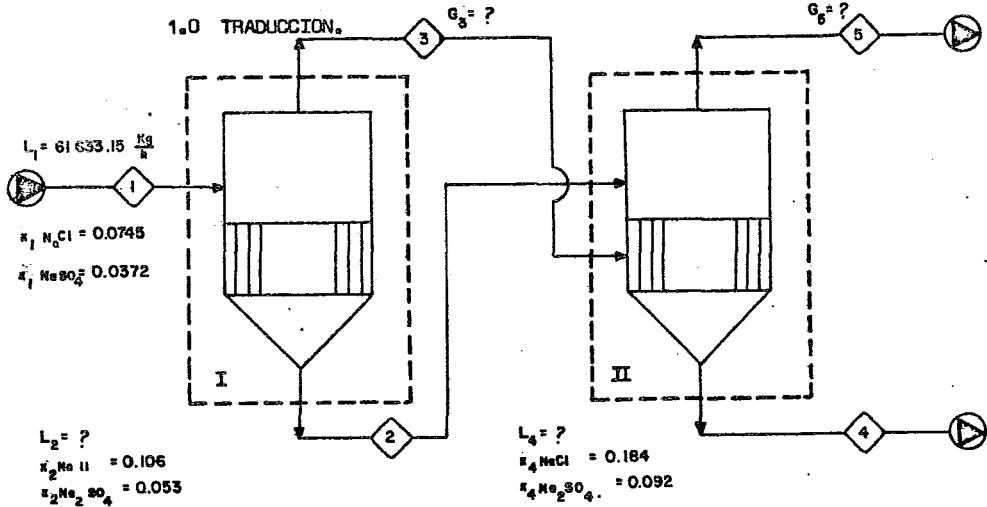
PROBLEMA.

Para separar las sales contenidas en una salmuera, una parte del proceso consiste en someter la solución a una preevaporación, para lo cual se requiere un doble efecto; en el primero se tiene una alimentación de 61 633.15 kg/h, siendo la concentración inicial de la salmuera para el NaCl de 7.45% en peso y para el Na_2SO_4 de 3.72% en peso.

La concentración del producto para el NaCl es de 18.4% y para el Na_2SO_4 de 9.2%. Si la densidad absoluta en la alimentación es de 1.2.

Calcular:

- El producto concentrado en ambos efectos, siendo la concentración para el primer efecto de 10.6% para el NaCl y 5.3% para el Na_2SO_4 .
- La cantidad de kg evaporados en cada uno de los efectos.
- El gasto volumétrico de alimentación.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para calcular L_4 y su concentración se hace un balance total y otro parcial para cada una de las envolventes.

L_4 se obtiene por transformación a través de la densidad.

2.2 Balance de materia en la envolvente I.

$$L_1 = G_3 + L_2$$

2.3 Balance parcial para el NaCl en la envolvente I.

$$L_1 x_{1\text{NaCl}} = L_2 x_{2\text{NaCl}}$$

2.4 Balance de materia en la envolvente II.

$$L_2 = G_5 + L_4$$

2.5 Balance parcial para el NaCl en la envolvente II.

$$L_2 x_{2\text{NaCl}} = L_4 x_{4\text{NaCl}} = L_1 x_{1\text{NaCl}}$$

2.6 Gasto másico en 2.

De ec. 2.3

$$L_2 = \frac{L_1 x_{1\text{NaCl}}}{x_{2\text{NaCl}}}$$

2.7 Gasto másico en 4.

De ec. 2.5

$$L_4 = \frac{L_1 \cdot x_{1\text{NaCl}}}{x_{4\text{NaCl}}}$$

2.8 Gasto másico en 3.

De ec. 2.2

$$G_3 = L_1 - L_2$$

2.9 Gasto másico en 5.

De ec. 2.4

$$G_5 = L_2 - L_4$$

2.10 Gasto volumétrico en 1.

$$L_1 = \frac{L_1}{e_1}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Producto concentrado a la salida del primer evaporador.

De ec. 2.6

$$L_2 = \frac{\left[61\,633.15 \frac{\text{kg tot.}}{\text{h}} \right] \left[0.0745 \frac{\text{kg NaCl}}{\text{kg tot.}} \right]}{0.016 \frac{\text{kg NaCl}}{\text{kg tot.}}} = 43\,317.63 \frac{\text{kg tot.}}{\text{h}}$$

3.2 Producto concentrado a la salida del segundo evaporador.

De ec. 2.7

$$L_4 = \frac{\left[61\,633.15 \right] \cdot \left[0.0745 \right]}{0.184} = 24\,954.727 \frac{\text{kg tot.}}{\text{h}}$$

3.3 Producto evaporado en 3.

$$G_3 = 61\,633.15 - 43\,317.638 = 18\,315.512 \frac{\text{kg tot.}}{\text{h}}$$

3.4 Producto evaporado en 5.

$$G_5 = 43\,317.638 - 24\,954.727 = 18\,362.911 \frac{\text{kg tot.}}{\text{h}}$$

3.5 Gasto volumétrico de alimentación.

De ec. 2.10

$$L_1 = \frac{\left[61\,633.15 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot \left[\frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min.}} \right]}{1.2 \frac{\text{kg}}{\text{l}}} = 856 \frac{\text{l}}{\text{min.}}$$

4.0 RESULTADOS.

a) El producto concentrado para el primer efecto es de 43 317.638

$\frac{\text{kg tot.}}{\text{h}}$ y para el segundo de 24 954.727 $\frac{\text{kg tot.}}{\text{h}}$.

b) Se evaporan 18 315.512 $\frac{\text{kg tot.}}{\text{h}}$ en el primer efecto y 18 362.

911 $\frac{\text{kg tot.}}{\text{h}}$ en el segundo efecto.

c) El gasto volumétrico de alimentación es de 856 $\frac{1}{\text{min.}}$.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

Jaime Lomelin Guillen.

1958.

TEMA: "ESTUDIO DE LA EVAPORACION Y CRISTALIZACION DE SALMUERAS CON --
CLORURO Y SULFATO DE SODIO".

PROBLEMA PROPUESTO.

En un proceso de evaporación a doble efecto, se requiere concentrar la cantidad de NaCl contenida en una salmuera; si entran en la alimentación del primer efecto 61 633.15 kg/h con una concentración para el NaCl de 7.45% en peso y para el Na_2SO_4 de 3.72% en peso y se evaporan 18 315.512 kg/h. En el segundo efecto el producto concentrado es para el NaCl del 18.4% y para el Na_2SO_4 de 9.2%. Calcular:

- a) La concentración para el NaCl y Na_2SO_4 a la salida del primer efecto.
- b) El gasto másico concentrado en ambos efectos.
- c) Los kg evaporados en el segundo efecto.

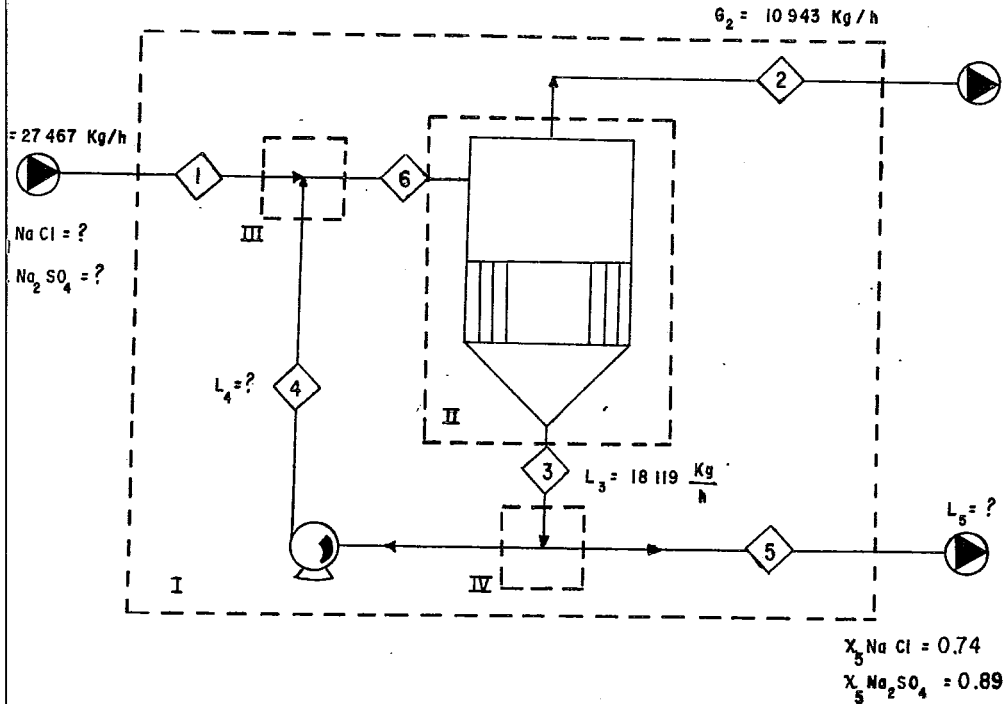
PROBLEMA.

En un proceso para la concentración de cloruro de sodio hasta critales, se tiene un evaporador con recirculación, en el cuál se obtiene una recuperación para el NaCl de 74% y de Na_2SO_4 de 89% una vez que es recirculado parte del residuo.

El agua evaporada es de 10 943 kg/h, el residuo de 18 119 kg/h. Si se alimentan al proceso 27 467 kg/h. Calcular:

- El gasto másico real de recuperación.
- La cantidad de residuo que recircula.
- La alimentación total que entra al evaporador.
- La concentración de alimentación.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para calcular los gastos másicos que se piden se requiere hacer un balance total por envolvente.

Y la concentración se calcula haciendo un balance parcial tanto - para el NaCl como para el Na_2SO_4 en la envolvente I.

2.2 Balance de materia en la envolvente I.

$$L_1 = G_2 + L_5$$

2.3 Balance de materia en la envolvente II.

$$L_6 = G_2 + L_3$$

2.4 Balance de materia en la envolvente III.

$$L_1 + L_4 = L_6$$

2.5 Balance de materia en la envolvente IV.

$$L_3 = L_4 + L_5$$

2.6 Balance parcial de NaCl en la envolvente I.

$$L_1 \cdot x_1 \text{ NaCl} = G_2 \cdot x_2 \text{ NaCl} + L_5 \cdot x_5 \text{ NaCl}$$

2.7 Balance parcial de Na_2SO_4 en la envolvente I.

$$L_1 \cdot x_1 \text{Na}_2\text{SO}_4 = \cancel{G_2 \cdot x_2 \text{Na}_2\text{SO}_4}^0 + L_5 \cdot x_5 \text{Na}_2\text{SO}_4$$

2.8 Gasto másico en L_5 .

$$L_5 = L_1 - G_2$$

2.9 Gasto másico en L_4 .

$$L_4 = L_3 - L_5$$

2.10 Gasto másico en L_6 .

$$L_6 = L_1 + L_4$$

2.11 Concentración de NaCl .

De ec. 2.6

$$x_1 \text{NaCl} = \frac{L_5 \cdot x_5 \text{NaCl}}{L_1}$$

2.12 Concentración de Na_2SO_4 .

$$x_1 \text{Na}_2\text{SO}_4 = \frac{L_5 \cdot x_5 \text{Na}_2\text{SO}_4}{L_1}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Gasto másico real de recuperación.

De ec. 2.8

$$L_5 = 27\ 467 - 10\ 943 = 16\ 524\ \text{kg/h}$$

3.2 Gasto másico de recirculación.

De ec. 2.9

$$L_4 = 18\ 119 - 16\ 524 = 1\ 595\ \text{kg/h}$$

3.3 Alimentación total.

De ec. 2.10

$$L_6 = 27\ 467 + 1\ 595 = 29\ 062\ \text{kg/h}$$

3.4 Concentración de NaCl en la alimentación.

$$x_{1\text{NaCl}} = \frac{16\ 524 \times 0.74}{27\ 467} = 0.44518$$

3.5 Concentración de Na_2SO_4 en la alimentación.

$$x_{1\text{Na}_2\text{SO}_4} = \frac{16\ 524 \times 0.89}{27\ 467} = 0.5354$$

4.0. RESULTADOS.

- a) El gasto másico real de recuperación es de 16 524 kg/h.
- b) La cantidad de residuo que recircula son 1 595 kg/h.
- c) La alimentación total que entra al evaporador son 29 062 kg/h.
- d) La concentración de alimentación para el NaCl es de 44,52% y -
para el Na_2SO_4 es de 53,54%.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

Jaime Lomelin Guillen.

1958.

TEMA: "ESTUDIO DE LA EVAPORACION Y CRISTALIZACION DE SALMUERAS CON -
CLORURO Y SULFATO DE SODIO".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se tiene un sistema de recirculación en un evaporador, en el cuál se va a concentrar cloruro de sodio hasta cristales, si en la alimentación total se tiene una concentración para el NaCl de 44,52% y para el Na_2SO_4 de 53,54%; se evaporan 10 943 kg/h y se obtiene una concentración de 16 524 kg/h y recirculan 1 595 kg/h. Calcular:

- a) El gasto másico de alimentación.
- b) El gasto másico de alimentación total al evaporador.
- c) El gasto másico del residuo que sale del evaporador.

d) La concentración de NaCl y de Na_2SO_4 del producto concentrado.

PROBLEMA.

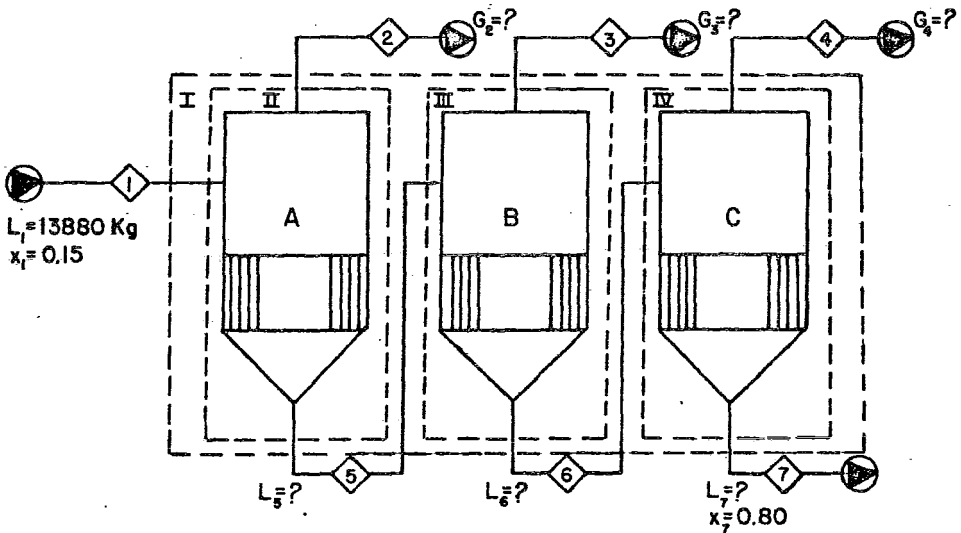
Se desea concentrar una solución de glicerina del 15% al 80%.

Las condiciones que se tienen son las siguientes:

La alimentación es de 13 880 kg/h. Se utilizará un evaporador de triple efecto. El primer efecto evapora el 50% del agua total evaporada, el segundo evapora el 30% y el tercero el 20%. Calcular:

- La cantidad de solución final a la salida del tercer efecto.
- El agua evaporada en cada efecto.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

Este problema se resuelve haciendo un balance para sólidos, para vapor total considerando G_T como la suma de $G_2 + G_3 + G_4$ y el vapor real se multiplica por su % respectivo para saber la cantidad real en cada uno.

2.1 Balance para sólidos a la salida en I.

$$L_7 = L_1 \cdot \frac{x_1}{x_7}$$

2.2 Balance total en I.

$$L_1 = \underbrace{G_2 + G_3 + G_4}_{G_T} + L_7$$

2.3 Balance para el agua evaporada en I.

De ec. 2.2

$$G_T = L_1 - L_7$$

2.4 Cantidad real de agua evaporada en 2.

$$G_2 = 0.5 G_T$$

2.5 Cantidad real de agua evaporada en 3.

$$G_3 = 0.3 G_T$$

2.6 Cantidad real de agua evaporada en 4.

$$G_4 = 0.2 G_T$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Balance para la solución final en la salida del tercer efecto.

$$L_7 = 13\ 880 - \frac{0.15}{0.85} = 2\ 449.4 \text{ kg}$$

3.2 Balance del total del agua evaporada G_T .

De ec. 2.3

$$G_T = 13\ 880 - 2\ 449.4 = 11\ 430.6$$

3.3 Cantidad real de agua evaporada a la salida del primer efecto A.

De ec. 2.4

$$G_2 = 0.5 \times 11\ 430.6 = 5\ 715.3$$

3.4 Cantidad real de agua evaporada a la salida del segundo efecto B.

De ec. 2.5

$$G_3 = 0.3 \times 11\ 430.6 = 3\ 429.18$$

3.5 Cantidad real de agua evaporada a la salida del tercer efecto C.

De ec. 2.6

$$G_4 = 0.2 \times 11\ 430.6 = 2\ 286.12$$

4.0 RESULTADOS.

Solución final a la salida del tercer efecto: 2 449.4 kg/h.

Agua evaporada en:el:

Primer efecto 5 715.3 kg/h.

Segundo efecto 3 429.18 kg/h.

Tercer efecto 2 286.12 kg/h.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

Guillermo Campero Alatorre.

1950.

TEMA: "ESTUDIO COMPARATIVO SOBRE LOS SISTEMAS DE EVAPORACION".

PROBLEMA PROPUESTO.

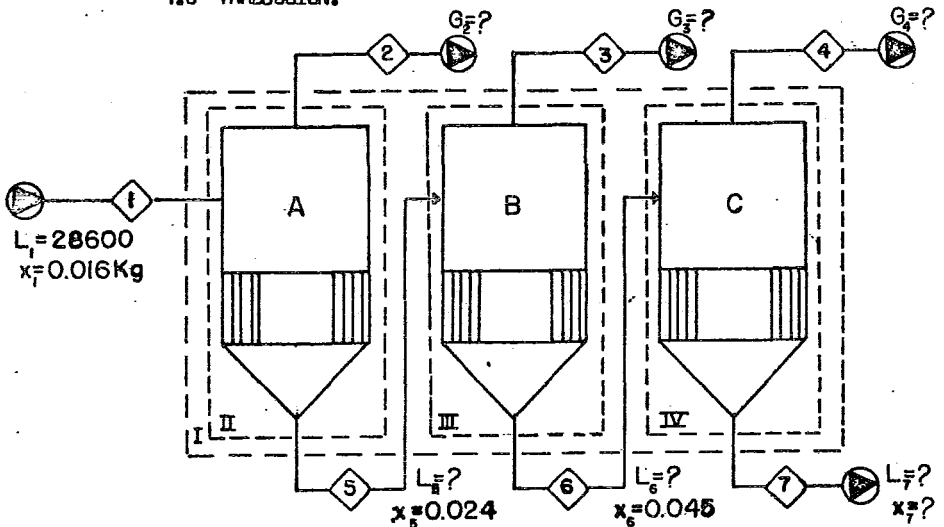
Se desea encontrar una solución de gliserina del 25%. Alimentándose 15 000 kg/h. a un evaporador de triple efecto. El primer efecto evapora 60% del agua total evaporada, el segundo evapora 25% y el tercero - evapora el 10%. Calcular:

- a) El agua evaporada en cada efecto.
- b) La concentración final a la salida del tercer efecto, si salen -
2 000 kg/h de solución.

PROBLEMA.

En una planta acabadora de telas de algodón se emplea sosa cáustica en el mercerizado de la tela. La concentración requerida de la solución de sosa para esta aplicación es de 22 a 25%. En la planta del proceso que nos ocupa se cuenta con un lote de solución al 1.64% y se tiene instalado un sistema de evaporación de 3 efectos. Al tratar la solución anterior en este equipo se encontraron los siguientes datos: la concentración a la salida del primer efecto es de 2.4%, a la salida del segundo efecto es de 4.5% a la del tercer efecto es de una concentración tal que el agua evaporada en este efecto es de 8 400 kg/h. Si la alimentación inicial es de 28 600 kg/h. Determinar si el equipo instalado nos da la concentración final requerida.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

La resolución de este problema es mediante un balance parcial para sólidos en cada uno de los efectos.

2.1 Balance en II para L_5 .

$$L_5 = L_1 \cdot \frac{x_1}{x_5}$$

2.2 Balance en II para G_2 .

$$G_2 = L_1 - L_5$$

2.3 Balance en III para L_6 .

$$L_6 = L_5 \frac{x_5}{x_6}$$

2.4 Balance en III para G_3 .

$$G_3 = L_5 - L_6$$

2.5 Balance en III para L_7 .

$$L_7 = L_6 - G_4$$

2.6 Balance en IV para x_7 .

$$x_7 = \frac{L_6}{L_7} x_6$$

3.0 CALCULOS

3.1 Balance para sólidos en la envolvente II.

$$L_5 = \frac{28\,600}{0.024} (0.0164) = 19\,543.33$$

3.2 Balance para el agua evaporada en II.

$$G_2 = 2\,600 - 19\,543.3 = 9\,056.67$$

3.3 Balance para sólidos en III.

$$L_6 = 19\,543.33 \frac{0.024}{0.045} = 10\,423.11$$

3.4 Balance para el agua evaporada en III.

$$G_3 = 19\,543.33 - 10\,423.11 = 9\,120.22$$

3.5 Balance para sólidos en IV.

$$L_7 = 10\,423.11 - 8\,400 = 2\,023.11$$

3.6 Balance para la concentración de sosa en IV.

$$x_7 = \frac{10\,423.11}{2\,023.11} (0.045) = 0.231$$

4.0 RESULTADOS.

Ya que la concentración final del proceso es 23.1% y las especificaciones requeridas estipulan que el equipo requiere entre 22 y - 25%, podemos concluir que tal concentración está dentro de las especificaciones.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

ENRIQUE ORUNSTEIN TENENBAUM.

1951.

TEMA: "PROYECTO DE UNA INSTALACION DE RECUPERACION Y CONCENTRACION DE SOSA CAUSTICA DEL MERCERIZADO EN UNA PLANTA DE TELAS DE ALGO - DON".

PROBLEMA PROPUESTO.

En una planta acabadora de telas de algodón se emplea sosa cáustica en el mercerizado de la tela. La concentración requerida de la solución de sosa para esta aplicación tiene un rango de 22 al 25%. En la planta de proceso que nos ocupa, se cuenta con un lote de solución al 1.5% y se tiene instalado un sistema de evaporación de tres efectos. Al tratar la solución anterior en este equipo se encuentran los siguientes datos:

La concentración a la salida del primer efecto es 2.6%.

La concentración a la salida del segundo efecto es 4.7%.

La del tercer efecto es tal que el agua evaporada en este efecto es de 8 500 kg/h.

Si la alimentación inicial es de 2 8000 kg. Determinar si el equipo -
instalado nos da la concentración final requerida.

PROBLEMA.

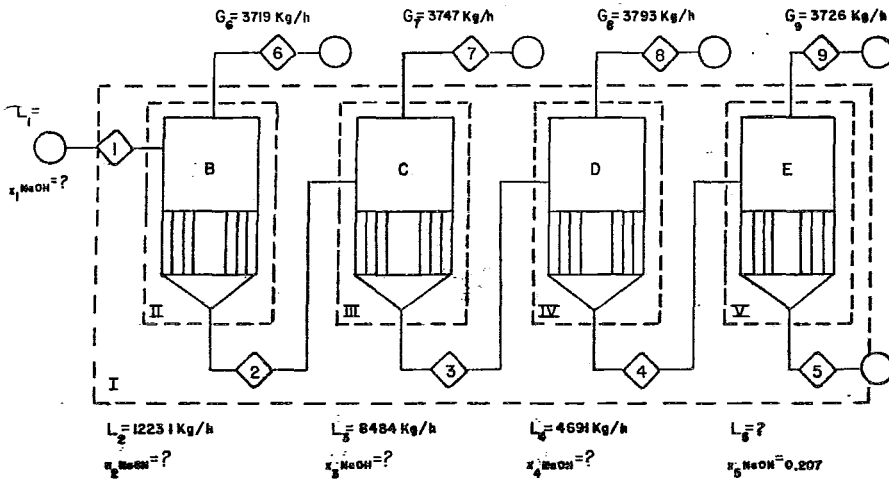
En el proceso de fabricación de hilos de algodón una de las partes más importantes es la de mercerizado, la cuál consiste en el estirado de la tela. Para que ésto tenga lugar es necesario bañar el hilo con una solución de sosa con el 20.7% de concentración. Para obtener ésta solución se cuenta con un sistema de evaporación de cuatro efectos. Las condiciones existentes durante una hora de proceso son las siguientes:

EFFECTO	ALIMENTACION	CONC. ALIMENT.	AGUA EVAPORADA
B			3 719 kg/h
C	12 231 kg/h		3 747 kg/h
D	8 484 kg/h		3 793 kg/h
E	4 691 kg/h	20.7	3 726 kg/h

En base a los datos anteriores calcular:

- a) Cantidad de solución final.
- b) Condiciones a la entrada del proceso.
- c) Concentración a la salida de los tres primeros efectos.
- d) La cantidad de sosa presente en el proceso.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para encontrar la cantidad de solución final concentrada, las condiciones a la entrada del proceso y la concentración a la salida de los tres primeros efectos se requiere hacer un balance total - y otro parcial para la sosa por envolvente.

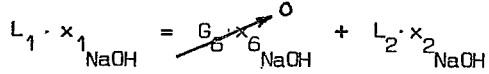
2.2 Balance total de materia en la envolvente I.

$$L_1 + G_6 + G_7 + G_8 + G_9 + L_5$$

2.3 Balance de materia en la envolvente II.

$$L_1 = G_6 + L_2$$

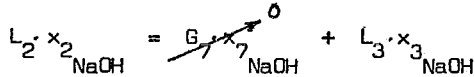
2.4 Balance parcial para la sosa en la envolvente II.



2.5 Balance de materia en la envolvente III.

$$L_2 = G_7 + L_3$$

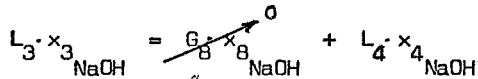
2.6 Balance parcial para la sosa en la envolvente III.



2.7 Balance de materia en la envolvente IV.

$$L_3 = G_8 + L_4$$

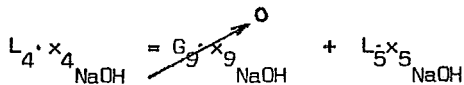
2.8 Balance parcial para la sosa en la envolvente IV.



2.9 Balance de materia en la envolvente V.

$$L_4 = G_9 + L_5$$

2.10 Balance parcial para la sosa en la envolvente V.



2.11 Gasto másico en 5.

De ec. 2.9

$$L_5 = L_4 - G_9$$

2.12 Concentración de sosa en I.

De ec. 2.4

$$x_{1 \text{ NaOH}} = \frac{L_2 \cdot x_{2 \text{ NaOH}}}{L_1}$$

2.13 Concentración de sosa en 2.

De ec. 2.6

$$x_{2 \text{ NaOH}} = \frac{L_3 \cdot x_{3 \text{ NaOH}}}{L_2}$$

2.14 Concentración de sosa en 3.

De ec. 2.8

$$x_{3 \text{ NaOH}} = \frac{L_4 \cdot x_{4 \text{ NaOH}}}{L_3}$$

2.15 Concentración de sosa en 4.

De ec. 2.10

$$x_{4 \text{ NaOH}} = \frac{L_5 \cdot x_{5 \text{ NaOH}}}{L_4}$$

2.16 Cantidad de sosa en el proceso.

$$L_{\text{NaOH}} = L_1 \cdot x_{1\text{NaOH}}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Cantidad de solución concentrada en 5.

De ec. 2.11

$$L_5 = 4\,691 - 3\,726 = 965 \text{ kg/h}$$

3.2 Concentración de NaOH a la salida del evaporador D.

De ec. 2.15

$$x_{4\text{NaOH}} = \frac{[965] [0.207]}{4\,691} = 0.0425$$

3.3 Concentración de NaOH a la salida del evaporador C.

De ec. 2.0

$$x_{3\text{NaOH}} = \frac{[4\,691] [0.0425]}{8\,484} = 0.0235$$

3.4 Concentración de NaOH a la salida del evaporador B.

De ec. 2.13

$$x_{2\text{NaOH}} = \frac{[8\,484] [0.0235]}{12\,231} = 0.0163$$

3.5 Gasto másico de alimentación.

De ec. 2.2

$$L_1 = 3\,719 + 3\,747 + 3\,793 + 3\,726 + 965 = 15\,950 \text{ kg/h}$$

3.6 Concentración de NaOH en la alimentación.

De ec. 2.12

$$x_{1, \text{NaOH}} = \frac{\{12\,231\} \{0.0163\}}{15\,950} = 0.0125$$

3.7 Cantidad de sosa en el proceso.

De ec. 2.16

$$L_{\text{NaOH}} = 15\,950 \times 0.0125 = 199.37 \text{ kg/h}$$

4.0 RESULTADOS.

- a) La cantidad de solución final es 965 kg/h.
- b) Condiciones a la entrada del proceso son 15 950 kg/h, con una concentración de sosa de 1.25%.
- c) La concentración a la salida de los evaporadores B, C y D son 1.63%, 2.35% y 4.25% respectivamente.
- d) La cantidad de sosa presente en el proceso es 199.37 kg/h.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

LUIS EVERAERT DUBERNARD.

1950.

TEMA: "ESTUDIO DE LA CONCENTRACION DE LEJIAS DE MERCERIZADO".

PROBLEMA PROPUESTO.

En un proceso de evaporación a cuádruple efecto se requiere concentrar una solución de sosa hasta un 4.25%, si la alimentación es de 15 950 kg/h y las concentraciones del primero, segundo y tercer efectos son 1.25%, 1.63% y 2.35% respectivamente. Calcular:

- a) Las alimentaciones en cada efecto.
- b) El agua evaporada a la salida de cada efecto.
- c) El gasto volumétrico de solución concentrada, si la densidad absoluta en el último efecto es de 1.2.

PROBLEMA

En un proceso de concentración de salmuera se procesaron en un sistema de 7 efectos, 312 000 kg/día de solución con una concentración del 6%.

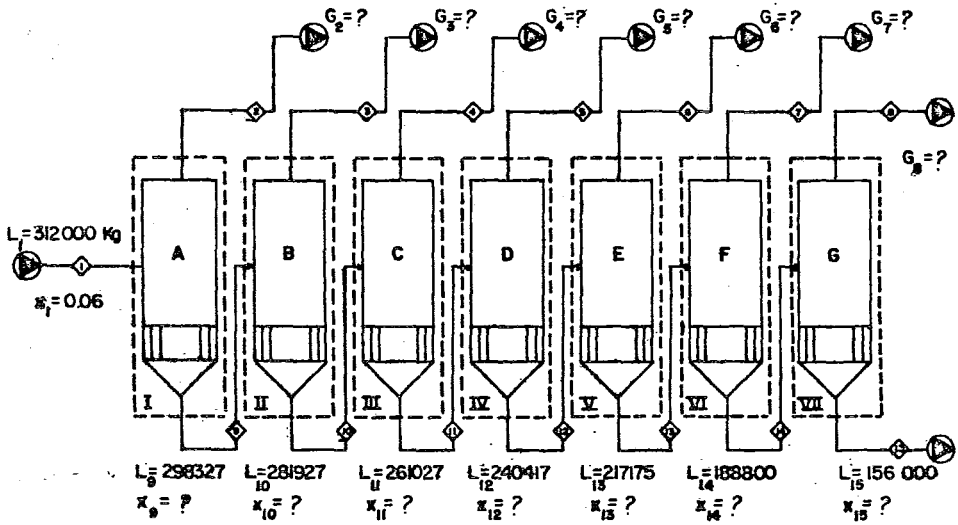
Las cantidades de solución a la salida de cada uno de los efectos, se enuncia en la siguiente tabla:

Efecto No.	Solución en Kg/día.
1	298 327
2	281 927
3	261 027
4	240 417
5	217 175
6	188 800
7	156 000

El vapor eliminado por cada uno de los efectos, se utilizará para diferentes etapas posteriores al proceso.

Calcular la cantidad de vapor eliminado en cada efecto así como la concentración de la solución a la salida de cada uno de ellos.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

Para la resolución de este problema, es necesario hacer balances parciales de sólidos y de agua evaporada para cada envolvente. Y un balance total si se quieren checar resultados.

2.1 Balance en la envolvente I de 2:

$$G_2 = L_1 - L_9$$

2.2 Balance en la envolvente I de 9:

$$x_9 = \frac{L_1}{L_9} x_1$$

2.3 Balance en la envolvente II de 3:

$$G_3 = L_9 - L_{10}$$

2.4 Balance en la envolvente II de 10:

$$x_{10} = \frac{L_9}{L_{10}} x_9$$

2.5 Balance en la envolvente III de 4:

$$G_4 = L_{10} - L_{11}$$

2.6 Balance en la envolvente III de 11:

$$x_{11} = \frac{L_{10}}{L_{11}} x_{10}$$

2.7 Balance en la envoltente IV de 5:

$$G_5 = L_{11} - L_{12}$$

2.8 Balance en la envoltente IV de 12:

$$x_{12} = \frac{L_{11}}{L_{12}} x_{11}$$

2.9 Balance en la envoltente V de 6:

$$G_6 = L_{12} - L_{13}$$

2.10 Balance en la envoltente V de 13:

$$x_{13} = \frac{L_{12}}{L_{13}} x_{12}$$

2.11 Balance en la envoltente VI de 7:

$$G_7 = L_{13} - L_{14}$$

2.12 Balance en la envoltente VI de 14:

$$x_{14} = \frac{L_{13}}{L_{14}} x_{13}$$

2.13 Balance en la envolvente VII de 8:

$$G_8 = L_{14} - L_{15}$$

2.14 Balance en la envolvente VII de 15:

$$x_{15} = \frac{L_{14}}{L_{15}} x_{14}$$

2.15 Balance total.

$$L_1 = G_2 + G_3 + G_4 + G_5 + G_6 + G_7 + G_8 + (L_9 + L_{10} + L_{11} + L_{12} + L_{13} + L_{14}) L_{15}$$

3.0 CALCULOS

3.1 Balance en la envolvente I para el agua evaporada.

$$G_2 = 312\ 000 - 298\ 327 = 13\ 673$$

3.2 Balance en la envolvente I para la concentración de salmuera.

$$x_9 = \frac{312\ 000}{298\ 327} (0.06) = 0.063$$

3.3 Balance en la envolvente II para el agua evaporada.

$$G_3 = 298\ 327 - 281\ 927 = 16\ 400$$

3.4 Balance en la envolvente II para la concentración de salmuera.

$$x_{10} = \frac{298\ 327}{281\ 927} (0.063) = 0.066$$

3.5 Balance en la envolvente III para el agua evaporada.

$$G_4 = 281\ 927 - 261\ 027 = 20\ 900$$

3.6 Balance en la envolvente III para la concentración de salmuera.

$$x_{11} = \frac{261\ 027}{240\ 417} (0.066) = 0.072$$

3.7 Balance en la envolvente IV para el agua evaporada.

$$G_5 = 261\ 027 - 240\ 417 = 20\ 610$$

3.8 Balance en la envolvente IV para la concentración de salmuera.

$$x_{12} = \frac{261\ 027}{240\ 417} (0.072) = 0.078$$

3.9 Balance en la envolvente V para el agua evaporada.

$$G_6 = 240\,417 - 217\,175 = 23\,242$$

3.10 Balance en la envolvente V para la concentración de la salmuera.

$$x_{13} = \frac{240\,417}{217\,175} (0.078) = 0.086$$

3.11 Balance en la envolvente VI para el agua evaporada.

$$G_7 = 217\,175 - 188\,800 = 28\,375$$

3.12 Balance en la envolvente VI para la concentración de la salmuera.

$$x_{14} = \frac{217\,175}{188\,800} (0.086) = 0.10$$

3.13 Balance en la envolvente VII para el agua evaporada.

$$G_8 = 188\,800 - 156\,000 = 32\,800$$

3.14 Balance en la envolvente VII para la concentración de la salmuera.

$$x_D = \frac{188\,800}{156\,000} (0.10) = 0.12$$

3.15 Balance total.

$$L_1 = 13\ 673 + 16\ 400 + 20\ 900 + 20\ 610 + 23\ 242 + 28\ 375 + 32\ 800 =$$

4.0 RESULTADOS.

	kg/día	Concentración
G_2	= 13 673	x_9 = 0.063
G_3	= 16 400	x_{10} = 0.066
G_4	= 20 900	x_{11} = 0.062
G_5	= 20 610	x_{12} = 0.078
G_6	= 23 242	x_{13} = 0.086
G_7	= 28 375	x_{14} = 0.100
G_8	= 32 800	x_{15} = 0.120

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

ABEL JAIME NAVARRO.

1955.

TEMA: "ESTUDIO DE UN EVAPORADOR DE MULTIPLÉ EFECTO PARA CONCEN -

TRAR UNA SALMUERA".

PROBLEMA PROPUESTO.

Un cierto proceso de concentración de salmuera, requiere de un sistema de 5 efectos, al cual se alimenten 300 000 kg/día de una solución de cloruro de sodio al 10%. Las cantidades de solución a la salida de cada efecto se enuncia en la siguiente tabla:

Efecto No.	Solución en Kg/día
1	250 000
2	280 000
3	260 000
4	240 000
5	210 000

El vapor eliminado por los efectos, se necesita para etapas posteriores al proceso.

Calcular la cantidad de vapor eliminado en cada efecto y la concentración del cloruro de sodio a la salida de cada uno de ellos.

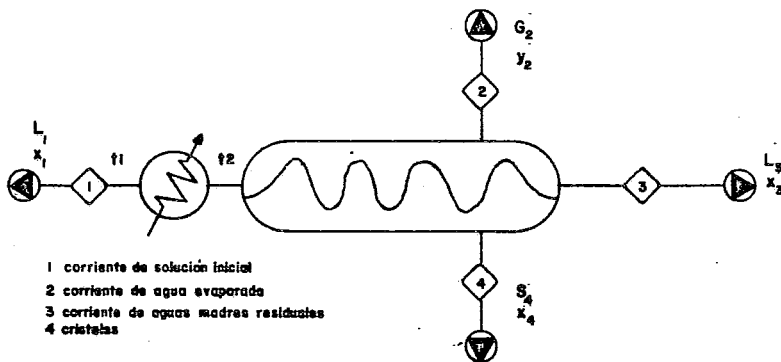
CRISTALIZACION.

La operación unitaria Cristalización tiene por objeto la purificación de sustancias en la industria química. El fenómeno de cristalización consiste en el tránsito de un cuerpo del estado líquido o gaseoso al sólido, afectando formas geométricas, es decir, formando cristales, para lo cual se requiere de un tanque de cristalización provisto de agitación, se aproxima al de un tanque ordinario con ó sin serpentines de enfriamiento y agitadores.

Cualquier sólido en contacto con su solución se disolverá si la solución no está saturada, o aumentará de tamaño a expensas de la misma si la solución es sobresaturada; en cualquier caso, el equilibrio está representado por la solubilidad del sólido en el disolvente. - En general la solubilidad depende principalmente de la temperatura y ligeramente del tamaño del material y la presión.

El caso más frecuente en ésta operación unitaria para hacer un balance de materia es el de "SEPARACION", en el cuál hay una corriente de entrada y dos o tres corrientes de salida.

Su representación diagramática en CRISTALIZACION es:



El balance de materia se efectúa de la siguiente forma:

Balance de materia total.

$$L_1 = L_2 = G_3 + S_4 + L_5$$

Balance parcial para el soluto.

$$L_2 \cdot x_{2s} = S_4 \cdot x_{4s} + L_5 \cdot x_{5s}$$

Balance parcial para el disolvente.

$$L_2 \cdot x_{2D} = G_3 \cdot y_{3D} + S_4 \cdot x_{4D} + L_5 \cdot x_{5D}$$

La concentración final del licor-madre x_{4s} puede tomarse como la -
leída de la curva de solubilidad.

El rendimiento de un proceso de cristalización puede, por tanto, -
calcularse de los datos de solubilidad, si la concentración y temp

ratura final son conocidas; si tiene lugar una evaporación apreciable durante el proceso deberá ser conocida o estimada.

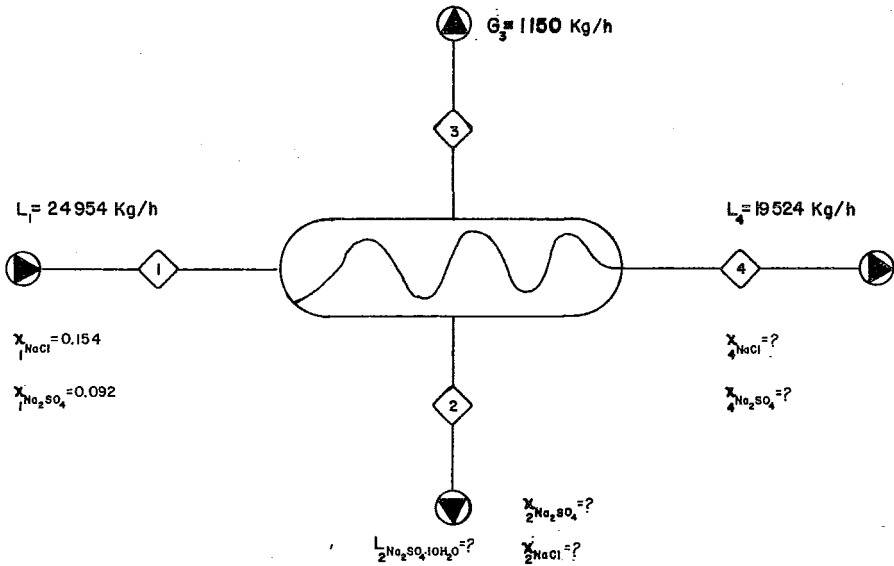
Los datos de solubilidad se dan generalmente como partes en peso - del material anhidro por cien partes en peso de disolvente total, ya sea que la cosecha contenga o no agua de cristalización.

PROBLEMA.

Para desulfatar una salmuera se tiene un cristalizador en el cuál se alimentan 24 954 kg/h con una concentración de 15.4% para el NaCl y 9.2% para el Na_2SO_4 . Si se evaporan 1 150 kg/h y las aguas madres son de 19 524 kg. Calcular:

- El gasto másico que se produce de sulfato de sodio decahidro.
- La concentración de Na_2SO_4 y NaCl en las aguas madres.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

- a) Para calcular la cantidad de cristales producidos y su concentración se hace un balance total de materia y un balance parcial para el Na_2SO_4 .
- b) Para calcular la concentración de Na_2SO_4 en las aguas madres, relacionamos los pesos moleculares entre la cantidad de sulfato de sodio alimentado y la cantidad de sulfato de sodio decahidro en las aguas madres.

2.2 Balance de materia total.

$$L_1 = L_2 + G_3 + L_4$$

2.3 Balance parcial para el Na_2SO_4 .

$$L_1 \cdot x_1 \text{Na}_2\text{SO}_4 = L_2 \cdot x_2 \text{Na}_2\text{SO}_4 + \cancel{G_3 \cdot x_3 \text{Na}_2\text{SO}_4} + L_4 \cdot x_4 \text{Na}_2\text{SO}_4$$

2.4 Balance parcial para el NaCl.

$$L_1 \cdot x_1 \text{NaCl} = L_2 \cdot x_2 \text{NaCl} + \cancel{G_3 \cdot x_3 \text{NaCl}} + L_4 \cdot x_4 \text{NaCl}$$

2.5 Concentración de Na_2SO_4 en 2.

$$x_2_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = \frac{PM_{\text{Na}_2\text{SO}_4}}{PM_{\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}}}$$

2.6 Concentración de Na_2SO_4 en 4.

De ec. 2.3

$$x_4_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = \frac{L_1 \cdot x_1_{\text{Na}_2\text{SO}_4} - L_2 \cdot x_2_{\text{Na}_2\text{SO}_4}}{L_4}$$

2.7 Concentración de NaCl en 4.

De ec. 2.4

$$x_4_{\text{NaCl}} = \frac{L_1 \cdot x_1_{\text{NaCl}} - L_2 \cdot x_2_{\text{NaCl}}}{L_4}$$

2.8 Concentración del NaCl en 2.

$$x_2_{\text{NaCl}} = \frac{L_1 \cdot x_1_{\text{NaCl}} - L_2 \cdot x_2_{\text{NaCl}}}{L_4}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Gasto másico de $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$.

De ec. 2.2

$$L_2 = 24\,954 - 1\,150 - 19\,524 = 4\,280 \text{ kg/h.}$$

3.2 Concentración de Na_2SO_4 en los cristales de $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$.

$$PM_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 142$$

$$PM_{\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}} = 322$$

De ec. 2.5

$$x_2_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = \frac{142}{322} = 0.44$$

3.3 Concentración de Na_2SO_4 en las aguas madres.

De ec. 2.6

$$x_4_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = \frac{[24\,954 \times 0.092] - [4\,280 \times 0.44]}{19\,524} = 0.02113$$

3.4 Concentración de NaCl en las aguas madres.

$$x_4_{\text{NaCl}} = \frac{[24\,954 \times 0.154] - [4\,280 \times 0.44]}{19\,524} = 0.10037$$

4.0 RESULTADOS.

- a) El gasto másico de cristales producidos es de 4 280 kg/h y su concentración para el Na_2SO_4 es del 44% y para el NaCl de 7.88%.
- b) La concentración en las aguas madres es de 2.11% para el Na_2SO_4 y para el NaCl de 10.03%.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

JAIWE LOMELIN GUILLEN.

1958.

TEMA: "ESTUDIO DE LA EVAPORACION Y CRISTALIZACION DE SALMUERAS - CON CLORURO Y SULFATO DE SODIO".

PROBLEMA PROPUESTO.

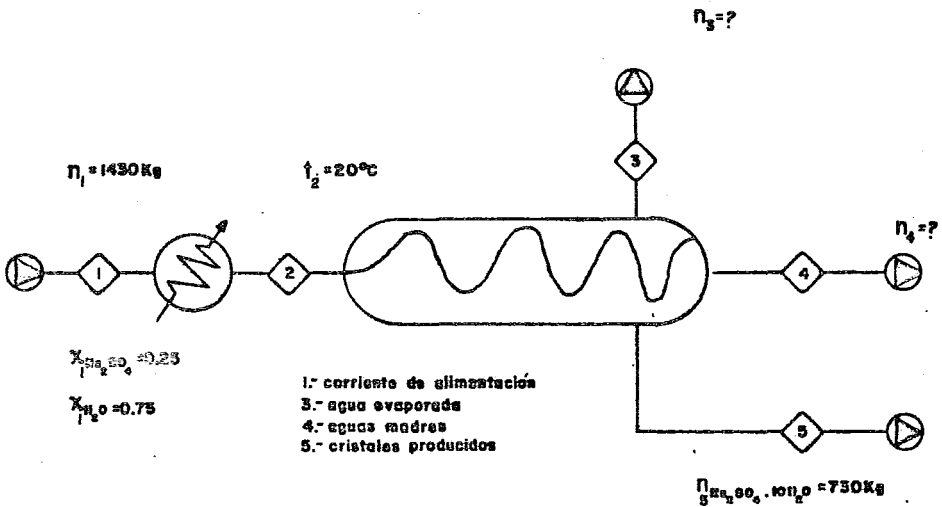
En un proceso de cristalización se quiere desulfatar una salmuera, en el cuál las aguas madres son 19 524 kg/h con una concentración para el NaCl de 10.03% y para el Na_2SO_4 de 2.11%. Si la cantidad de cristales obtenidos es de 4 280 kg/h. Calcular:

- a) El gasto en masa y la concentración de Na_2SO_4 y NaCl que se deben alimentar.
- b) El rendimiento que se obtiene para el Na_2SO_4 en el cristaliza - dor.

PROBLEMA.

Se tiene una solución consistente en el 25% de Na_2SO_4 y 75% de agua. Se enfría hasta 20°C . Si se alimentan 1430 kg de solución y se obtienen 730 kg de cristales de $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$. ¿Cuántos kilogramos se evaporan?

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para calcular los kilogramos que se evaporan se hace un balance total de materia y un balance parcial, se resuelve éste sistema de ecuaciones y se despeja la incógnita deseada. Para saber la concentración de Na_2SO_4 en las aguas madres se utiliza el diagrama que nos relaciona concentración Vs temperatura.

2.2 Balance de materia total.

$$m_1 = m_2 = m_3 + m_4 + m_5$$

2.3 Balance parcial para el Na_2SO_4 .

$$m_2 \cdot x_2 \text{NaSO}_4 = m_4 \cdot x_4 \text{Na}_2\text{SO}_4 + m_5 \cdot x_5 \text{Na}_2\text{SO}_4$$

2.4 Cantidad de agua evaporada en la corriente 3.

Despejando m_4 de la ec. 2.2 y sustituyendo éste valor en la ecuación 2.3 se tiene:

$$m_2 \cdot x_2 \text{Na}_2\text{SO}_4 = (m_2 - m_3 - m_5) \cdot x_4 \text{Na}_2\text{SO}_4 + m_5 \cdot x_5 \text{Na}_2\text{SO}_4$$

$$m_3 = \frac{m_5(x_{5, \text{Na}_2\text{SO}_4} - x_{4, \text{Na}_2\text{SO}_4}) - m_2(x_{2, \text{Na}_2\text{SO}_4} - x_{4, \text{Na}_2\text{SO}_4})}{x_{4, \text{Na}_2\text{SO}_4}}$$

2.5 Concentración del Na_2SO_4 en la corriente 4.

En la gráfica de concentración Vs temperatura, se localiza la temperatura a la cuál se enfría la solución y se obtiene la concentración correspondiente.

2.6 Cantidad de agua en la corriente 2.

$$m_{2, \text{H}_2\text{O}} = (m_2)(x_{2, \text{H}_2\text{O}})$$

2.7 Cantidad de Na_2SO_4 en la corriente 2.

$$m_{2, \text{Na}_2\text{SO}_4} = (m_2)(x_{2, \text{Na}_2\text{SO}_4})$$

2.8 Cantidad de Na_2SO_4 en la corriente 4.

$$m_{4, \text{Na}_2\text{SO}_4} = (C_{4, \text{Na}_2\text{SO}_4})(m_{2, \text{H}_2\text{O}})$$

2.9 Fracción de Na_2SO_4 en la corriente 4.

$$x_4 \text{Na}_2\text{SO}_4 = \frac{m_4 \text{Na}_2\text{SO}_4}{m_2 \text{Na}_2\text{SO}_4}$$

2.10 Fracción de Na_2SO_4 en la corriente 5.

$$x_5 \text{Na}_2\text{SO}_4 = \frac{\text{PM}_{\text{Na}_2\text{SO}_4}}{\text{PM}_{\text{Na}_2\text{SO}_4} + 10 \text{H}_2\text{O}}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Cantidad de agua en la alimentación.

De ec. 2.6

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = (1\,430 \text{ kg})(0.75) = 1\,072.5 \text{ kg}$$

3.2 Cantidad de Na_2SO_4 en la alimentación.

De ec. 2.7

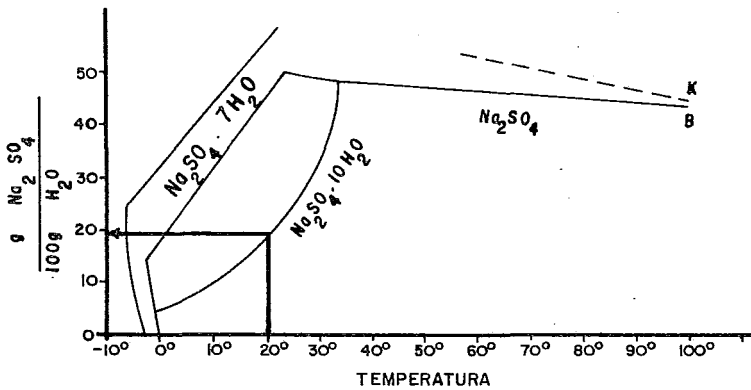
$$m_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = (1\,430 \text{ kg})(0.25) = 357.5 \text{ kg}$$

3.3 Concentración de Na_2SO_4 en las aguas madres.

De ec. 2.5

De la gráfica de concentración Vs temperatura se localiza que

a 20°C se tiene una concentración de:



$$C_4_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = \frac{19 \text{ g } \text{Na}_2\text{SO}_4}{100 \text{ g } \text{H}_2\text{O}}$$

3.4 Peso del Na_2SO_4 en las aguas madres.

$$m_4_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = \left(\frac{19 \text{ g } \text{Na}_2\text{SO}_4}{100 \text{ g } \text{H}_2\text{O}} \right) (1.072500 \text{ g } \text{H}_2\text{O}) = 203.775 \text{ kg } \text{Na}_2\text{SO}_4$$

3.5 Fracción de Na_2SO_4 en las aguas madres.

De ec. 2.9

$$x_4 \text{Na}_2\text{SO}_4 = \frac{203,775}{357,5} = 0,57$$

3.6 Fracción de Na_2SO_4 en la corriente 5.

De ec. 2.10

$$x_5 \text{Na}_2\text{SO}_4 = \frac{119}{299} = 0,3979$$

3.7 Agua evaporada.

De ec. 2.4

$$m_3 = \frac{(730)(0,3979 - 0,57) - (1\,430)(0,25 - 0,57)}{0,57}$$

$$m_3 = 582,4 \text{ kg}$$

4.0 RESULTADOS.

Se evaporan durante el proceso de cristalización 582.4 kg.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

SALOMON BENDESKY L.

1946.

TEMA: "PURIFICACION Y CRISTALIZACION DE SULFATO DE SODIO CRUDO".

PROBLEMA PROPUESTO.

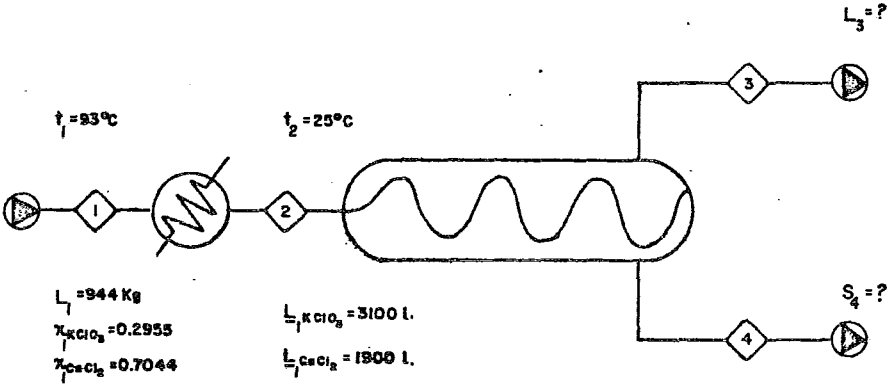
Una solución consistente en el 30% de Na_2SO_4 y 70% de agua se enfría hasta 25°C obteniéndose cristales de $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$. Durante el enfriamiento el 15% del agua total del sistema se evapora.

¿Cuántos kilogramos de cristal se obtienen si se tienen 1 428.75 kg de mezcla inicial?.

PROBLEMA.

Se tienen 944 kg de una solución que contiene 29.55% de KClO_3 y 70.44% de CaCl_2 en peso, están a 93°C . Si la solución se enfría hasta 25°C ¿cuánto KClO_3 precipita si se tienen 3 100 l. de solución de KClO_3 y 1 900 l. de CaCl_2 .

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para saber la cantidad de KClO_3 que precipita, se hace un balance total de materia, un balance parcial de materia para el

KClO_3 y se calculan las fracciones peso de los componentes utilizando el diagrama de equilibrio y datos del problema.

2.2 Balance de materia total.

$$L_1 = L_2 = L_3 + S_4$$

2.3 Balance parcial para el KClO_3 .

$$L_1 \cdot x_{1\text{KClO}_3} = L_3 \cdot x_{3\text{KClO}_3} + S_4 \cdot x_{4\text{KClO}_3}$$

2.4 Cristales obtenidos en la corriente 4.

Despejando S_4 de ec. 2.2 y sustituyendo éste valor en ec. 2.3 se tiene:

$$L_1 \cdot x_{1\text{KClO}_3} = (L_1 - S_4) \cdot x_{3\text{KClO}_3} + S_4 \cdot x_{4\text{KClO}_3}$$

$$S_4 = L_1 \left(\frac{x_{1\text{KClO}_3} - x_{3\text{KClO}_3}}{x_{4\text{KClO}_3} - x_{3\text{KClO}_3}} \right)$$

2.5 Peso de la solución final en la corriente 3.

De ec. 2.2

$$L_3 = L_1 - S_4$$

2.6 Concentración de KClO_3 en la corriente 3.

Del diagrama de equilibrio se fija el punto A correspondiente a la solución inicial, el proceso indica un movimiento desde A hasta B, de ahí se traza una línea recta hasta la curva de equilibrio en donde a esa temperatura se lee la concentración correspondiente.

2.7 Fracción peso del KClO_3 en la corriente 3.

$$x_3_{\text{KClO}_3} = \frac{L_3_{\text{KClO}_3}}{L_1_{\text{KClO}_3}}$$

2.8 Peso de KClO_3 en la corriente 3.

$$L_3_{\text{KClO}_3} = C_3_{\text{KClO}_3} \cdot V_{\text{KClO}_3}$$

2.9 Peso de KClO_3 en la alimentación.

$$L_1_{\text{KClO}_3} = L_1 \cdot x_1_{\text{KClO}_3}$$

3.0 CALCULOS.

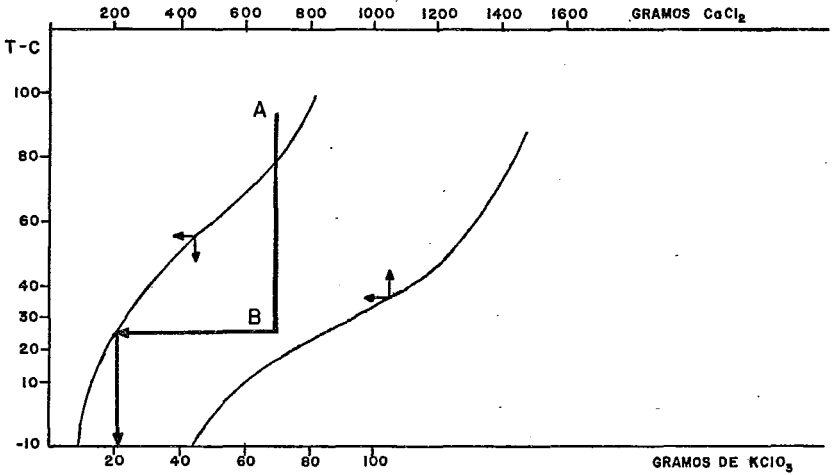
3.1 Peso de KClO_3 en la alimentación:

De ec. 2.9

$$L_1 \text{KClO}_3 = (944 \text{ kg})(0.944) = 279 \text{ kg}$$

3.2 Concentración de KClO_3 en la corriente 3.

Se sigue el paso 2.6 y se observa en la gráfica que al enfriarse la solución de 93°C a 25°C ^{→ corresponde} una concentración para el KClO_3 de:



CURVAS DE SOLUBILIDAD DEL SISTEMA CaCl_2 - KClO_3

$$C_3 \text{KClO}_3 = 21 \text{ g/l}$$

3.3 Peso de KClO_3 en la corriente 3.

De ec. 2.8

$$L_3 = \frac{219}{1} \cdot 300 \text{ l.} = 65.1 \text{ kg}$$

3.4 Fracción peso de KClO_3 en la corriente 3.

De ec. 2.7

$$x_3 = \frac{65.1}{279} = 0.2333$$

3.5 Cristales obtenidos en la corriente 4.

De ec. 2.4

$$S_4 = 944 \cdot \frac{(0.2865 - 0.2333)}{(1.000 - 0.2333)} = 76.58 \text{ kg}$$

3.6 Peso de la solución final en la corriente 3.

De ec. 2.5

$$L_3 = 944 - 76.58 = 867.42 \text{ kg}$$

4.0 RESULTADOS.

Se precipitan 76.58 kg en el proceso de cristalización y se tiene una solución final de 867.42 kg.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

ANGEL ZENTENO ROCHA.

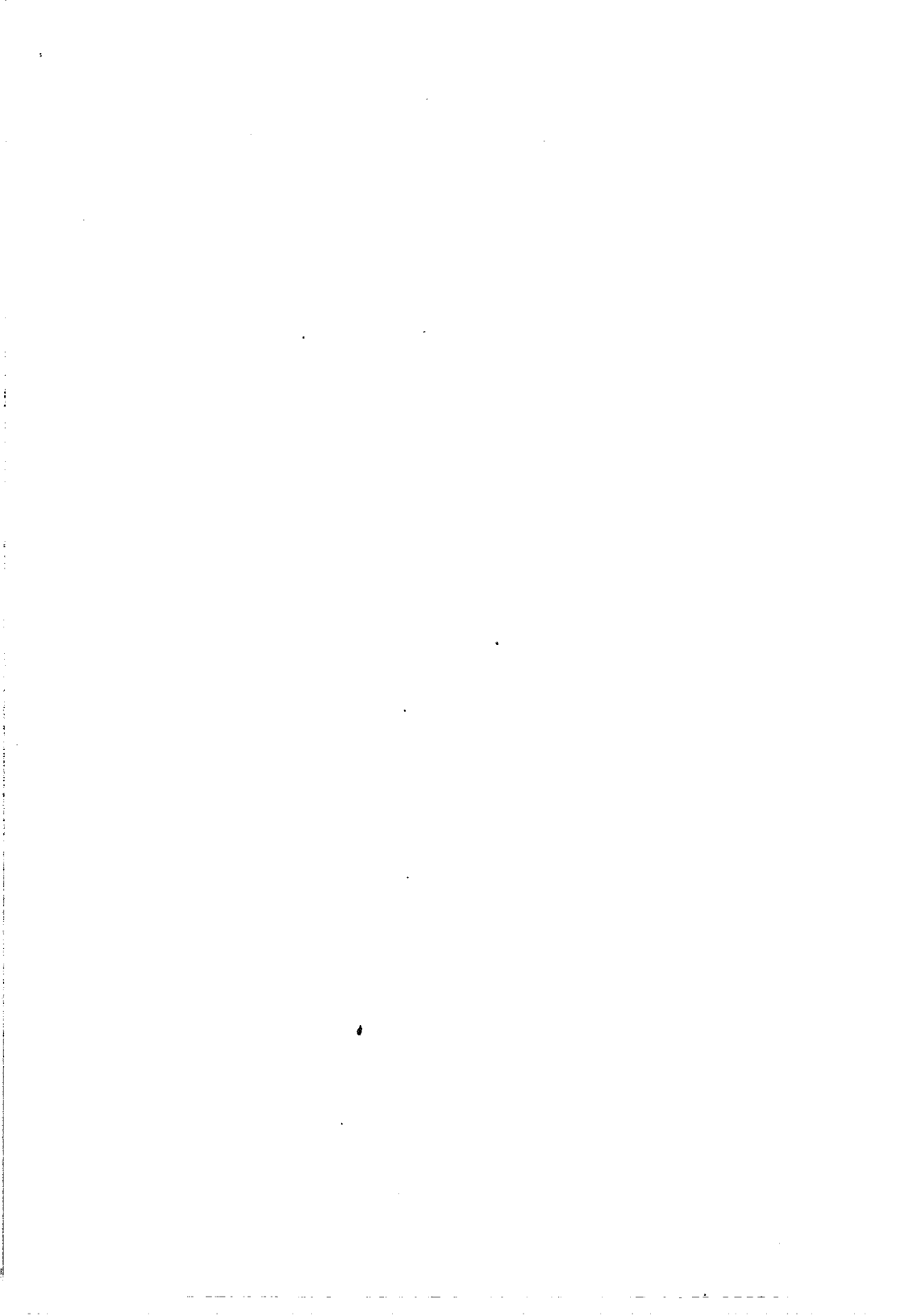
1955.

TEMA: "CALCULO DE UNA PLANTA DE REFRIGERACION PARA CRISTALIZAR -
CLORATO DE POTASIO".

PROBLEMA PROPUESTO.

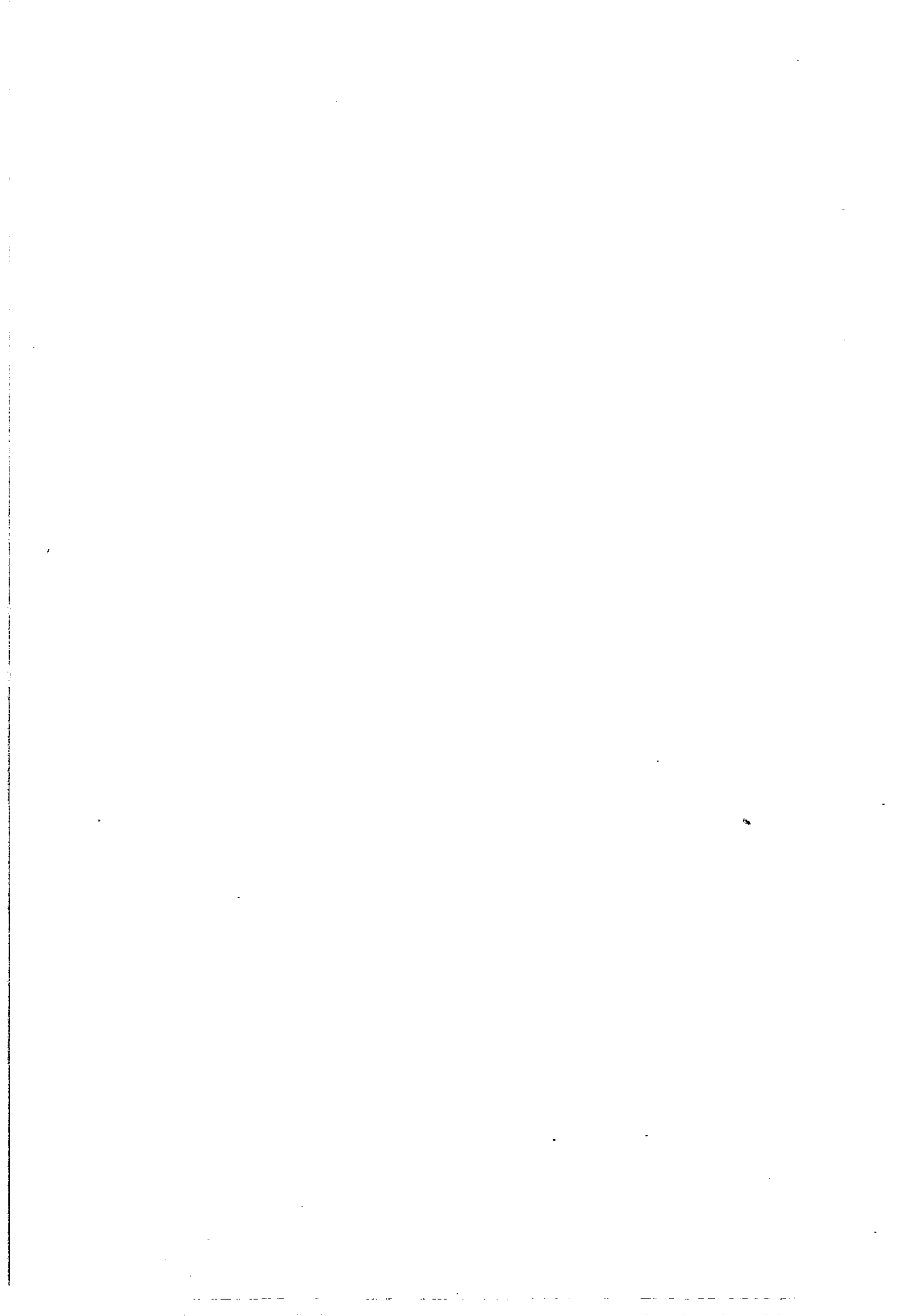
Una solución contiene 29.55% de $KClO_3$ y 70.44% de $CaCl_2$ en peso.-

Si la solución se enfría de $100^{\circ}C$ a $40^{\circ}C$, cuánto $KClO_3$ precipita
y cuál será la alimentación si se obtienen 900 kg de solución fi-
nal.



CAPITULO VI

ABSORCION



ABSORCION.

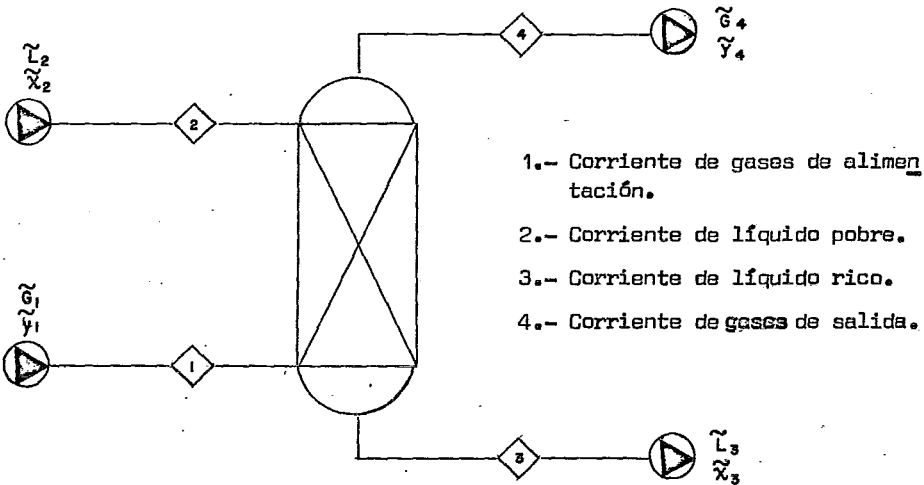
La operación unitaria Absorción, tiene por objeto la separación de uno o más componentes de una mezcla gaseosa por medio de un líquido en el que son solubles.]

El mecanismo del paso de un componente de una fase a otra comprende las relaciones de equilibrio, ya que mediante su conocimiento se puede calcular el límite del proceso en condiciones determinadas y la velocidad de operación nos indicará el tiempo en que ésta se efectúa, determinando ambos datos se llegará al conocimiento completo de la operación y se podrá diseñar el equipo.

El equipo utilizado son torres de platos, las cuales son cilindros verticales en los cuales el líquido y el gas se ponen en contacto por etapas usando platos y las torres empacada las cuales se usan para contacto continuo a contracorriente del líquido y gas, con columnas verticales las cuales han sido llenadas con empaque; el líquido se distribuye en el empaque y desciende a través de él, exponiendo una gran superficie de contacto al gas.

I.- El caso más frecuente en ésta operación unitaria para hacer un balance de materia es el de "CONTACTO A CONTRACORRIENTE", en el cual hay dos corrientes de entrada y dos corriente de salida.

Su representación diagramática es absorción es:



- 1.- Corriente de gases de alimentación.
- 2.- Corriente de líquido pobre.
- 3.- Corriente de líquido rico.
- 4.- Corriente de gases de salida.

Balace de materia total

$$\tilde{G}_1 + \tilde{L}_2 = \tilde{L}_3 + \tilde{G}_4 \dots \dots \dots (1)$$

Balace parcial de materia

$$\tilde{G}_1 y_1 + \tilde{L}_2 x_2 = \tilde{L}_3 x_3 + \tilde{G}_4 y_4 \dots \dots \dots (2)$$

Las moles totales \tilde{L}_2 y \tilde{L}_3 , \tilde{G}_1 y \tilde{G}_4 no son constantes, ya que cambian al pasar por la torre al transferirse material de una fase a otra.

En la operación de absorción generalmente se hacen los balances de materia en función del componente que no cambia (inerte) al pasar por el equipo.

G_{1s} son los kgmol de gas libre de soluto que entran a la torre por hora. Esta corriente es constante durante el paso por la torre y por lo tanto: $G_{1s} = G_{4s}$

Por lo que:

$$\tilde{G}_s = \tilde{G}_{1s} (1 - \tilde{y}_{1A}) = \tilde{G}_4 (1 - \tilde{y}_{4A}) \dots \dots \dots (3)$$

Donde A: soluto que se absorbe.

Balance parcial para el soluto A

Sust. en ec. (2).

$$\frac{\tilde{G}_s}{(1 - \tilde{y}_{1A})} (\tilde{y}_{1A}) + \frac{\tilde{L}_s}{(1 - \tilde{x}_{2A})} (\tilde{x}_{2A}) + \frac{\tilde{L}_s}{(1 - \tilde{x}_{3A})} (\tilde{x}_{3A}) + \dots \dots \dots - \frac{\tilde{G}_s}{(1 - \tilde{y}_{4A})} (\tilde{y}_{4A}) \dots \dots \dots (4)$$

Arreglando y suprimiendo el subíndice:

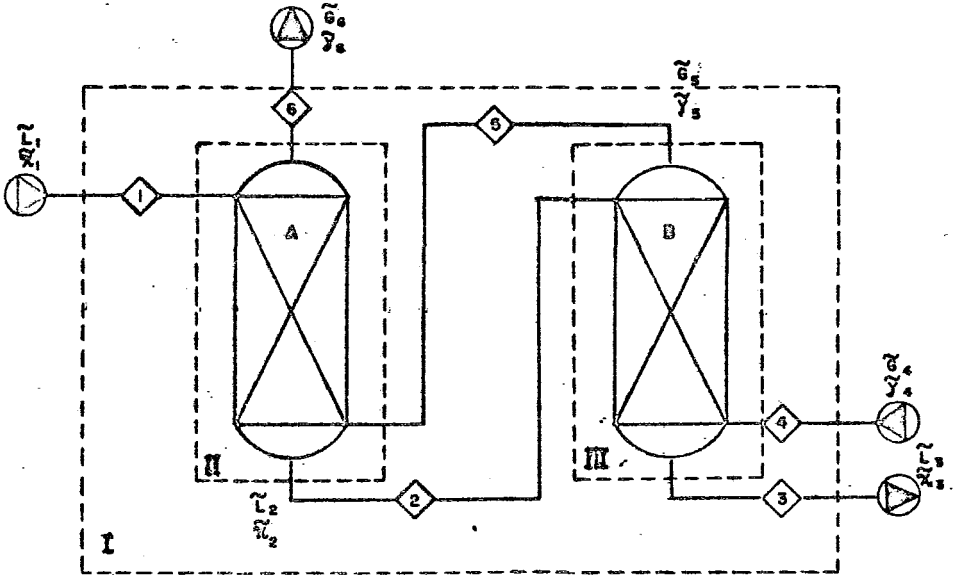
$$\tilde{G}_s \left[\frac{\tilde{y}_1}{1 - \tilde{y}_1} - \frac{\tilde{y}_4}{1 - \tilde{y}_4} \right] = \tilde{L}_s \left[\frac{\tilde{x}_2}{1 - \tilde{x}_2} - \frac{\tilde{x}_3}{1 - \tilde{x}_3} \right] \dots (5)$$

$$\tilde{G}_s [\tilde{Y}_1 - \tilde{Y}_4] = L_s [\tilde{X}_2 - \tilde{X}_3] \dots \dots \dots (6)$$

donde $\tilde{Y}_1 = \frac{\tilde{y}_1}{1 - \tilde{y}_1} = \frac{\text{Kg mol de A}}{\text{Kg mol de gas libre de A.}} \dots \dots \dots (7)$

II.- En algunos procesos industriales de absorción se requiere más de una unidad con el objeto de aumentar el rendimiento de la operación.

Su representación diagramática para el caso de un doble efecto es:



Para hacer el balance de materia total y parcial se procede a tratarlas como unidades separadas mediante envolventes.

Balance de materia total en la envolvente I.

$$\tilde{L}_1 + \tilde{G}_4 = \tilde{L}_3 + \tilde{G}_6$$

Balance de materia parcial en función de relaciones mol

$$\tilde{L}_s \tilde{X}_1 + \tilde{G}_s \tilde{Y}_4 = \tilde{L}_s \tilde{X}_3 + \tilde{G}_s \tilde{Y}_6$$

Balance de materia total en la envolvente II

$$\tilde{L}_1 + \tilde{G}_5 + \tilde{L}_2 + \tilde{G}_6$$

Balance de materia parcial en función de relaciones mol

$$\tilde{L}_s \tilde{X}_1 + \tilde{G}_s \tilde{Y}_5 + \tilde{L}_s \tilde{X}_2 + \tilde{G}_s \tilde{X}_6$$

Balance de materia en la envolvente III

$$\tilde{L}_2 + \tilde{G}_4 = \tilde{L}_3 + \tilde{G}_5$$

Balance de materia parcial en función de relaciones mol

$$\tilde{L}_s \tilde{X}_2 + \tilde{G}_s \tilde{Y}_4 = \tilde{L}_s \tilde{X}_3 + \tilde{G}_s \tilde{Y}_5$$

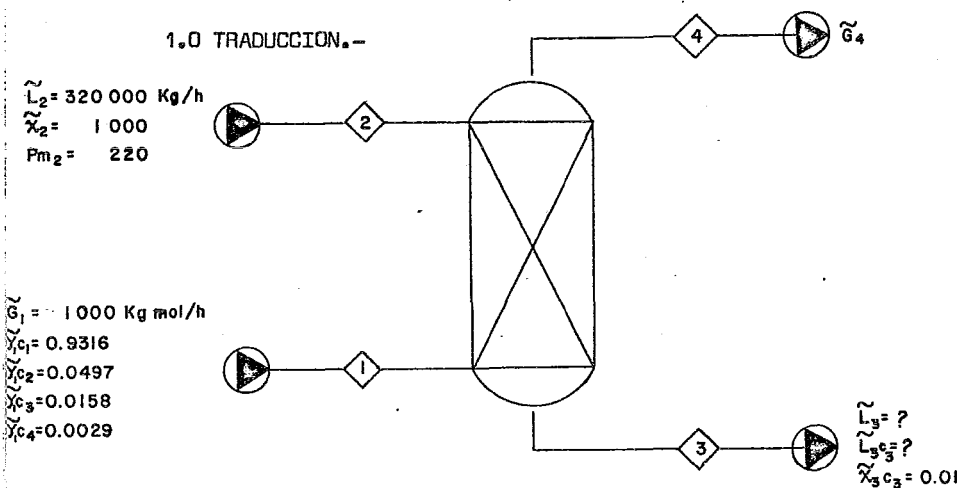
PROBLEMA

En la planta de absorción de Ciudad Pemex Tab. se desea obtener propano de una mezcla de hidrocarburos cuya composición en volumen para el metano es de 93.16%, etano 4.97%, propano 1.58% y butano 0.29%. Se utiliza como agente absorbente aceite cuyo peso molecular es 220.

Si se alimentan a la torre de absorción 1000 kg mol/h de gas y se obtiene propano con una fracción mol de 0.01 en la corriente de salida. Calcular:

- La cantidad de solución líquida a la salida.
- La cantidad de propano absorbido, si se utilizan 320 000 kg/h de aceite como absorbente para ocupar el 90% del propano contenido en la mezcla gaseosa.

1.0 TRADUCCION.-



2.0 PLANTEAMIENTO.-

2.1 DISCUSION.-

- a) Para saber la cantidad de solución líquida a la salida, -- se requiere hacer un balance de propano en función de las relaciones mol.
- b) Para saber la cantidad de propano absorbido debe tomarse en cuenta su concentración en la corriente de salida.

2.2 Relaciones mol.

$$\tilde{y}_1 = \frac{\tilde{y}_1}{1 - \tilde{y}_1} \quad \tilde{x}_3 = \frac{\tilde{x}_3}{1 - \tilde{x}_3}$$

2.3 Balance de propano

$$\tilde{G}_s (\tilde{y}_1 - \tilde{y}_4) = \tilde{L}_s (\tilde{x}_3 - \tilde{x}_2)$$

2.4 Cantidad de solución líquida a la salida.

$$\tilde{L}_s + \tilde{G}_s \frac{\tilde{y}_1 - \tilde{y}_4}{\tilde{x}_3 - \tilde{x}_2}$$

2.5 Cantidad de propano absorbido.

$$\tilde{L}_3 c_3 = (\tilde{L}_s)(\tilde{x}_3 c_3) (PMc_3)$$

3.0 CALCULOS

3.1 Relaciones mol para propano.

De ec. 2.2

$$\tilde{Y}_{1c_3} = \frac{0.0158}{1 - 0.0158} = 0.01605 \frac{\text{kg mol } c_3}{\text{Kg mol demás componentes.}}$$

$$\tilde{Y}_{4c_3} + (0.1)(0.01605) = 0.001605 \frac{\text{kg mol } c_3}{\text{Kg mol demás componentes.}}$$

$$\tilde{X}_{2c_3} = 0 \text{ aceite puro}$$

$$\tilde{X}_{3c_3} = \frac{0.01}{1 - 0.01} = 0.0101 \frac{\text{Kg mol } c_3}{\text{Kg mol aceite}}$$

3.2 Cantidad de solución líquida a la salida

De ec. 2.4

$$\tilde{L}_s = 1000 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}} \left(\frac{0.01605 - 0.001605}{0.0101 - 0} \right) = 1430.2 \frac{\text{Kg mol}}{\text{h}}$$

3.3 Cantidad e propano absorbido

De ec. 2.5

$$\tilde{L}_{3c_3} = \frac{(1430.2 \text{ kg mol})}{\text{h}} \left(\frac{.44 \text{ Kg}}{\text{Kg mol}} \right) (0.01)$$

$$\tilde{L}_{3c_3} = 629.28 \text{ Kg/h}$$

4.0 RESULTADOS

- a) Se obtienen 1430.2 Kg mol/h de solución líquida a la sa
lida.
- b) Se absorben 639.28 Kg/h de propano.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

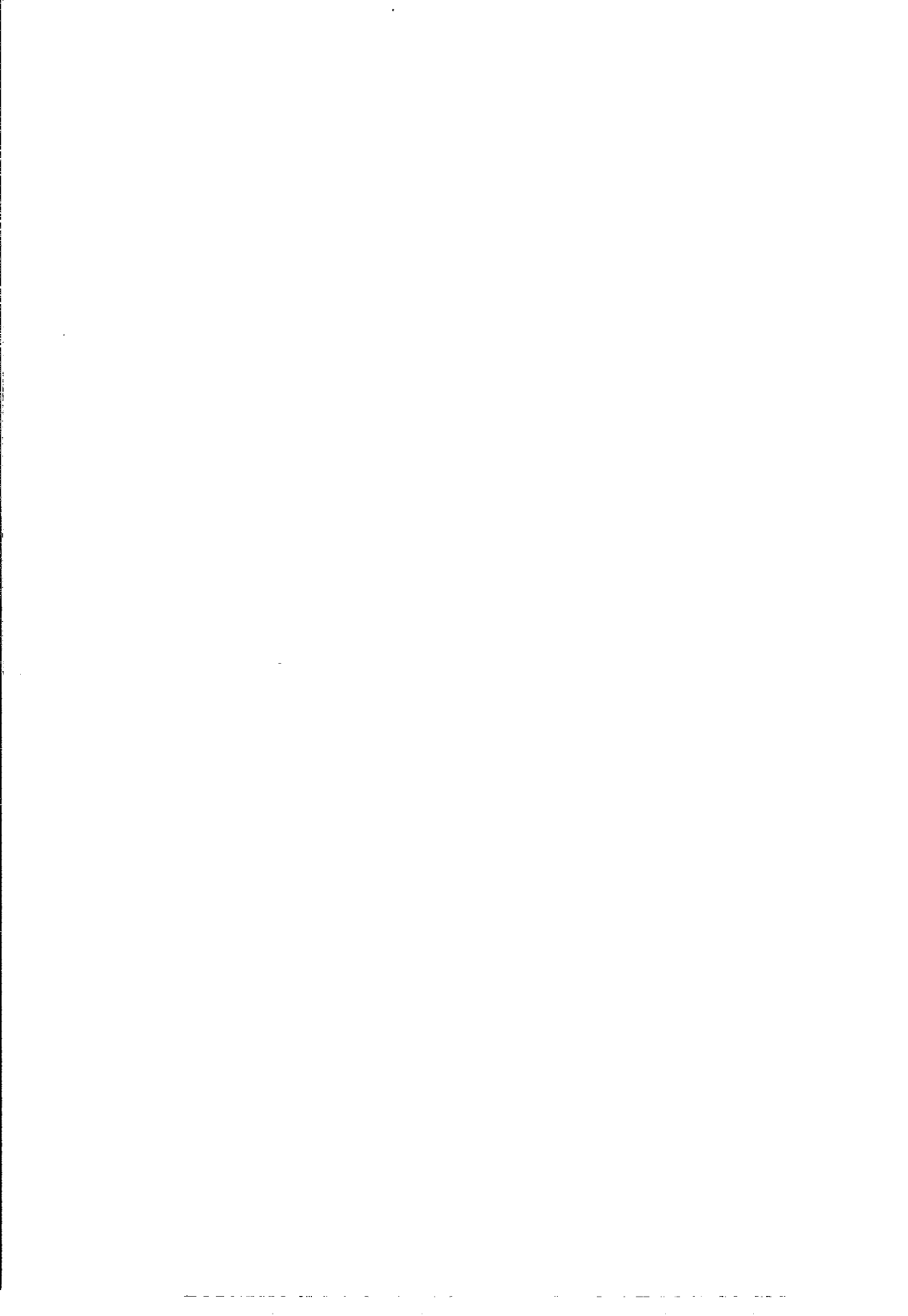
RAFAEL SUAREZ ALCALA.

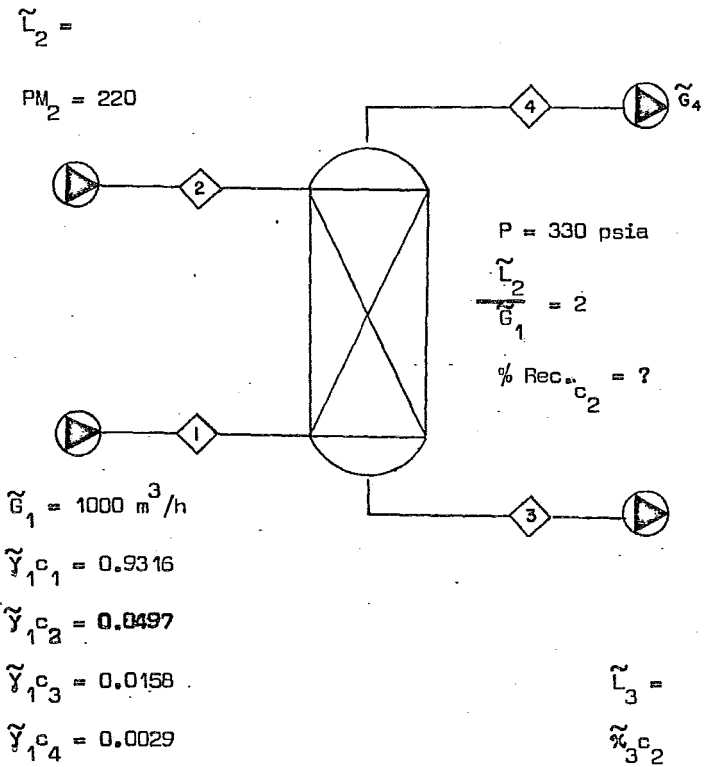
1959

TEMA: "ESTUDIO DEL PROYECTO DE INYECCION DEL PROPANO PRODUCIDO
EN LA PLANTA DE ABSORCION DE CIUDAD PEMEX, TAB., A LOS
POZOS DE LA REGION.

PROBLEMA PROPUESTO

En la planta de absorción de Ciudad Pemex Tab., se desea obtener etano de una mezcla de hidrocarburos cuya composición en volumen para el meta o es de 93.16%, etano 4.97%, propano 1.58% y butano 0.29%; se utiliza como absorbente aceite cuyo peso molecular es 220, el cuál absorberá el 90% del etano contenido en la mezcla gaseosa. El proceso se efectúa a 80°C y a 7 atm de presión; si se alimentan a la torre 50 000 m³/h de gas. Calcular:





2.0 PLANTEAMIENTO

2.1 Discusión:

a) Para saber el % máximo de recuperación se plantea la ecuación de balance total de materia en función de sus relaciones mol, una vez obtenidas todas las relaciones mol del etano, se plantea la ecuación de recuperación que es el \underline{co}

ciente del etano obtenido entre el etano alimentado.

b) Para saber la cantidad de aceite requerido se plantea la ecuación de balance para el etano.

2.2 Balance de materia total:

$$\tilde{G}_1 + \tilde{L}_2 = \tilde{G}_4 + \tilde{L}_3$$

2.3 Balance parcial de etano

$$\tilde{G}_s \tilde{Y}_1 + L_s \tilde{X}_2 = \tilde{G}_s \tilde{Y}_4 + L_s \tilde{X}_3$$

2.4 Concentración final del gas saliente

De ec. 2.3

$$\tilde{Y}_4 + \tilde{Y}_1 - \frac{\tilde{L}_s}{\tilde{G}_s} (\tilde{X}_3 - \tilde{X}_2)$$

2.5 % de recuperación

$$\% \text{ Recuperación} = \frac{\tilde{Y}_1 - \tilde{Y}_4}{\tilde{Y}_1}$$

2.6 Corriente de gas

$$\tilde{G}_s = \frac{PV}{RT}$$

2.7 Cantidad de aceite empleada

$$\tilde{G}_s (\tilde{Y}_1 - \tilde{Y}_4) = \tilde{L}_s (\tilde{X}_3 - \tilde{X}_2)$$

$$\tilde{L}_s = \tilde{G}_s \frac{\tilde{Y}_1 - \tilde{Y}_4}{X_3 - X_2}$$

3.0 CALCULOS

3.1 Concentración final del gas saliente

De ec. 2.4

$$\tilde{Y}_4 = \frac{0.0497}{1 - 0.0497} + 2 \left(\frac{0.025}{1 - 0.025} - 0 \right) = 0.001$$

$$\tilde{Y}_4 = 0.001 \frac{\text{Kg mol etano}}{\text{Kg mol demás componentes}}$$

3.2 % de Recuperación

De ec. 2.5

$$\% \text{ Recup.} = \frac{0.05229 - 0.001}{0.05229} \times 100 = 98.087\%$$

3.3 Corriente de gas entrante libre de etano

De ec. 2.6

$$\tilde{G} = \frac{(1 \text{ atm})(0.0497) \left(1000 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)}{(0.082)(303)} = 2 \frac{\text{Kg mol}}{\text{h}}$$

3.4 Cantidad de aceite empleado.

De ec. 2.3

$$\tilde{L}_s = 2 \frac{\text{Kg mol}}{\text{h}} \left(\frac{0.05229 - 0.001}{0.02564 - 0} \right) = 4 \frac{\text{Kg mol}}{\text{h}}$$

$$\tilde{L}_s = \frac{4 \text{ Kg mol}}{h} \times \frac{220 \text{ Kg}}{\text{Kg mol}} = 880 \frac{\text{Kg}}{h} \text{ aceite}$$

4.0 RESULTADOS

- a) Se tiene un 98.087% de recuperación de etano.
- b) Se requieren 880 $\frac{\text{Kg}}{h}$ de aceite como agente **absorbente**.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

RAFAEL SUAREZ ALCALA

1959

Tema: "ESTUDIO DEL PROYECTO DE INYECCION DEL PROPANO PRODUCIDO EN LA PLANTA DE ABSORCION DE CIUDAD PEMEX, TAB., A LOS POZOS DE LA REGION".

PROBLEMA PROPUESTO.

Si se alimentan $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ a una columna de absorción y se trabaja a 330 psia y 2 atm; y la relación de gas alimentado a absorbente es de 4 a 1. La composición en volumen del gas es: 93.16% de metano, 4.97% de etano, 1.56% de propano y 0.29% de butano. Calcular:

- a) Los kg mol de metano absorbidos por kg mol de absorbente si la absorción es de un 60% y la concentración de metano en la corriente de gas de salida es de 0.0035.
- b) La cantidad de aceite usado como agente absorbente si su peso molecular es 220.

PROBLEMA.

En un sistema de absorción de dióxido de carbono en la Planta de amoniaco en la Refinería de Salamanca Gto. El gas a tratar tiene los siguientes gastos:

H_2	-	1689	kg mol/h
CO	-	60	"
CO_2	-	465	"
CH_4	-	7	"
N_2	-	576	"
Ar	-	7	"
H_2O	-	31	"

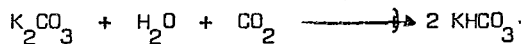
Esta corriente se encuentra a 135°C , a una presión de 19.3 kg/cm^2 , tiene un gasto de 2835 kg mol/h y entra por la parte inferior de la torre absorbidora de CO_2 .

A la salida de dicha torre, el gas tiene los siguientes gastos:

H_2	-	1689	kg mol/h
CO	-	60	"
CO_2	-	38	"
CH_4	-	7	"
N_2	-	576	"
Ar	-	7	"
H_2O	-	74	"

Circulando a contracorriente se tiene una solución al 30% de K_2CO_3 (carbonato de potasio) a 90°C , entrando a la torre por la parte superior con un gasto de 227 124 l/h .

Por el fondo de la torre sale una solución de KHCO_3 (bicarbonato de potasio) a una temperatura de 107.2°C . La reacción que se efectúa durante el proceso es la siguiente:



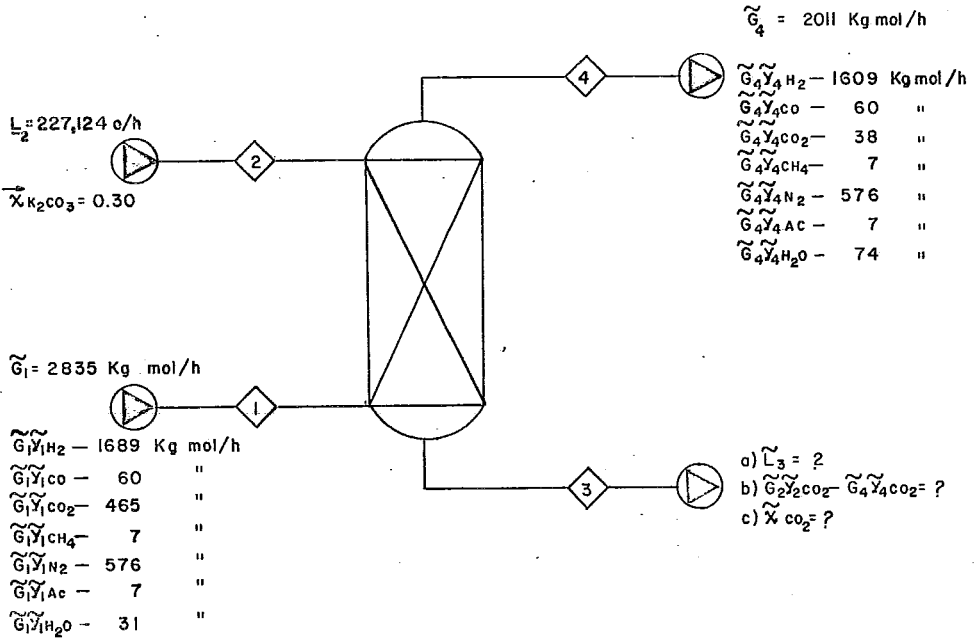
Calcular:

a) El gasto de licor producido en kg mol/h .

b) La cantidad de CO_2 que absorbe la torre en kg mol/h.

c) La concentración de CO_2 en el licor de salida.

1.0 TRADUCCION



2.0 PLANTEAMIENTO

2.1 Discusión:

- a) Para calcular el gasto de licor producido se hace un balance total de materia.
- b) Para calcular la cantidad de CO_2 que absorbe la torre se hace un balance parcial para el CO_2 .
- c) Como se tiene un gasto en l/h de solución de K_2CO_3 al 30% en peso, se necesita obtener de la literatura (Perry) la densidad a las condiciones de operación y los pesos moleculares.

2.2 Balance molar total: CASO III; contacto a contracorrientes.

$$\tilde{G}_1 + \tilde{L}_2 = \tilde{G}_4 + \tilde{L}_3$$

$$\tilde{L}_3 = \tilde{G}_1 + \tilde{L}_2 - \tilde{G}_4$$

2.3 Gasto molar del líquido alimentado.

$$\tilde{L}_2 = \frac{L_2 \cdot \frac{\theta}{2} L}{(\overline{\text{PM}})_2}$$

2.4 Peso molecular promedio del líquido.

$$(\overline{\text{PM}})_i = \tilde{X}_{\text{K}_2\text{CO}_3} \cdot \text{PM}_{\text{K}_2\text{CO}_3} + \tilde{X}_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \text{PM}_{\text{H}_2\text{O}}$$

2.5 Fracciones mol de la solución.

(De la tabla 7.2 libro: Balances de Materia de STIVALET - VALIENTE).

$$\tilde{x}_{K_2CO_3} = \frac{\frac{x_{K_2CO_3}}{PM_{K_2CO_3}}}{\frac{x_{K_2CO_3}}{PM_{K_2CO_3}} + \frac{x_{H_2O}}{PM_{H_2O}}}$$

$$\tilde{x}_{H_2O} = \frac{\frac{x_{H_2O}}{PM_{H_2O}}}{\frac{x_{H_2O}}{PM_{H_2O}} + \frac{x_{K_2CO_3}}{PM_{K_2CO_3}}}$$

2.6 Balance parcial molar para el CO_2 .

$$\tilde{L}_2 \cdot \tilde{x}_2^{CO_2} + \tilde{G}_1 \cdot \tilde{y}_1^{CO_2} = \tilde{G}_4 \cdot \tilde{y}_4^{CO_2} + \tilde{L}_3 \cdot \tilde{x}_3^{CO_2}$$

2.7 Cantidad de CO_2 que absorbe la torre.

$$\tilde{L}_3 \cdot \tilde{x}_3^{CO_2} = \tilde{G}_1 \cdot \tilde{y}_1^{CO_2} = \tilde{G}_1 \cdot \tilde{y}_4^{CO_2}$$

2.8 Concentración de CO_2 en el licor de salida.

$$\tilde{x}_3 = \frac{\tilde{G}_1 \cdot \tilde{y}_1_{\text{CO}_2} - \tilde{G}_4 \cdot \tilde{y}_4_{\text{CO}_2}}{\tilde{L}_3}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Fracciones mol.

Dado que la solución es al 30% en peso de K_2CO_3 tenemos:

$$\text{PM}_{\text{K}_2\text{CO}_3} = 138$$

$$\text{PM}_{\text{H}_2\text{O}} = 18$$

De ec. 2.5

$$\tilde{x}_{\text{K}_2\text{CO}_3} = \frac{\frac{30 \text{ kg}}{138 \text{ kg/kg mol}}}{\frac{30 \text{ kg}}{138 \text{ kg/kg mol}} + \frac{70 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kg mol}}} = 0.052293$$

$$\tilde{x}_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{\frac{70 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kg mol}}}{\frac{70 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kg mol}} + \frac{30 \text{ kg}}{138 \text{ kg/kg mol}}} = 0.9470$$

3.2 Peso molecular promedio de la solución.

De ec. 2.4

$$\text{PM}_s = 0.05293 \times \frac{138 \text{ kg}}{\text{kg mol}} + 0.9470 \times \frac{18 \text{ kg}}{\text{kg mol}} = 224.35 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}}$$

3.3 Gasto molar del licor alimentado.

Perry 5a Ed. Fig.

$$e \left| \begin{array}{l} 90^{\circ}\text{C} \\ \text{sol} \\ \text{K}_2\text{CO}_3 \text{ (30\%)} \end{array} \right. = 1.26 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 1.26 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$$

De ec. 2.3

$$\tilde{L}_2 = \frac{(227 \ 124 \ \frac{1}{\text{h}}) (1.26 \ \frac{\text{kg}}{\text{l}})}{(24.35 \ \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}})} = 11 \ 752.6 \ \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.4 Gasto de licor producido L_3 .

De ec. 2.2

$$\tilde{L}_3 = 11,752.6 + 2835 - 2011 = 12 \ 576.6 \ \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.5 Cantidad de CO_2 que absorbe la torre.

De ec. 2.7

$$\tilde{L}_3 \cdot \tilde{X}_3 \text{CO}_2 = 465 - 38 = 427 \ \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.6 Concentración de CO_2 en el licor de salida.

De ec. 2.8

$$x_{CO_2} = \frac{465 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}} - 38 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}}{12,576.6 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}} = 0.03395$$

4.0 RESULTADOS

- a) Se obtienen 12 576.6 kg mol/h de licor en la torre.
- b) Se absorben 427 kgmol/h de bióxido de carbono, ésto significa una eficiencia de 91.82%.
- c) Se obtiene una concentración de 0.03395 de CO₂ en el licor de salida.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

Sergio Benzinger Hernández del Pozo.

1963.

TEMA: "SISTEMAS DE ABSORCION DE BIOXIDO DE CARBONO EN LA PLANTA -
DE AMONIACO EN LA REFINERIA DE SALAMANCA GTO.".

PROBLEMA PROPUESTO.

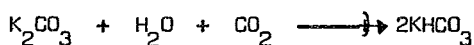
En la planta de amoniaco en la Refinería de Salamanca, Gto., en un sistema de absorción para N_2 , se tienen los siguientes gastos molares:

H_2	-	1689	kg mol/h
CO	-	60	"
CO_2	-	465	"
CH_4	-	7	"
N_2	-	576	"
Ar	-	7	"
H_2O	-	31	"

Esta corriente se encuentra a $135^\circ C$, a una presión de 19.3 kg/cm^2 , tiene un gasto de 2835 kg mol/h y entra por la parte inferior de la torre absorbidora de N_2 . A la salida de dicha torre se tienen los siguientes gastos:

H_2	-	1689	kg mol/h
CO	-	60	"
CO_2	-	465	"
CH_4	-	7	"
N_2	-	149	"
Ar	-	7	"
H_2O	-	74	"

Circulando a contracorriente se tiene una solución al 30% de K_2CO_3 (carbonato de potasio) a $90^\circ C$, entrando a la torre por la parte superior con un gasto de 227 124 l/h. Por el fondo de la torre sale una solución de $KHCO_3$ (bicarbonato de potasio) a una temperatura de $107.2^\circ C$. La reacción que se efectúa durante el proceso es la siguiente:



Calcular:

- La cantidad de N_2 que absorbe la torre en kg mol/h.
- La concentración de N_2 en el licor de salida.

PROBLEMA

Se desean determinar las condiciones de operación de una columna de absorción, en la cuál se absorberá CO_2 de una corriente gaseosa que se encuentra a $20^\circ C$ y 1 atm de presión. Como absorbente se tiene una solución de monoetanolamina (M.E.A) al 12.1%.

Se alimentan $9\ 408.5\ m^3/h$ de gas y de absorbente $21\ 870\ kg/h$ cuyo peso molecular es 61.1.

Si la concentración del CO_2 en el gas se reduce desde 13.7% a 1.18% en volumen, determine:

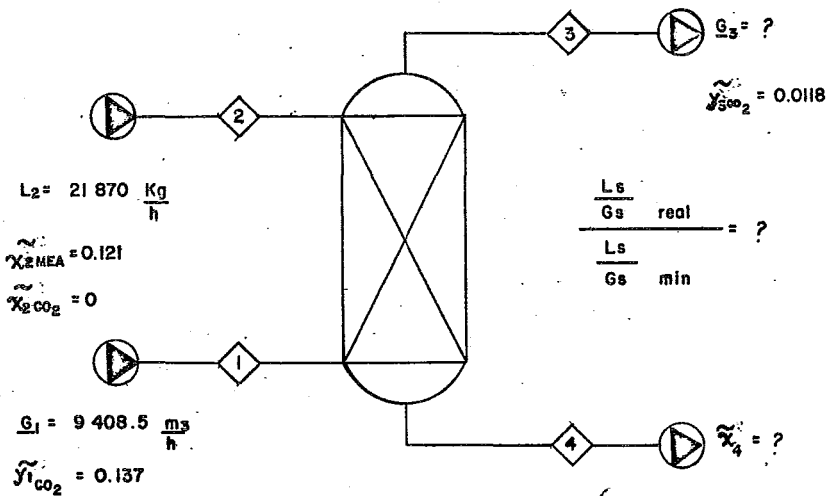
- La concentración de la corriente líquida de salida.
- La relación de la pendiente real de operación a la pendiente m_f

nima de operación.

Los datos de equilibrio del sistema a 20°C y 1 atm son:

X	$\frac{\text{kg mol de CO}_2}{\text{kg mol de MEA}}$	Y	$\frac{\text{kg mol de CO}_2}{\text{kg mol de gas}}$
	0.112		0.025
	0.160		0.075
	0.198		0.125
	0.227		0.175

1.0 TRADUCCION



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

- a) Para saber la concentración de la corriente de salida se deberá hacer un balance de materia para el CO_2 en función de relaciones mol.
- b) Para obtener la pendiente mínima se deberán graficar los datos conocidos sobre el diagrama de equilibrio y de ahí gráficamente se determinará la concentración de la corriente de salida operando al mínimo.

2.2 Balance de materia total molar.

$$G_s \tilde{Y}_1 + L_s \tilde{X}_2 = G_s \tilde{Y}_3 + L_s \tilde{X}_4$$

2.3 Línea de operación.

De ec. 2.2

$$G_s (\tilde{Y}_1 + \tilde{Y}_3) = L_s (\tilde{X}_4 - \tilde{X}_2)$$

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{\tilde{Y}_1 - \tilde{Y}_3}{\tilde{X}_4 - \tilde{X}_2} = \frac{\Delta \tilde{X}}{\Delta \tilde{Y}}$$

2.4 Gasto molar de gas alimentado.

$$\tilde{G}_1 = \frac{V P}{R T}$$

2.5 Gasto molar de gas alimentado libre de CO_2 .

$$\tilde{G}_s = \tilde{G}_1 (1 - \tilde{Y}_{1\text{CO}_2})$$

2.6 Gasto molar de M.E.A. alimentada.

$$\tilde{L}_s = \frac{L_2}{\text{PM}(\text{M.E.A})}$$

2.7 Relación mol de CO_2 en la corriente de alimentación.

$$\tilde{Y}_{1\text{CO}_2} = \frac{\tilde{y}_{1\text{CO}_2}}{1 - \tilde{y}_{2\text{CO}_2}}$$

2.8 Relación mol de CO_2 en la corriente de salida.

$$\tilde{Y}_{3\text{CO}_2} = \frac{\tilde{y}_{3\text{CO}_2}}{1 - \tilde{y}_{3\text{CO}_2}}$$

2.9 Relación mol de CO_2 en la corriente de entrada.

$$\tilde{X}_{2\text{CO}_2} = \frac{\tilde{x}_{2\text{CO}_2}}{1 - \tilde{x}_{2\text{CO}_2}}$$

2.10 Relación mol de gas absorbido en la corriente de salida.

De ec. 2.2

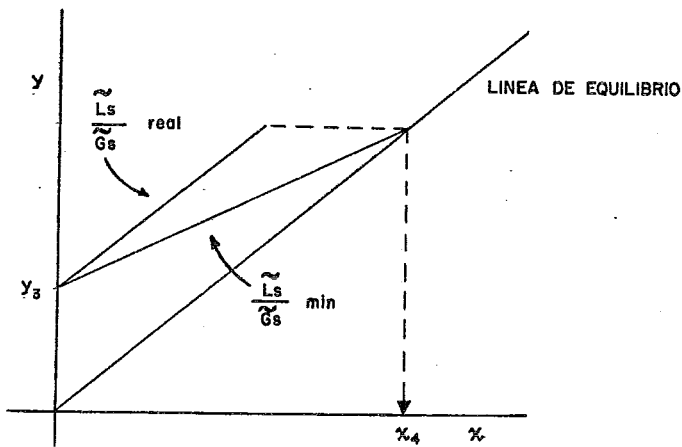
$$\tilde{X}_4 = \frac{\tilde{G}_s \tilde{Y}_1 + L_s \tilde{X}_2 - G_s \tilde{Y}_3}{L_s}$$

2.11 Pendiente de operación.

$$m = \frac{\tilde{L}_s}{\tilde{G}_s}$$

2.12 Pendiente mínima.

De la gráfica X Vs Y



$$\left(\frac{\tilde{L}_s}{\tilde{G}_s}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_3}{X_4 - X_2}$$

2.13 Relación de pendientes.

$$\left(\frac{\tilde{L}_s}{\tilde{G}_s}\right)_{\text{real}} \div \left(\frac{\tilde{L}_s}{\tilde{G}_s}\right)_{\min}$$

3.0 CALCULOS

3.1 Gasto molar de gas alimentado.

De ec. 2.4

$$\tilde{G}_1 = \frac{(9\,408.5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}) (1 \text{ atm})}{(0.082 \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{kg mol}^\circ\text{K}}) (293^\circ\text{K})} = 391.6 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.2 Gasto molar de gas alimentado libre de CO₂.

De ec. 2.5

$$\tilde{G}_s = (391.6)(1 - 0.137) = 337.95 \text{ kg mol/h}$$

3.3 Gasto molar de M.E.A. alimentada.

De ec. 2.6

$$\tilde{L}_s = \frac{21\,870 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{61.1 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}}} = 357.94 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.4 Relación mol de CO₂ en la corriente de alimentación.

De ec. 2.7

$$\tilde{Y}_{1\text{CO}_2} = \frac{0.137}{1 - 0.137} = 0.1587$$

3.5 Relación mol de CO₂ en la corriente de salida.

De ec. 2.8

$$\tilde{y}_{3\text{CO}_2} = \frac{0.0118}{1-0.0118} = 0.01194$$

3.6 Relación mol de CO_2 en la corriente de entrada.

De ec. 2.9

$$\tilde{x}_{2\text{CO}_6} = \frac{0}{1-0} = 0$$

3.7 Relación mol de gas absorbido en la corriente de salida.

De ec. 2.10

$$\tilde{x}_{4\text{CO}_2} = \frac{(337.95)(0.1587) + (357.94)(0) - (337.95)(0.01194)}{357.94}$$

$$\tilde{x}_{4\text{CO}_2} = 0.1385$$

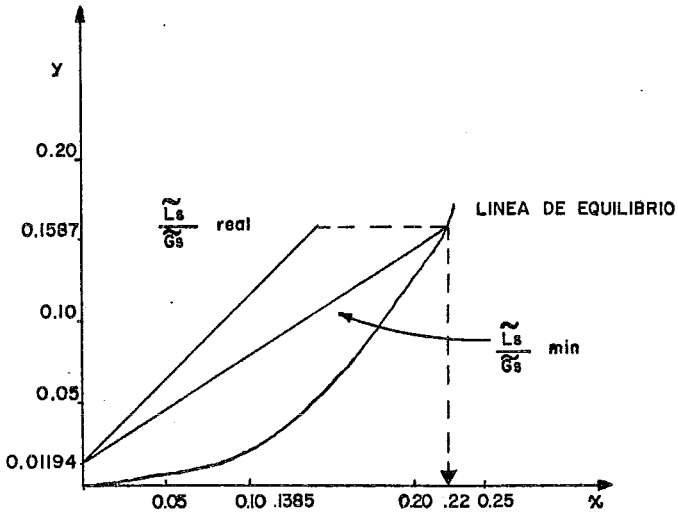
3.8 Pendiente de operación.

De ec. 2.11

$$\frac{357.94}{337.95} = 1.0591$$

3.9 Pendiente mínima.

Con los datos de equilibrio se grafica como en 2.12.



$$\left(\frac{\tilde{L}_s}{\tilde{G}_s}\right)_{\min} = \frac{0.1587 - 0.01194}{0.22 - 0.0} = 0.667$$

3.10 Relación de pendientes.

De ec. 2.13

$$\frac{1.0591}{0.667} = 1.5878$$

4.0 RESULTADOS

a) La concentración de la corriente líquida saliente es de -
0.1385.

b) La relación de la pendiente real de operación a la pendiente

te mínima de operación es de 1.58 es decir se usa una relación de 1.58 veces de M.E.A. mínima.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

LUIS F. ARIAS NAVA.

1960.

TEMA: "DETERMINACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION DE UNA COLUMNA DE ABSORCION ANHIDRIDO CARBONICO - MONOETANOLAMINA".

PROBLEMA PROPUESTO.

En una columna de absorción se tiene el sistema anhídrido carbónico - monoetanolamina para el cuál se requiere determinar condiciones de operación. Por la parte inferior de la columna entra una corriente gaseosa que contiene el CO_2 , se encuentra a 20°C y 1 atm de presión y es de $8\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$ con una concentración de 15% en volumen y dicho gas sale con una concentración de 2% en volumen. Con un gasto de alimentación de monoetanolamina de $30\ 000\ \text{kg}/\text{h}$; se quiere saber:

- a) Condiciones de inundación.
- b) Si no hay inundación, cuál sería la concentración de la corriente líquida de salida en condiciones reales de operación y en condiciones de pendiente mínima.
- c) Dar el valor tanto de la pendiente real de operación como de la pendiente mínima.

Los datos de equilibrio del sistema a 20°C y 1 atm son

X	Y
$\frac{\text{kg mol de CO}_2}{\text{kg mol de M E A}}$	$\frac{\text{kg mol de CO}_2}{\text{kg mol de gas}}$
0.112	0.025
0.160	0.075
0.198	0.125
0.227	0.175

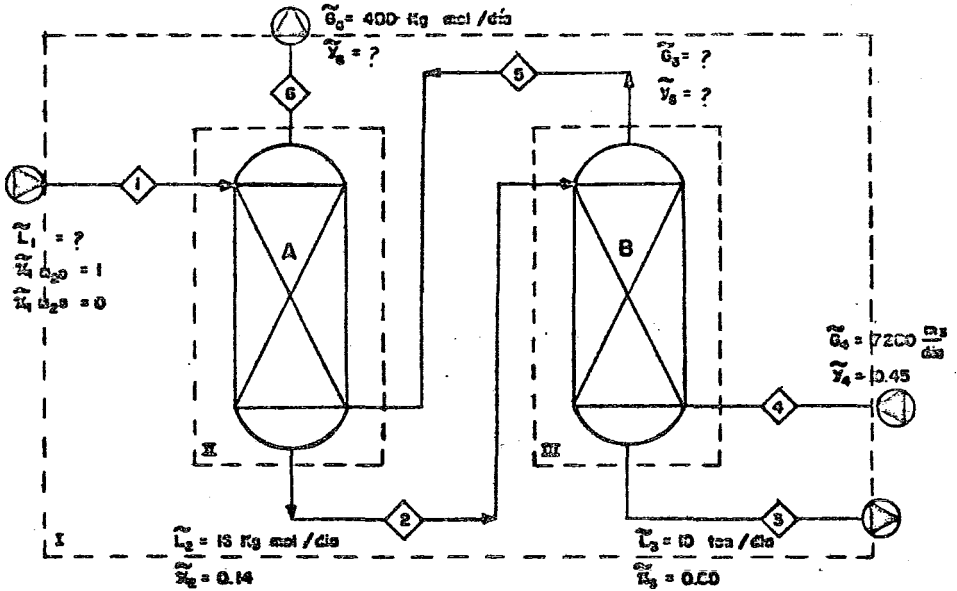
PROBLEMA.

Se tiene un sistema de absorción en dos columnas empacadas, en las cuales se absorbe H_2S de una mezcla gaseosa a contracorriente con agua como líquido absorbente. Por el fondo de la columna B entran $7280 \text{ m}^3/\text{día}$ de gas concentrado con una concentración de 45% en volumen de H_2S ; por ésta misma columna sale la corriente de gas absorbido con una concentración de 60% en peso en una cantidad de 10 ton./día.

En la cúspide de la columna A salen 400 kg mol/día de gas diluido y por el fondo de ésta misma torre salen 16 kg mol/día con una concentración para el H_2S de 14%. Calcular:

- La cantidad de agua requerida.
 - La cantidad de gas diluido que sale por la cúspide de la columna B y su concentración.
 - La cantidad de kg mol de H_2S por kg mol de gas de la corriente -
- 6.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO

2.1 Discusión.

- Para calcular el agua requerida se debe efectuar un balance de materia total para la envolvente II.
- Para calcular la cantidad de gas diluido que sale por la corriente 5 y su concentración se deben efectuar un balance de materia total y uno parcial en la envolvente III.
- Para saber la relación mol en la corriente 6 se hace un balance parcial de materia en la envolvente II, despejando la fracción mol de H_2S en dicha corriente.

2.2 Balance de materia total molar en la envolvente II.

$$\tilde{L}_1 + \tilde{G}_5 = \tilde{L}_2 + \tilde{G}_6$$

2.3 Balance de materia parcial molar en la envolvente II.

$$\tilde{L}_1 \cdot x_1 + \tilde{G}_5 \cdot y_5 = \tilde{L}_2 \cdot x_2 + \tilde{G}_6 \cdot y_6$$

2.4 Balance de materia total molar en la envolvente III.

$$\tilde{L}_2 + \tilde{G}_4 = \tilde{L}_3 + \tilde{G}_5$$

2.5 Balance de materia parcial molar en la envolvente III.

$$\tilde{L}_2 \cdot \tilde{x}_2 + \tilde{G}_4 \cdot \tilde{y}_4 = \tilde{L}_3 \cdot \tilde{x}_3 + \tilde{G}_5 \cdot \tilde{y}_5$$

2.6 Cantidad de gas diluido que sale de la columna B.

De ec. 2.4

$$\tilde{G}_5 = \tilde{L}_2 + \tilde{G}_4 - \tilde{L}_3$$

2.7 Cantidad de gas absorbido total.

$$\tilde{L}_{3, \text{H}_2\text{S}} = \frac{\tilde{L}_3 \cdot \tilde{x}_3 - \tilde{x}_3}{\text{PM}_{\text{H}_2\text{S}}}$$

2.8 Gasto molar de gas de alimentación.

$$\tilde{G}_4 = \frac{G_4}{V_s}$$

2.9 Concentración de H_2S en la corriente 5.

De ec. 2.5

$$\tilde{y}_5 = \frac{\tilde{L}_1 \cdot \tilde{x}_2 + \tilde{G}_4 \cdot \tilde{y}_4 - L_3 \cdot x_3}{\tilde{G}_5}$$

2.10 Agua requerida en la corriente de alimentación.

De ec. 2.2

$$\tilde{L}_1 + \tilde{L}_2 + \tilde{G}_6 - \tilde{G}_5$$

2.11 Fracción mol de gas en la corriente 6.

De ec. 2.3

$$\tilde{y}_6 = \frac{\tilde{L}_1 \cdot \tilde{x}_1 + \tilde{G}_5 \cdot \tilde{y}_5 - \tilde{L}_2 \cdot \tilde{x}_2}{\tilde{G}_6}$$

2.12 Relación mol de gas en la corriente 6.

$$\tilde{y}_6 = \frac{\tilde{y}_6}{1 - \tilde{y}_6}$$

3.0 CALCULOS

3.1 Gasto total molar de H_2S absorbido.

De ec. 2.7

$$\tilde{L}_3_{H_2S} = \frac{(10\ 000 \frac{kg}{dia}) (0.6)}{32 \frac{kg}{kg\ mol}} = 187.5 \frac{kg\ mol}{dia}$$

3.2 Gasto molar de H_2S alimentado.

De ec. 2.8

$$\tilde{G}_4 = \frac{7280}{22.4} = 325 \frac{\text{kg mol}}{\text{día}}$$

3.3 Gas diluido que sale de la columna B.

De ec. 2.6

$$\tilde{G}_5 = 16 + 325 - 187.5 = 153.6 \frac{\text{Kg mol}}{\text{día}}$$

3.4 Concentración de H_2S en la corriente 5.

De ec. 2.9

$$\tilde{y}_5 = \frac{(16)(0.14) + (325)(0.45) - (187.5)(0.6)}{153.6} = 0.2343$$

3.5 Gasto másico de agua requerida en la corriente de alimentación.

De ec. 2.10

$$\tilde{L}_1 = 16 + 400 - 153.6 = 262.4 \frac{\text{kg mol}}{\text{día}} \times \frac{18 \text{ kg}}{\text{kg mol}}$$

$$L_1 = 4723.2 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

3.6 Fracción mol de gas en la corriente 6.

De ec. 2.11

$$\tilde{y}_6 = \frac{(262.4)(0) + (153.6)(0.2343) - (16)(0.4)}{400} = 0.08437$$

3.7 Relación mol de ácido en la corriente 6.

De ec. 2.12

$$\tilde{Y}_6 = \frac{0.08437}{1-0.08437} = 0.09214$$

4.0 RESULTADOS

- a) Se requieren 4723.2 kg/día de agua en la corriente de alimentación como absorbente.
- b) Por la cúspide de la columna B salen 153.6 kg mol/día y su concentración para el H_2S es de 23.43%.
- c) En la corriente 6 salen 0.09214 kg mol de H_2S por cada kg mol de gas.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

JUAN BOSCO BOJE PEÑA.

1957.

TEMA: "CALCULO Y DISEÑO DEL EQUIPO DE ABSORCION DE H_2S Y ACONDICIONAMIENTO DE AIRE PARA LA PLANTA HIDRO-ELECTRICA DE "EL OVIACHIC", SONORA".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se produce H_2S absorbido en agua en el equipo de absorción en la planta Hidro-eléctrica de "El Oviachic", Sonora para lo cuál se necesitan dos columnas empacada llevándose a cabo la absorción del gas a contracorriente con el agua que se usa como substancia absorbente en una cantidad de 4723.2 kg/día la cuál sale por el fondo de la primera columna ya concentrada en un 14% y por la cúspide de dicha columna sale ácido con una concentración de 9.2% que son 400 kg mol/día. Por el fondo de la columna B entra el gas concentrado con una concentración para el H_2S de 45% y sale de dicha torre por la cúspide en una concentración de 23.43% y por el fondo salen 10 ton/día con una concentración del 60% en peso. Si se tienen 153.6 kg mol/día de gas saliendo de la columna B. Calcular:

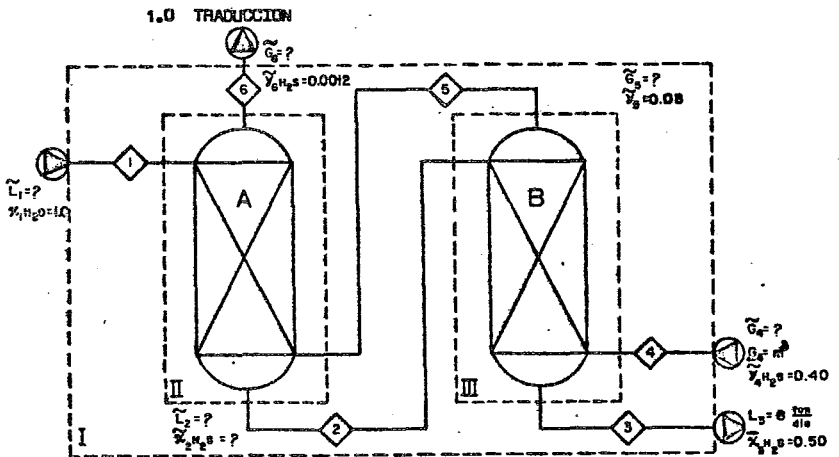
- a) La cantidad de gas requerida.
- b) La concentración y la relación mol de H_2S en la corriente de salida de la columna B.
- c) La cantidad de kg mol/día que salen por el fondo de la columna A.

PROBLEMA.

En la planta Hidro-eléctrica de "El Oviachic", Sonora, en el equipo de absorción, se produce H_2S absorbido en agua. La absorción se lleva a cabo a contracorriente con el gas en dos columnas empacadas.

El agua fresca entra en la columna A, la solución rica sale por el fondo y entra a la columna B. El gas concentrado contiene 40% en volumen de H_2S y el resto de inerte. El gas concentrado entra en el fondo de la columna B pasa hasta arriba y entra en el fondo de A. El gas diluido sale por la cúspide de A con una concentración de 0.12% en volumen de H_2S . El contenido de H_2S de los gases provenientes de la columna B es del 6% en volumen, si la corriente de gas absorbido sale con una concentración de 50% en peso, Calcular:

- ¿Cuánta agua debe usarse para producir 8 ton./día de ácido?
- ¿Qué porcentaje de H_2S se absorbe en cada columna?
- ¿Cuál es el volumen de gas concentrado en m^3 a condiciones estándar?



2.0 PLANTEAMIENTO

2.1 Discusión.

- a) Para saber el agua que debe utilizarse para producir 8 ton. de ácido por día, se deben efectuar dos balances de materia uno total para cada envolvente y otro parcial en función de relaciones mol.
- b) Para calcular el porcentaje de H_2S absorbido en cada columna se despeja la relación mol de ácido en cada balance parcial de materia.
- c) Para saber el volumen de gas concentrado, primero se calcula el agua requerida, la cuál no varía en toda la operación (Ls).

2.2 Balance total molar en la envolvente II.

$$\tilde{L}_1 + \tilde{G}_5 = \tilde{L}_2 + \tilde{G}_6$$

2.3 Balance parcial molar de H_2S .

$$\tilde{L}_s \cdot \tilde{X}_1 + \tilde{G}_s \cdot \tilde{Y}_5 = \tilde{L}_s \cdot \tilde{X}_2 + \tilde{G}_s \cdot \tilde{Y}_6$$

2.4 Balance total molar en la envolvente III.

$$\tilde{L}_2 + \tilde{G}_4 = \tilde{L}_3 + \tilde{G}_5$$

2.5 Balance parcial molar de H_2S .

$$\tilde{L}_s \tilde{X}_2 + \tilde{G}_s \tilde{Y}_4 = \tilde{L}_s \tilde{X}_3 + \tilde{G}_s \tilde{Y}_5$$

2.6 Concentración de H_2S en la corriente 3.

$$\tilde{x}_{3, H_2S} = \frac{\frac{\tilde{x}_{3, H_2S}}{PM}}{\frac{\tilde{x}_{3, H_2S}}{PM} + \frac{\tilde{x}_{3, H_2O}}{PM}}$$

2.7 Relación mol de H_2S en la corriente 3.

$$\tilde{X}_{3, H_2S} = \frac{\tilde{x}_{3, H_2S}}{1 - \tilde{x}_{3, H_2S}}$$

2.8 Cantidad de H_2S absorbido en la corriente 3.

$$\tilde{L}_{3, H_2S} = \frac{L_3 \cdot \tilde{x}_{3, H_2S}}{PM_{H_2S}}$$

2.9 Agua requerida.

$$L_{1, H_2O} = L_s = L_3 (1 - \tilde{x}_{3, H_2S})$$

$$\tilde{L}_s = \frac{L_s}{PM_{H_2O}}$$

2.10 Gas concentrado a condiciones estandar.

$$\tilde{G}_4 = \frac{\tilde{L}_3 \text{H}_2\text{S}}{\tilde{y}_4 \text{H}_2\text{S}}$$

2.11 Gasto volumétrico concentrado.

$$\tilde{G}_4 = \tilde{G}_4 \cdot V_s$$

2.12 Relación mol de H_2S en la corriente 2.

De ec. 2.3

$$(\tilde{G}_4 - \tilde{L}_3) \tilde{Y}_5 + \tilde{L}_s \tilde{X}_1 = \tilde{L}_s \tilde{X}_2 + (\tilde{G}_4 - \tilde{L}_3) \tilde{Y}_6$$

$$\tilde{X}_2 = \frac{(\tilde{G}_4 - \tilde{L}_3) \tilde{Y}_5 + \tilde{L}_s \tilde{X}_1 - (\tilde{G}_4 - \tilde{L}_3) \tilde{Y}_6}{\tilde{L}_s}$$

2.13 Cantidad de H_2S absorbido en la primera columna.

$$\tilde{L}_2 + \tilde{L}_s \cdot \tilde{X}_2$$

2.14 Fracción absorbida en la primera columna.

$$\tilde{x}_2 \text{H}_2\text{S} = \frac{\tilde{L}_2}{\tilde{L}_3 \text{H}_2\text{S}}$$

2.15 Fracción absorbida en la segunda columna.

$$\tilde{x}_{3, \text{H}_2\text{S}} = 1 - \tilde{x}_{2, \text{H}_2\text{S}}$$

3.0 CALCULOS

3.1 Concentración de H_2S en la corriente de salida.

De ec. 2.6

$$\tilde{x}_3 = \frac{\frac{50}{32}}{\frac{50}{32} + \frac{50}{18}} = 0.36 \frac{\text{kg mol H}_2\text{S}}{\text{kg mol solución}}$$

3.2 Relación mol de H_2S en la corriente de salida.

De ec. 2.7

$$\tilde{x}_3 = \frac{0.36}{1 - 0.36} = 0.5625 \frac{\text{kg mol H}_2\text{S}}{\text{kg mol H}_2\text{O}}$$

3.3 Cantidad de H_2S absorbido en la corriente de salida.

De ec. 2.8

$$\tilde{L}_{3, \text{H}_2\text{S}} = \frac{(8\ 000)(0.5)}{32} = 125 \frac{\text{kg mol H}_2\text{S}}{\text{día}}$$

3.4 Agua requerida.

De ec. 2.9

$$L_1 \text{H}_2\text{O} = L_s = (8\,000)(1 - 0.5) = 4\,000 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$\tilde{L}_s = \frac{4\,000}{18} = 222.22 \frac{\text{kg mol}}{\text{día}}$$

3.5 Gas concentrado a condiciones estandar.

De ec. 2.10

$$\tilde{G}_4 = \frac{125}{0.40} = 312.5 \frac{\text{kg mol}}{\text{día}}$$

3.6 Volumen de gas concentrado.

De ec. 2.11

$$\hat{G}_4 = (312.5 \frac{\text{kg mol}}{\text{día}}) (22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}}) = 7\,000 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

3.7 Relación mol de H_2S en la corriente 2.

$$\tilde{X}_2 = \frac{(312.5 - 125) \left(\frac{0.08}{1 - 0.08} \right) + (222.22)(0) - (312.5 - 125)}{222.22}$$

$$\dots \left(\frac{0.0012}{1 - 0.0012} \right)$$

$$\tilde{X}_2 = 0.07233 \frac{\text{kg mol H}_2\text{S}}{\text{kg mol H}_2\text{O}}$$

3.8 Cantidad de H_2S absorbido en la primera columna.

De ec. 2.13

$$\tilde{L}_2 = \left(222.22 \frac{\text{kg mol}}{\text{día}} \right) \left(0.07233 \frac{\text{kg mol } H_2S}{\text{kg mol}} \right) = 16.073$$

$$\frac{\text{kg mol } H_2S}{\text{día}}$$

3.9 Fracción absorbida en la primera columna.

De ec. 2.14

$$\tilde{x}_{2, H_2S} = \frac{16.073}{125} = 0.1285$$

3.10 Fracción absorbida en la 2a columna.

De ec. 2.15

$$\tilde{x}_{3, H_2S} = 1 - 0.1285 = 0.8715$$

4.0 RESULTADOS

- a) Se deben usar 4 000 kg de agua para producir 8 ton. de ácido por día.
- b) Se absorbe el 12.85% de ácido en la primera columna y el -

87.15% en la segunda.

- c) El volumen de gas concentrado a condiciones estandar es de $7\ 000\ m^3/día.$

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

JUAN BOSCO BOUE PEÑA.

1957.

TEMA: "CALCULO Y DISEÑO DEL EQUIPO DE ABSORCION DE H_2S Y ACONDICIONAMIENTO DE AIRE PARA LA PLANTA HIDRO-ELECTRICA DE "EL OVIA CHIC", SONORA".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se tiene un sistema de absorción cuyo equipo está constituido de ^S dos columnas empacada/en las cuáles se absorbe H_2S de una mezcla gaseosa en contracorriente con agua como substancia absorbente. La mezcla gaseosa entra por el fondo de la columna B al 40% en peso para el H_2S y $7\ 000\ m^3/día$; sale por la cúspide de B y entra por la parte inferior de la torre A y finalmente sale por la cúspide de ésta columna en una cantidad de $500\ kg\ mol/día.$

Por la parte superior de la columna A entran $6\ 000\ kg/día$ de agua -

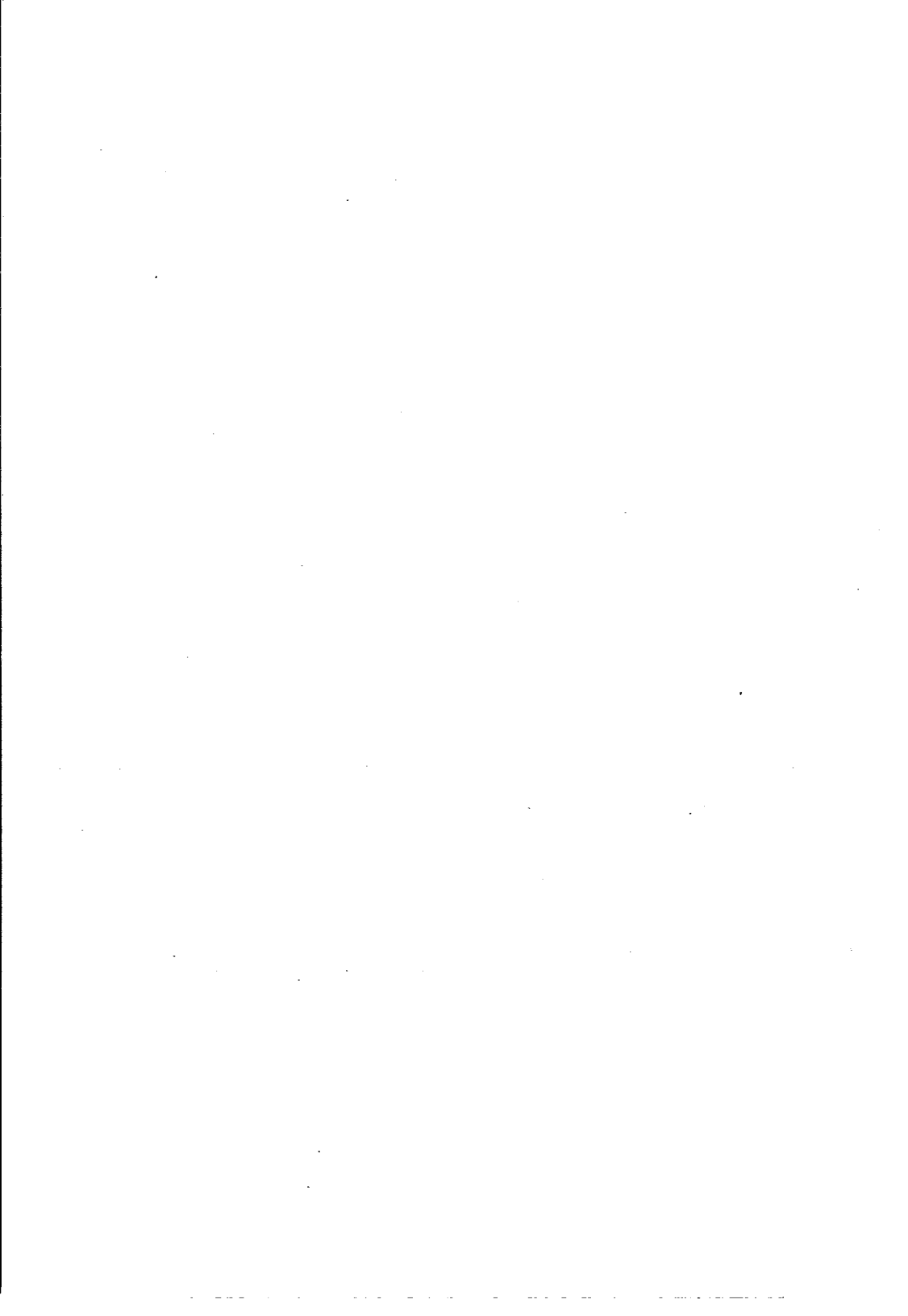
como absorbente en la alimentación la cuál sale por la parte inferior con una concentración para el H_2S del 15% en volumen y en una cantidad de 250 kg mol/día. Calcular:

- a) Cuántas toneladas se procesan por día, si se quiere tener una concentración final del 60% en volumen.
- b) La relación mol de la corriente de salida en la parte superior de la columna B.
- c) La relación mol de la corriente de salida en la parte superior de la columna A.
- d) ¿Qué % se tiene en la parte superior de cada columna en su corriente de salida?



CAPITULO VII

DESTILACION



DESTILACION.

La Operación Unitaria Destilación tiene por objeto separar un líquido de otro por medio de la vaporización del más volátil y la condensación del mismo. Hay diversos tipos de Destilación, los más usados en la industria son: Rectificación, Destilación Instantánea y Destilación por arrastre con vapor.

La Rectificación es la operación unitaria que tiene por objeto separar los componentes de una mezcla líquida mediante las vaporizaciones y condensaciones parciales sucesivas que se efectúan al poner en contacto, a contracorriente, el vapor producido por la mezcla y una parte del vapor ya condensado.

El equipo que se usa son columnas o torres de rectificación, las cuáles tienen en su interior una serie de platos y sobre ellos se encuentra el líquido; éste desciende de un plato a otro por tubos de derrame.

El fenómeno que ocurre dentro de la columna es el siguiente: el vapor producido por el calentamiento del líquido asciende a lo largo de la columna y es condensado totalmente a la salida de ella; una porción es extraída como producto y el resto regresa a la columna como reflujo.

La destilación Instantánea se usa principalmente para separación de mezclas multicomponentes es la refinación del Petróleo, mediante la vaporización de una fracción del líquido, por calentamiento a alta presión generalmente, manteniendo el vapor y el líquido el tiempo necesario para que el vapor alcance el equilibrio con el líquido y separando ambos finalmente.

La destilación por arrastre con vapor se usa frecuentemente cuando el material no puede ser destilado por calentamiento indirecto aún a baja presión a causa de la alta temperatura de ebullición o para separar pequeñas cantidades de impurezas volátiles de una gran cantidad de material.

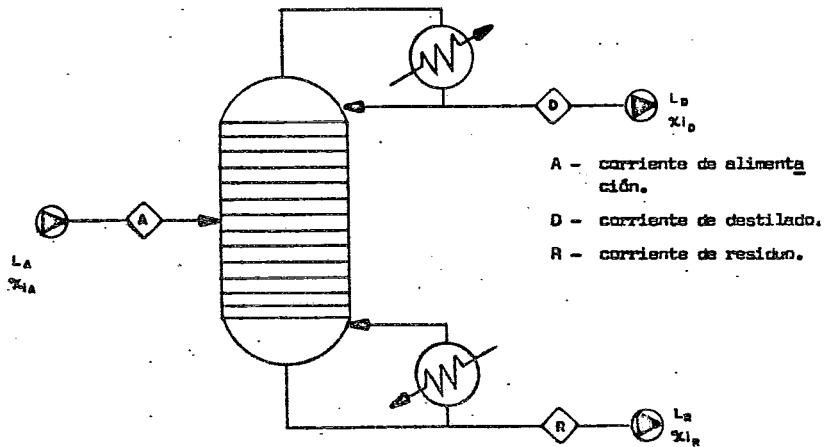
El fenómeno que ocurre en el **destilador** es el siguiente: El vapor de agua es introducido en el destilador, que puede estar calentado indirectamente o no, en el momento en que se encuentra en contacto con el líquido que se va a destilar, por el burbujeo, se inicia una transferencia de calor y masa que volatiliza parte del líquido a destilar.

Por lo tanto las habilidades a desarrollar en un balance de materiales en torres de destilación son fundamentalmente el cálculo de la composición y el gasto para cada una de las corrientes que intervienen en un equipo de destilación.

I.- El caso más frecuente en ésta operación unitaria para hacer un

balance de materia es el de "SEPARACION", en el cual hay una -
corriente de entrada y dos corrientes de salida.

Su presentación diagramática en DESTILACION es:



Balace total de Materia.

$$\tilde{L}_A = \tilde{L}_D + \tilde{L}_R$$

Balance Parcial de Materia.

$$\tilde{L}_A \cdot \tilde{x}_{A_i} = \tilde{L}_D \cdot \tilde{x}_{D_i} + \tilde{L}_R \cdot \tilde{x}_{R_i}$$

Producto Destilado: Regla de la Palanca.

$$\tilde{L}_D = \tilde{L}_A \frac{\tilde{x}_{A_i} - \tilde{x}_{R_i}}{\tilde{x}_{D_i} - \tilde{x}_{R_i}}$$

Residuo

$$\tilde{L}_R = \tilde{L}_A - \tilde{L}_D$$

II.- En esta operación Unitaria, DESTILACION, en el equilibrio los componentes de una mezcla volátil tienen concentraciones diferentes en la fase gaseosa y en la fase líquida, siempre que una mezcla líquida sigue éste principio, puede ser separada por un proceso de destilación.

DATOS DE EQUILIBRIO EN MEZCLAS BINARIAS.

Se considera que el comportamiento de la mezcla es ideal, por lo que se aplica la Ley de Raoult.

$$\bar{p}_i = \bar{p}_i \cdot \bar{X}_i \dots \dots \dots (A)$$

Por la Ley de Dalton:

$$\bar{p}_i = p_i \cdot \bar{Y}_i \dots \dots \dots (B)$$

$$\sum y_i = 1 \dots \dots \dots (C)$$

De ecs. (A) y (B) se obtiene

$$\tilde{y}_i = \frac{p_i^{\circ} \tilde{x}_i}{P} \dots \dots \dots (D)$$

De ecs. (B) y (D) resulta para una mezcla binaria:

$$\tilde{x}_A = \frac{p_T^{\circ} - p_B^{\circ}}{p_A^{\circ} - p_B^{\circ}} \dots \dots \dots (E)$$

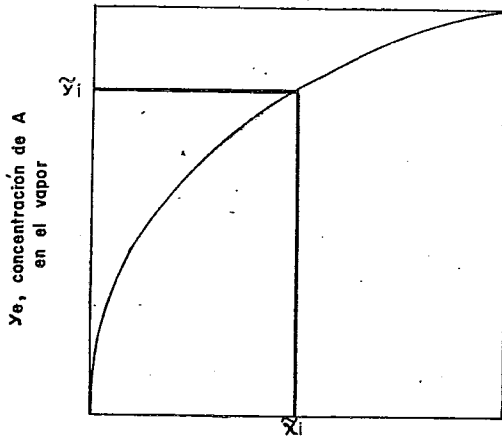
$$y \quad \tilde{x}_B = 1 - \tilde{x}_A \dots \dots \dots (F)$$

Refiriéndose los subíndices A y B a los dos componentes.

Los datos de equilibrio se calculan de modo siguiente:

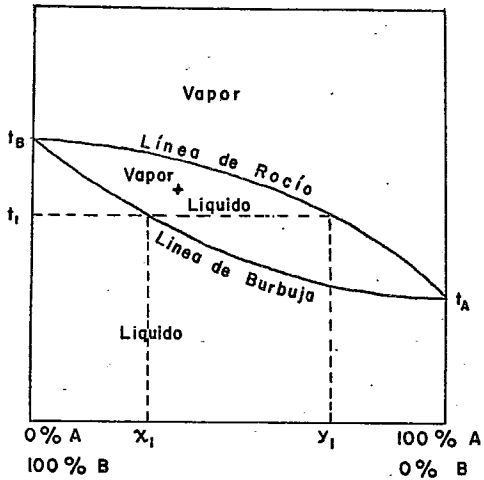
Se elige una temperatura comprendida entre los puntos de ebullición de los componentes puros a la presión a la que se ha de efectuar la destilación. Los datos de presión de vapor se encuentran en la literatura. Sustituyendo éstos valores en la ecuación (E), se obtiene la composición del líquido que hervirá a esa temperatura y presión; sustituyendo las magnitudes que figuran en la ecuación (D) por sus valores, se tiene la composición del vapor. Procediendo análogamente para diversas temperaturas comprendidas en el intervalo mencionado, se tendrá una serie de puntos con los que se podrá trazar la curva de equilibrio.

DIAGRAMA DE EQUILIBRIO, CONCENTRACION EN EL VAPOR
CONTRA CONCENTRACION EN EL LIQUIDO.



x_i , concentración de A en el líquido.

DIAGRAMA DE FASES EN EQUILIBRIO TEM
PERATURA CONTRA COMPOSICION.



DATOS DE EQUILIBRIO EN MULTICOMPONENTES.

Quando en las mezclas no se pueda considerar que se comportan idealmente ya que la presión de trabajo es baja, se utilizan fugacidades en lugar de las presiones de vapor y presión total y las ecuaciones se convierten en:

$$\tilde{y}_i = \frac{f_p}{P} \cdot \tilde{x}_i \dots \dots \dots (G)$$

f_p = fugacidad del líquido.

f = fugacidad correspondiente a la presión total.

En la práctica no se utilizan las fugacidades para los cálculos de equilibrio sino que se utilizan las constantes de equilibrio, para lo cuál la ecuación (G) nos queda:

$$\tilde{y}_i = K_i \cdot \tilde{x}_i \dots \dots \dots (H)$$

Para obtener los valores de K_i ; se han preparado multitud de nomogramas y gráficas y se han desarrollado ecuaciones con el mismo fin. Como éstos cálculos son generalmente para mezclas de multi-componentes en la industria del petróleo, los nomogramas, las constantes y coeficientes de las ecuaciones se aplican principalmente a hidrocarburos y a sustancias que se encuentran mezcladas con hidrocarburos, como el ácido sulfhídrico, el anhídrico carbónico y el nitrógeno.

Para destilación de multicomponentes no se pueden emplear métodos -
gráficos, aunque siguen siendo válidas las ecuaciones de balance de
material para componentes i. La línea de operación se debe trans -
formar para incluir ya sea las constantes de equilibrio (K) o bien
las presiones de vapor del componente i, con lo cuál la ecuación -
(E) se transforma en las siguientes:

$$\tilde{X}_i = \frac{\tilde{M}_A \cdot \tilde{Z}_i}{G_D K_i + L_R} \dots \dots \dots (I)$$

$$\tilde{X}_i = \frac{M_A \cdot \tilde{Z}_i}{\left(\frac{p_i}{p}\right) G_D + L_R} \dots \dots \dots (J)$$

Con cualquiera de las ecuaciones anteriores, se puede obtener la -
fracción molar del componente i en la fracción del líquido, a una
temperatura y a una presión dadas, El total de las fracciones mo-
lares del líquido debe cumplir con lo siguiente:

$$\sum_{i=1}^n \tilde{X}_i = 1.000 \pm 0.006 \dots \dots \dots (K)$$

$$\sum_{i=1}^n \tilde{Y}_i = \sum_{i=1}^n k_i \tilde{X}_i = 1.000 \pm 0.006 \dots \dots (L)$$

Cuando se determina la temperatura de burbuja, como $\tilde{X}_i = \tilde{Z}_i$, se
tiene la restricción siguiente:

$$\sum_{i=1}^n \bar{y}_i = K_i \cdot \bar{x}_i = \sum_{i=1}^n \frac{p_i}{P_K} \quad x_i = 1.000 \pm 0.006 \dots (M)$$

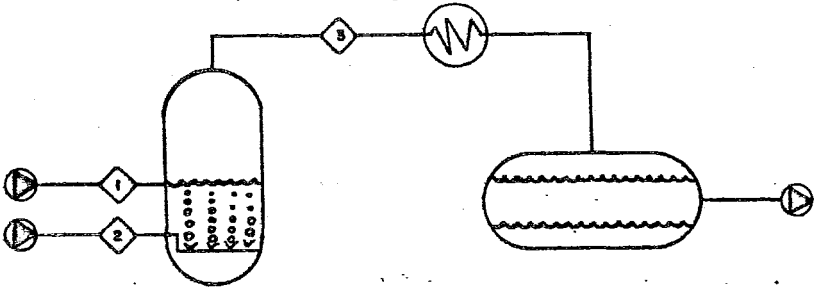
En el caso de determinar la temperatura de rocío, o sea cuando -

$\bar{y}_i = \bar{x}_i$ se debe cumplir con la siguiente igualdad matemática:

$$\sum_{i=1}^n \bar{x}_i = \sum_{i=1}^n \frac{\bar{y}_i}{K_i} = \sum_{i=1}^n \frac{\bar{y}_i}{p_i/P} = 1.000 \pm 0.006 \dots (N)$$

III.- En el caso de Destilación por arrastre con vapor, para hacer un balance de materia el caso más frecuente es el siguiente: dos corrientes de entrada y una corriente de salida.

Su representación diagramática en DESTILACION es:



- 1.- líquido impuro
- 2.- corriente de vapor
- 3.- producto destilado.

BALANCE TOTAL DE MATERIA

$$m_1 + m_2 = m_3$$

Balance parcial del líquido impuro.

$$m_1 \cdot x_1 + m_2 \cdot \overset{0}{x}_2 = m_3 \cdot \overset{0}{x}_3$$

Cantidad de compuesto destilado:

(De ec. 14.34 Libro: Balances de Materia de STIVALET-VALIENTE).

$$m_3 = m_2 \frac{\overset{0}{x}_3 \cdot \overset{0}{p}_3 \cdot PM_3}{\overset{0}{p}_2 \cdot PM_2}$$

Eficiencia del arrastre:

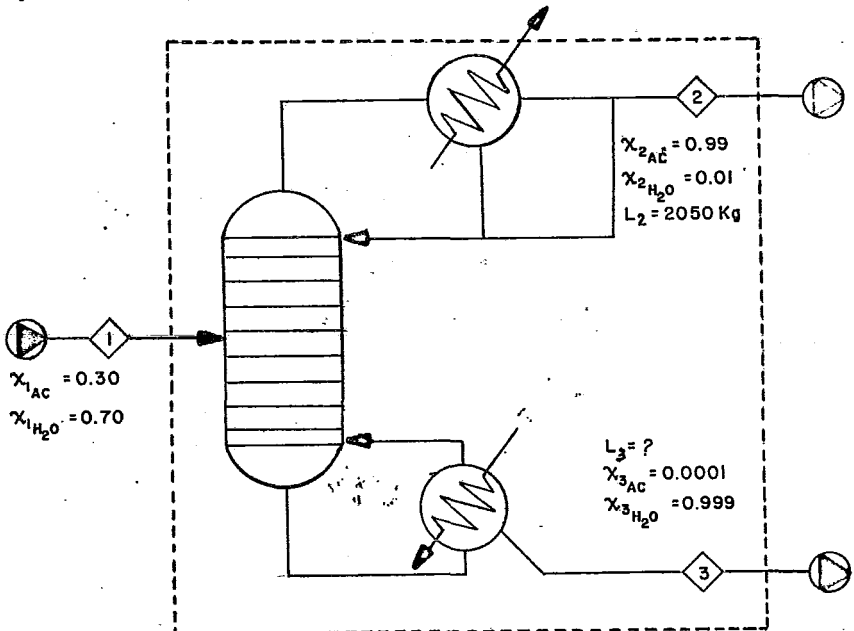
(De ec. 14.33 Libro: Balances de Materia de STIVALET-VALIENTE).

$$E = \frac{P - \overset{0}{p}_2}{\overset{0}{x}_3 \cdot \overset{0}{p}_3}$$

PROBLEMA - DESTILACION.

En una planta productora de acetona al final del proceso la acetona obtenida se encuentra diluida en agua con una concentración del 30%. Como el producto final requiere una concentración del 99%, la solución es tratada en una torre de destilación para purificarla. Los datos que se tienen en la torre son los siguientes: la concentración del destilado es 99% de acetona y 1% de agua, la concentración del residuo es 99.99% de agua y 0.01% de acetona. Si la cantidad requerida de destilado es de 2050 kg/h. Calcular; cuál deberá ser la alimentación requerida, así como también la cantidad de acetona que no se recupera y se pierde en el residuo.

1.0 TRADUCCION



2.0 PLANTEAMIENTO

2.1 Discusión

Para encontrar el gasto de alimentación y la cantidad de acetona no recuperada se requiere hacer un balance total y balances parciales para acetona y/o agua.

2.2 Balance total.

$$L_1 = L_2 + L_3$$

2.3 Balance parcial para acetona.

$$L_1 \dot{x}_{1AC} = L_2 \dot{x}_{2AC} + L_3 \dot{x}_{3AC}$$

2.4 Balance para L_1 :

Substituyendo L_3 de 2.1 en 2.2 y despejando L_1 tenemos:

$$L_1 = \frac{L_2 (\dot{x}_{2AC} + \dot{x}_{3AC})}{\dot{x}_{1AC} - \dot{x}_{3AC}}$$

2.5 Balance para L_3 .

De 2.1 despejando L_3 tenemos:

$$L_3 = L_1 - L_2$$

2.6 Cantidad de acetona en el residuo.

$$L_3 \dot{x}_{3AC} = L_3 \dot{x}_{3AC}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Cálculo de la corriente de alimentación.

$$L_1 = \frac{2050 (0.99 - 0.0001)}{0.30 - 0.0001} = 6766.57 \text{ kg}$$

3.2 Balance para la solución residual:

De 2.5

$$L_3 = 6766.57 - 2050 = 4710 \text{ kg}$$

3.3 Cantidad real de acetona en el residuo.

De 2.6

$$L_3 = 4710 \times 0.0001 = 0.4710$$

4.0 RESULTADOS

La alimentación que requiere la torre es de 6766.57 kg/h y la cantidad de acetona que no se destila es 0.4710 kg/h.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

RICARDO J. BARRERO.

1951.

TEMA: "MODIFICACIONES DE TRABAJO A UN EQUIPO INDUSTRIAL DE -
DESTILACION CONTINUA DE ACETONA".

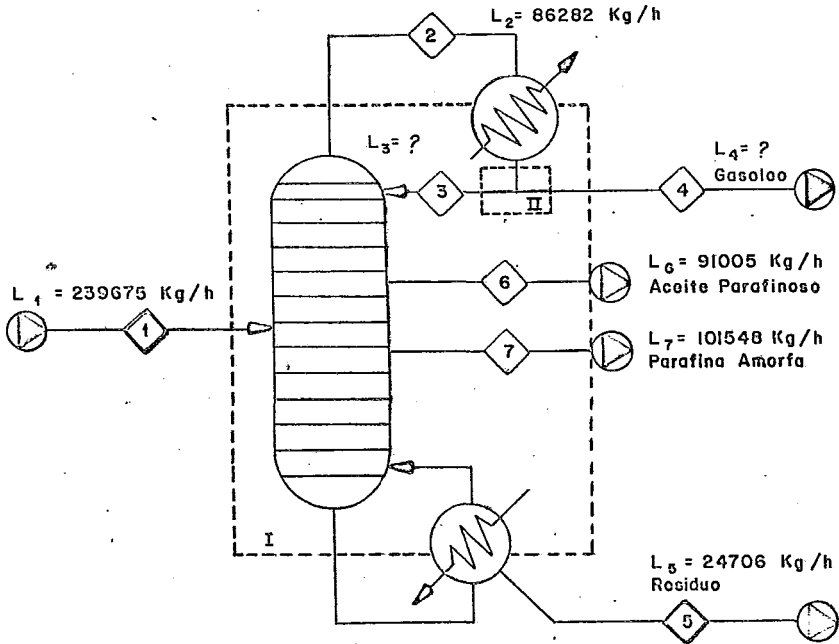
PROBLEMA PROPUESTO.

En una planta productora de acetona se destilan 6767 kg/h de una solución que contiene 30% de acetona y 70% de agua obteniéndose 2050 kg/h de destilado y 4710 kg/h de residuo con un contenido de acetona de 0.01%. Calcular la pureza de la acetona en el destilado.

PROBLEMA.

En la refinería de Poza Rica, una vez que el crudo ha sido fraccionado, el 50% del residuo es tratado nuevamente en una torre de destilación continua con el objeto de recuperar el gasóleo que no se obtuvo en la primera destilación formando parte del residuo. Con el objeto de hacer más eficiente esta destilación segunda, la torre trabaja a reflujo constante. En este proceso, además de obtener el gasóleo se obtienen aceites parafinosos y parafina amorfa, así como también un residuo de las (H. C) hidrocarburos más pesados. Si se procesan 239675 kg/h y se obtienen 86282 kg/h de gasóleo total, 91005 kg/h de aceite parafinoso, 101548 kg/h de parafina amorfa y 24706 kg/h de residuo. Calcular la cantidad real de gasóleo obtenida por día, así como el reflujo alimentado por hora.

1.0 TRADUCCION



2.0 PLANTEAMIENTO

2.1 Discusión

Para calcular la cantidad real de gasóleo obtenida por día, - así como el reflujo alimentado por hora se hace un balance to tal en la torre y un balance parcial en la T.

2.2 Balance total (envolvente I).

$$L_1 = L_4 + L_6 + L_7 + L_5$$

2.3 Balance para el gasóleo saliente.

De ec. 2.1

$$L_4 = L_1 - L_6 - L_7 - L_5$$

2.4 Balance en la T (envolvente II).

$$L_2 = L_3 + L_4$$

2.5 Balance para el gasóleo recirculado.

De ec. 2.3

$$L_3 = L_2 - L_4$$

3.0 CALCULOS

3.1 Cantidad de gasóleo obtenida por día.

De ec. 2.3

$$L_4 = 239675 - 91005 - 101548 - 24706 = 22416 \text{ kg/h} = 537984 \text{ kg/día}$$

3.2 Cantidad de reflujo alimentado por hora.

De ec. 2.5

$$L_3 = 86282 - 22416 = 63866 \text{ kg/h}$$

4.0 RESULTADOS

La cantidad real de gasóleo obtenida por día es: 537984 kg y el
reflujo alimentado por hora es: 63866 kg.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

ARTURO RAYMUNDO ARMADA ALEJANDRE.

TEMA: "CALCULO Y DISEÑO DE UNA TORRE DE DESTILACION PARA LA -
OBTENCION DE 7,000 BARRILES DE ACEITE PARAFINOSO".

PROBLEMA PROPUESTO.

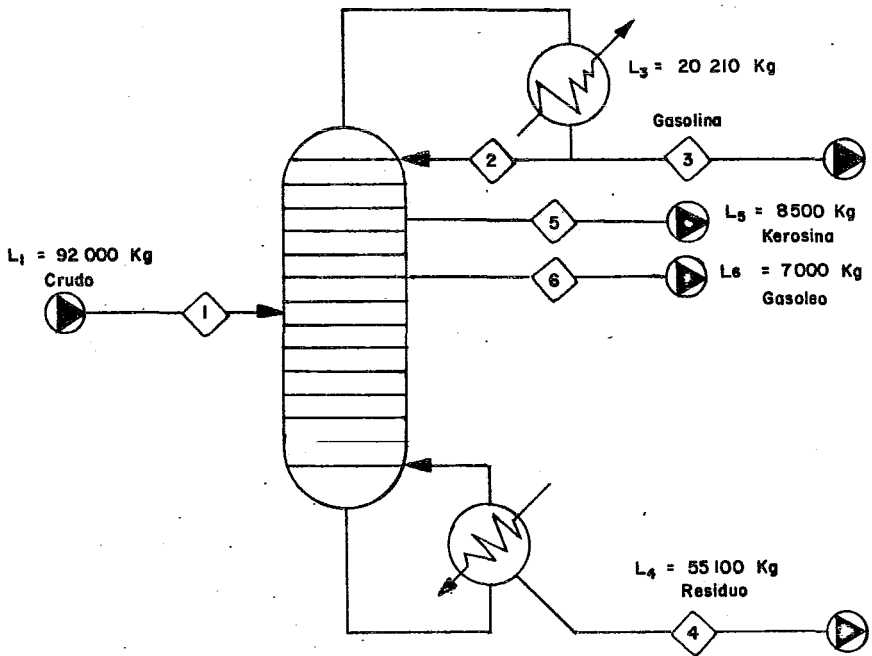
En la refinería de Poza Rica, una vez que el crudo ha sido fraccio-
nado, el 30% de residuo es tratado nuevamente en una torre de des-
tilación continua con el objeto de recuperar el gasóleo que no se
obtuvo en la primera destilación formando parte del residuo. Con
el objeto de hacer más eficiente esta destilación segunda, la to-
rre trabaja a reflujo constante. En este proceso, además de obte-
ner el gasóleo se obtienen aceites parafinosos y parafina amorfa,
así como también un residuo de los hidrocarburos mas pesados. Si
se procesan 200 000 kg/h y se obtienen 700 000 kg/h de gasóleo to-
tal, 80 000 kg/h. de aceite parafinoso, 900 000 kg/h de parafina -
amorfa y 20 000 kg de residuo. Calcular la cantidad de gasóleo -
obtenida por día y por hora, así como el reflujo alimentado por -
día y por hora.

PROBLEMA.

En la refinería de Salamanca el primer paso en la refinería del pe-
tróleo crudo es la destilación con el objeto de obtener las dife-
rentes fracciones de las que consta el crudo. En dicha refinería,
se obtuvieron los siguientes datos: cantidad de crudo a la entrada
92.000 kg/h, salida de los domos: gasolina: 20 210 kg/h, kerosina
8 500 kg/h y gasóleo: 7 000 kg/h. Y como residuo en la base se -
tienen 55 100 kg/h. Calcular si la torre presenta pérdidas, y si

esto ocurre, calcular el porcentaje de ellas con respecto al crudo alimentado y los porcentajes de los materiales obtenidos con relación al crudo alimentado.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

La resolución de este problema, es mediante un balance total - en la torre. Por medio de una diferencia entre la alimenta - ción y las salidas, se obtienen las pérdidas. Y posteriormente se saca a cada corriente saliente su respectivo porciento.

2.2 Balance total para las pérdidas.

$$\text{Pérdidas} = L_1 - L_3 - L_5 - L_6 - L_4$$

2.3 Por_ciento de las pérdidas.

$$\% \text{ Pérdidas} = \frac{\text{Pérdidas}}{L_1} \times 100$$

2.4 Por ciento de gasolina.

$$\% \text{ Gasolina} = \frac{L_3}{L_1} \times 100$$

2.5 Por ciento de kerosina.

$$\% \text{ Kerosina} = \frac{L_5}{L_1} \times 100$$

2.6 Por ciento de gasóleo.

$$\% \text{ Gasóleo} = \frac{L_6}{L_1} \times 100$$

2.7 Por ciento de residuo.

$$\% \text{ Residuo} = \frac{L_4}{L_1} \times 100$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Pérdidas presentadas en la torre:

De ec. 2.2

$$\begin{aligned} \text{Pérdidas} &= 92000 - 20210 - 8500 - 7000 - 55100 \\ &= 1190 \text{ kg/h.} \end{aligned}$$

3.2 % de las pérdidas:

De ec. 2.3

$$\% \text{ Pérdidas} = \frac{1190}{92000} \times 100 = 1.29\%$$

3.3 % de gasolina:

De ec. 2.4

$$\% \text{ Gasolina} = \frac{20210}{92000} \times 100 = 21.96\%$$

3.4 % de kerosina.

De ec. 2.5

$$\% \text{ de Kerosina} = \frac{8600}{92000} \times 100 = 9.24\%$$

3.5 % de Gasóleo.

De ec. 2.6

$$\% \text{ de Gasóleo} = \frac{7000}{92000} \times 100 = 7.61\%$$

3.6 % de Residuo.

De ec. 2.7

$$\% \text{ de residuo} = \frac{55100}{92000} \times 100 = 59.9\%$$

4.0 RESULTADOS.

Pérdidas resultantes: 1190 kg/h

% pérdidas = 1.29

% gasolina = 21.96

% kerosina = 9.24

% gasóleo = 7.61

% residuo = 59.9

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

ARMANDO DUPINET MATA.

TEMA: "REDUCCION DEL CONTENIDO DE AZUFRE EN LA GASOLINA DESINTE-
GRADA POR REDESTILACION CON PETROLEO CRUDO".

PROBLEMA PROPUESTO.

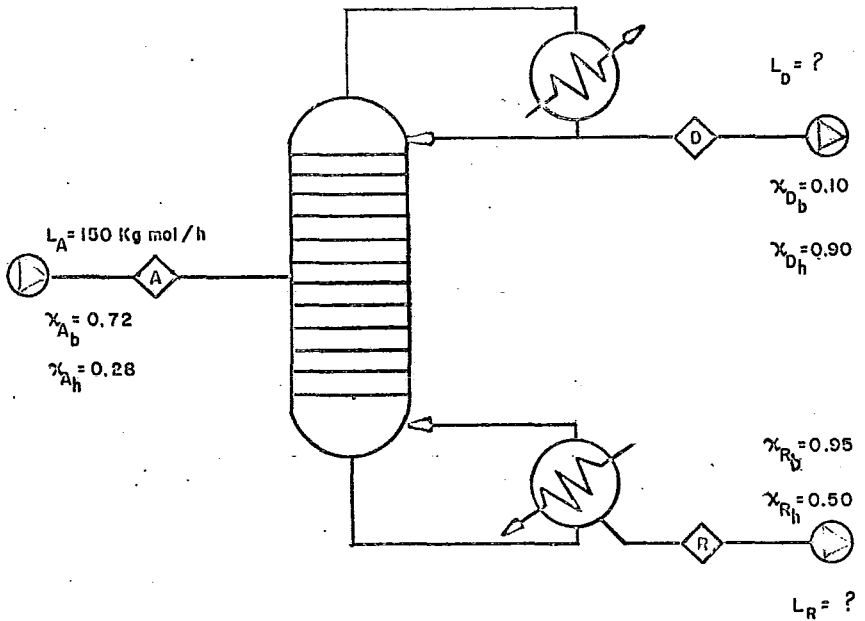
En la refinería de Salamanca el primer paso en la refinación del petróleo crudo, es la destilación con el objeto de obtener las diferentes fracciones de las que consta el crudo. En dicha refinería se obtuvieron los siguientes datos: cantidad de crudo a la entrada 50 000 kg/h, salida de los domos: gasolina 15 000 kg/h, kerosina 5 000 kg/h y gasóleo 4 000 kg/h. Y como residuo en la base se tienen 45 000 kg/h. Calcular si la torre presenta pérdidas y si esto ocurre; Calcular el porcentaje de ellas con respecto al crudo alimentado y los porcentajes de los materiales obtenidos con relación al crudo alimentado.

PROBLEMA.

Se necesita procesar 150 kg mol/h de una mezcla de benceno-hexano con una composición inicial de 72% de benceno y 28% de hexano que llega a la temperatura de ebullición 77.1°C para de ahí obtener benceno de una pureza mínima de 95% y hexano de una pureza mínima de 90%. Todos los porcentajes son en peso.

Calcular el gasto en masa y el gasto en mol que se obtendrá en las corrientes del domo y de la base cuando opere la columna de destilación.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para calcular los gastos de las corrientes del domo y del residuo se plantea la ecuación del balance total de materia y se aplica la Regla de la palanca.

2.2 Balance total de materia molar.

$$\tilde{L}_A = \tilde{L}_D + \tilde{L}_R$$

2.3 Regla de la Palanca.

$$\tilde{L}_D = \tilde{L}_A \frac{\tilde{x}_{A_b} - \tilde{x}_{R_b}}{\tilde{x}_{D_b} - \tilde{x}_{R_b}}$$

2.4 Transformación a concentración molar.

$$\tilde{x}_{A_b} = \frac{\frac{x_{A_b}}{PM_b}}{\frac{x_{A_b}}{PM_b} + \frac{x_{A_h}}{PM_h}}$$

$$\tilde{x}_{D_b} = \frac{\frac{x_{D_b}}{PM_b}}{\frac{x_{D_b}}{PM_b} + \frac{x_{D_h}}{PM_h}}$$

$$\tilde{x}_{R_b} = \frac{\frac{x_{R_b}}{PM_b}}{\frac{x_{R_b}}{PM_b} + \frac{x_{R_h}}{PM_h}}$$

2.5 Gasto másico en el domo.

$$L_D = \tilde{L}_D \cdot (\bar{PM})_D$$

2.6 Gasto másico en la base.

$$L_R = \tilde{L}_R \cdot (\overline{PM})_R$$

2.7 Peso molecular promedio en el domo.

$$(\overline{PM})_D = \tilde{x}_{D_b} \cdot PM_b + (1 - \tilde{x}_{D_b}) \cdot PM_h$$

2.8 Peso molecular promedio en la base.

$$(\overline{PM})_R = \tilde{x}_{R_b} \cdot PM_b + (1 - \tilde{x}_{R_b}) \cdot PM_h$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Concentración molar del benceno en la alimentación, en el domo y en la base.

De ec. 2.4

$$\tilde{x}_{A_b} = \frac{72/78}{72/78 + 28/86} = 0.7392$$

$$\tilde{x}_{D_b} = \frac{10/78}{10/78 + 98/86} = 0.1091$$

$$\tilde{x}_{R_b} = \frac{95/78}{95/78 + 5/86} = 0.9544$$

3.2 Gasto molar en el domo.

De ec. 2.3

$$\tilde{L}_D = \left[\frac{150 \text{ kg mol}}{\text{h}} \right] \cdot \left[\frac{0.7392 - 0.9544}{0.1091 - 0.9544} \right] = 38.18 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.3 Gasto molar en la base.

De ec. 2.2

$$\tilde{L}_R = 150 - 38.18 = 111.82 \text{ kg mol/h}$$

3.4 Peso molecular promedio en el domo.

De ec. 2.7

$$(\overline{PM})_D = \left[0.1091 \right] \cdot \left[78 \right] + \left[0.8909 \right] \left[86 \right] = 85.1272 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}}$$

3.5 Corriente en el domo.

De ec. 2.5

$$L_D = \left[38.18 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}} \right] \left[85.1272 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}} \right] = 3250.15 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

3.6 Peso molecular promedio en la base.

De ec. 2.8

$$(\overline{PM})_R = \left[0.9544 \right] \left[78 \right] + \left[0.0456 \right] \left[86 \right] = 78.3648 \frac{\text{Kg}}{\text{kg mol}}$$

3.7 Corriente en la base.

$$L_R = [111.82] [78.36] = 8762.75 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

4.0 RESULTADOS.

	Gasto másico (kg/h)	Gasto molar (kg mol/h)
DOMO	3250.15	38.18
BASE	8762.75	111.82

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

MANUEL RODRIGUEZ COBOS.

1954.

TEMA: "DISEÑO Y COMPARACION ENTRE UNA COLUMNA DE DESTILACION Y -
UNA DE ADSORCION PARA LA SEPARACION DE LA MEZCLA BINARIA
BENCENO Y HEXANO".

PROBLEMA PROPUESTO.

En el proceso de la destilación de una mezcla benceno-hexano, se obtienen en el domo 3250.15 kg/h con una concentración de 90% para el hexano. Las concentraciones en el residuo y en la alimentación para el hexano son 5% y 26% respectivamente. Calcular:

- El gasto másico y molar que se alimentará en la torre de destilación.
- El gasto volumétrico que se obtendrá en el residuo.
- Las concentraciones molares tanto de benceno como de hexano en la alimentación, domo y residuo.

PROBLEMA.

Una mezcla metanol-agua contiene 40% de metanol en peso; se desea rectificar ésta mezcla hasta que el destilado contenga un 99% en peso de metanol y un residuo de 3%. La alimentación en la columna es de 473 kg/h. La densidad del agua es 0.998 y la del metanol 0.9345.

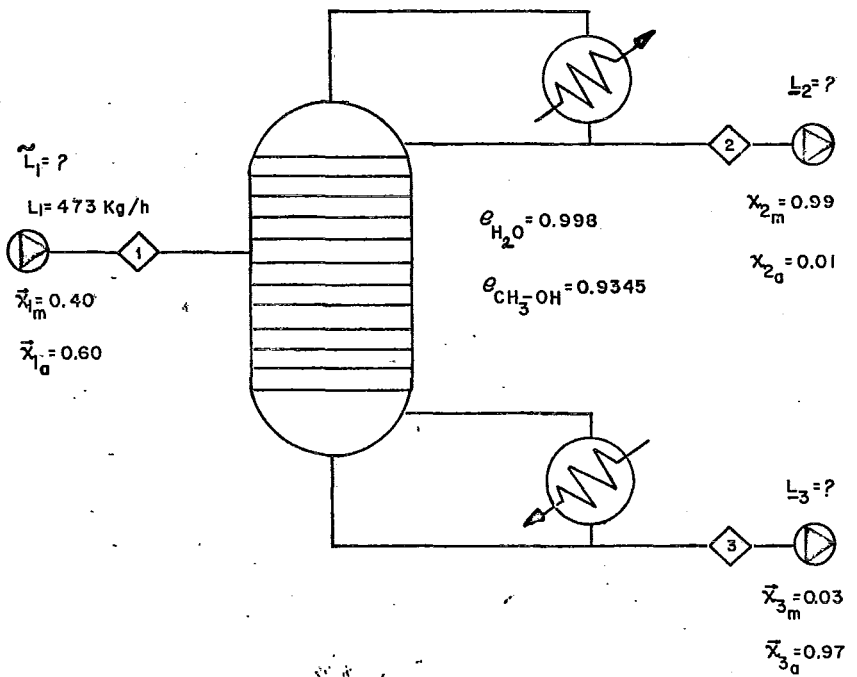
Calcular:

- El gasto en litros por minuto en las corrientes de salida.
- El gasto molar en la alimentación.
- Determinar la curva ideal de equilibrio de la mezcla metanol-agua, si se supone que se comporta idealmente.

La presión de vapor a 60°C (que es la temperatura de ebullición del metanol) para el metanol es de 630 mmHg y para el agua es de

150 mmHg; ... A 93°C para el agua es 588.6 mmHg y para el metanol 1454 mmHg.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

- a) Para calcular el gasto de las corrientes de salida se puede aplicar la regla de la palanca (Ecuación 14.10 Libro: "Balances de Materia" de Stivalet-Valiente) y la ecuación de Balance total.
- b) Para calcular el gasto molar en la corriente de alimentación, se divide el gasto másico entre el peso molecular promedio de la alimentación.
- c) Para determinar la curva real de equilibrio de la mezcla etanol-agua se obtiene la volatilidad relativa media de la mezcla, para sustituirla en la ecuación que nos relaciona la fracción mol en la fase líquida y se obtiene la fracción mol en la fase vapor.

2.2 Balance total.

$$L_1 = L_2 + L_3$$

2.3 Fracciones mol en las corrientes de salida y entrada.

$$x_{1m} = \frac{\frac{x_{1m}}{PM_m}}{\frac{x_{1m}}{PM_m} + \frac{x_{1a}}{PM_a}}$$

$$x_{2m} = \frac{\frac{x_{2m}}{PM_m}}{\frac{x_{2m}}{PM_m} + \frac{x_{2a}}{PM_a}}$$

$$x_{3m} = \frac{\frac{x_{3m}}{PM_m}}{\frac{x_{3m}}{PM_m} + \frac{x_{3a}}{PM_a}}$$

2.4 Gasto volumétrico en la corriente 2.

$$L_D = \frac{L_D}{e_D}$$

2.5 Densidad en la corriente 2. (Domo)

$$e_D = e_2 = (\tilde{x}_{2m})(e_m) + (\tilde{x}_{2a})(e_a)$$

2.6 Gasto másico en la corriente 2.

$$L_2 = \tilde{L}_2 \cdot (PM)_2$$

2.7 Peso molecular total en la corriente 2.

$$(\overline{PM})_2 = (\tilde{x}_{2m})(PM_m) + (\tilde{x}_{2a})(PM_a)$$

2.8 Gasto molar en la corriente 2.

$$\tilde{L}_2 = \tilde{L}_1 \cdot \frac{\tilde{x}_{1m} - \tilde{x}_{3m}}{\tilde{x}_{2m} - \tilde{x}_{3m}}$$

2.9 Gasto molar en la corriente 1.

$$\tilde{L}_1 = \frac{L_1}{(\overline{PM})_1}$$

2.10 Peso molecular promedio en la corriente 1.

$$(\overline{PM})_1 = (\tilde{x}_{1m})(PM_m) + (\tilde{x}_{1a})(PM_a)$$

2.11 Gasto másico en la base.

De ec. 2.2

$$L_3 = L_1 - L_2$$

2.12 Gasto volumétrico en la corriente 3.

$$L_3 = \frac{L_3}{\theta_3}$$

2.13 Densidad en la corriente 3.

$$\rho_3 = \rho_3 = (\rho_m)(\tilde{x}_m) + (\rho_a)(\tilde{x}_a)$$

2.14 Volatilidad relativa en la mezcla al punto de ebullición del metanol.

$$\alpha = \frac{P_m^o}{P_a^o}$$

2.15 Volatilidad relativa en la mezcla al punto de ebullición del agua.

$$\alpha = \frac{P_m^o}{P_a^o}$$

2.16 Volatilidad relativa media.

$$\alpha_m = \frac{\alpha_m^{tm} + \alpha_m^{ta}}{2}$$

2.17 Fracción mol del metanol en la fase vapor.

$$y_m = \frac{\alpha_m \tilde{x}_m}{1 + (\alpha_m - 1) \tilde{x}_m}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Cálculo de la fracción mol del metanol en la alimentación y en las corrientes de salida.

De ec. 2.3

$$\tilde{x}_{1m} = \frac{\frac{40}{32}}{\frac{40}{32} + \frac{60}{18}} = 0.2727 ; \tilde{x}_{1a} = 0.7273$$

$$\tilde{x}_{2m} = \frac{\frac{99}{32}}{\frac{99}{32} + \frac{1}{18}} = 0.9823 ; \tilde{x}_{2a} = 0.0177$$

$$\tilde{x}_{3m} = \frac{\frac{3}{32}}{\frac{3}{32} + \frac{97}{18}} = 0.017 ; \tilde{x}_{3a} = 0.983$$

3.2 Peso molecular promedio en la alimentación.

De ec. 2.10

$$(\overline{PM})_1 = (0.2727)(32) + (0.7273)(18) = 21.82$$

3.3 Gasto molar en la alimentación.

De ec. 2.9

$$L_1 = \frac{473 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{21.82 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}}} = 21.67 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.4 Gasto molar en el domo.

De ec. 2.8

$$\bar{L}_2 = \frac{21.67 (0.2727 - 0.017)}{(0.9823 - 0.017)} = 5.74 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.5 Peso molecular promedio en el domo.

De ec. 2.7

$$(\bar{PM})_2 = (0.9823)(32) + (0.0177)(18) = 31.75 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}}$$

3.6 Gasto másico en el domo.

De ec. 2.6

$$L_2 = (5.74 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}})(31.75 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}}) = 182.26 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

3.7 Densidad en el domo

De ec. 2.5

$$\rho_D = \rho_2 = (0.9823)(0.9345) + (0.0177)(0.999) = 0.9356 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$$

3.8 Gasto volumétrico en el domo.

De ec. 2.4

$$\bar{L}_2 = \bar{L}_D = \frac{182.26}{0.9356} = 194.8 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

3.9 Gasto másico en la base.

De ec. 2.2

$$L_3 = 473 - 182.26 = 290.73 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

3.10 Densidad en la base.

De ec. 2.13

$$e_3 = e_B = (0.017)(0.9345) + (0.983)(0.998) = 0.9969 \text{ kg/l}$$

3.11 Gasto volumétrico en la base.

De ec. 2.12

$$L_B = L_3 = \frac{290.73}{0.9969} = 291.64 \frac{\text{l}}{\text{h}}$$

3.12 Volatilidad relativa en la mezcla al punto de ebullición del metanol.

De ec. 2.14

$$\alpha = \frac{630}{150} = 4.2$$

3.13 Volatilidad relativa en la mezcla al punto de ebullición del agua.

De ec. 2.15

$$\alpha = \frac{1454}{588.6} = 2.47$$

3.14 Volatilidad relativa media.

$$\alpha_m = \frac{4.2 + 2.47}{2} = 3.33$$

3.15 Fracción mol del metanol en la fase vapor.

De ec. 2.17

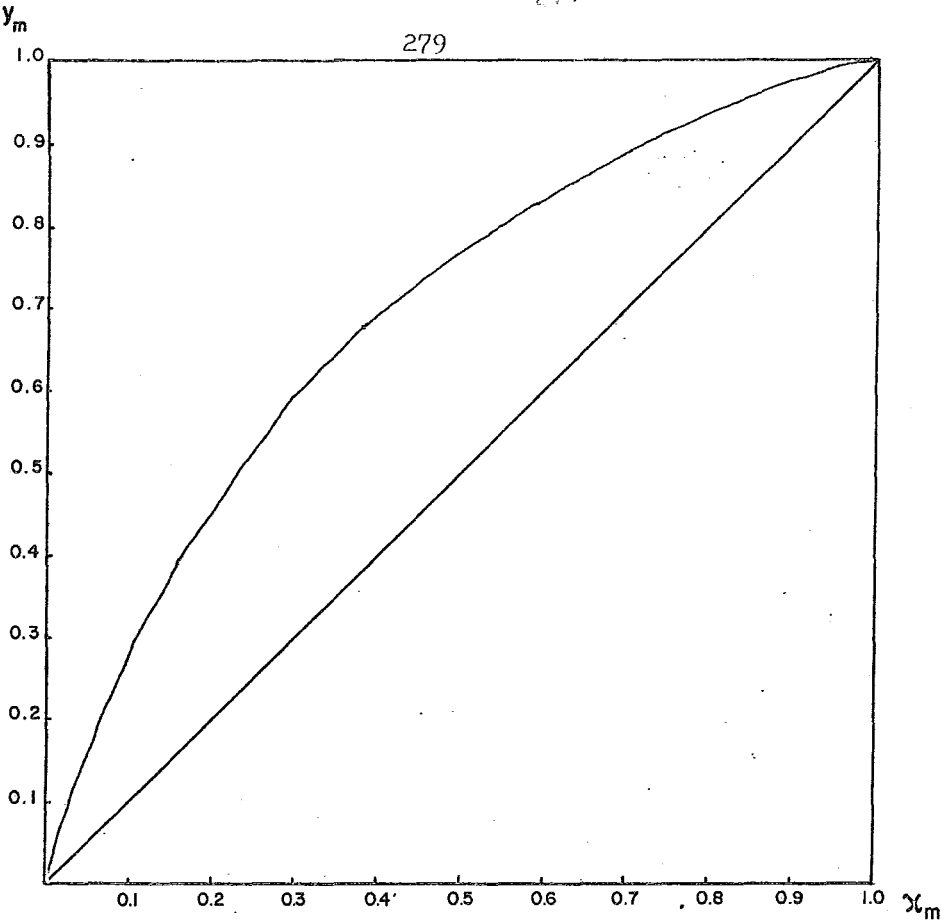
Como los valores de x_m están comprendido entre $x_{1m} = 0.2727$

y $x_{3m} = 0.9823$, se darán valores de x_m entre 0.1 y 1.0.

Ver tabla en donde se sustituye para la siguiente ecuación:

$$y_m = \frac{\alpha_m \tilde{x}_m}{1 + (\alpha_m - 1) \tilde{x}_m}$$

\tilde{x}_m	$3.33 x_m$	$1 + 2.33 x_m$	y_m
0.1	0.333	1.233	0.270
0.2	0.666	1.466	0.452
0.3	0.999	1.699	0.589
0.4	1.33	1.932	0.690
0.5	1.66	2.165	0.769
0.6	1.99	2.398	0.875
0.7	2.33	2.621	0.830
0.8	2.66	2.864	0.930
0.9	2.99	3.097	0.965
1.0	3.33	3.33	1.000



4.0 RESULTADOS.

- a) El gasto volumétrico en las corrientes de salida para el domo es de 194.8 l/h y para la base es de 291.64 l/h.
- b) El gasto molar en la alimentación es de 21.67 $\frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$.
- c) La curva ideal de la mezcla metanol-agua se graficó en la hoja anterior con los datos tabulados de y_m Vs x_m .

PROBLEMA PROPUESTO.

Se desea rectificar una mezcla metanol-agua, la cuál se quiere contenga en la corriente de destilado una concentración para el metanol del 99% en peso para cuando se destilen 5.74 kg mol/h; la concentración del metanol en la alimentación es del 40% en peso y en la corriente del residuo la concentración para el agua es del 97% en peso. La densidad del agua es 0.998 y la del metanol de 0.9345.

Calcular:

- a) El gasto volumétrico en litros por minuto en la corriente de alimentación.
- b) El gasto volumétrico en la corriente del residuo.
- c) De la gráfica anterior de la curva de equilibrio ideal para la mezcla metanol-agua, ¿cuál será la concentración del metanol en la fase vapor cuando se tiene una concentración del metanol en la fase líquida del 43%.

PROBLEMA.

Se tiene una mezcla eter-metanol, cuyas presiones de vapor se dan en la tabla inferior. Suponiendo que las mezclas de eter y metanol siguen la Ley de Raoult. Calcular y graficar el diagrama de fases para temperaturas y composiciones de éste par de sustancias a una presión total de 586 mmHg.

TEMPERATURA °C	PRESION DE VAPOR	
	ETER	mmHg METANOL
27.6	586	138
28.4	600	145
30.0	635	158
32.7	700	180
36.0	755	203
40.0	920	255
45.0	1078	325
50.0	1278	410
55.0	1475	505
57.8	1635	586

1.0 PLANTEAMIENTO.

1.1 Discusión.

Como se tienen las presiones de vapor de los componentes puros, se pueden aplicar las ecuaciones desarrolladas para cada temperatura y así completar los equivalentes en fracción mol.

1.2 Cálculo de la composición del líquido.

Se aplica la ecuación E, que para éste caso queda:

$$x_{\text{eter}} = \frac{p - p_{\text{metanol}}^{\circ}}{p_{\text{eter}} - p_{\text{met.}}^{\circ}}$$

1.3 Cálculo de la composición del vapor:

Aplicando ecuación D:

$$\tilde{y}_{\text{eter}} = \frac{p_{\text{eter}}^{\circ} \cdot x_{\text{eter}}}{P}$$

2.0 CALCULOS.

Considerando que para cada temperatura se tiene que repetir el cálculo, simplemente se hará para la temperatura de 30°C y se tabularán los demás resultados.

2.1 Composición del líquido:

De ec. 1.2

$$x_{\text{eter}} = \frac{586 - 158}{635 - 158} = \frac{428}{477} = 0.897$$

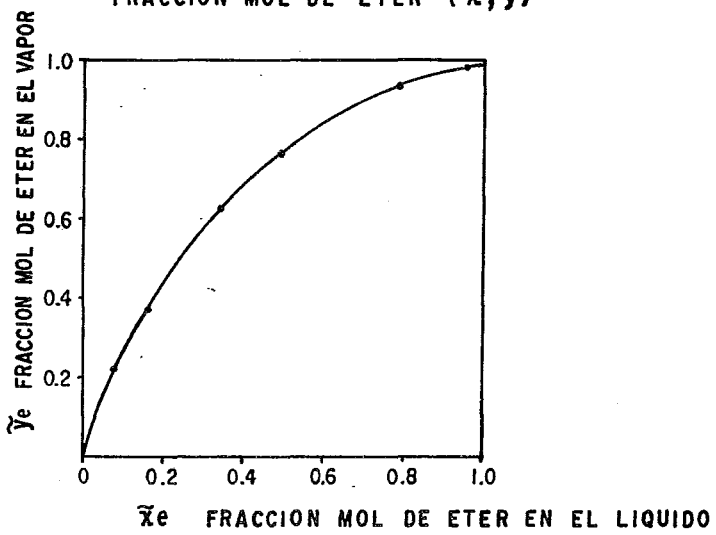
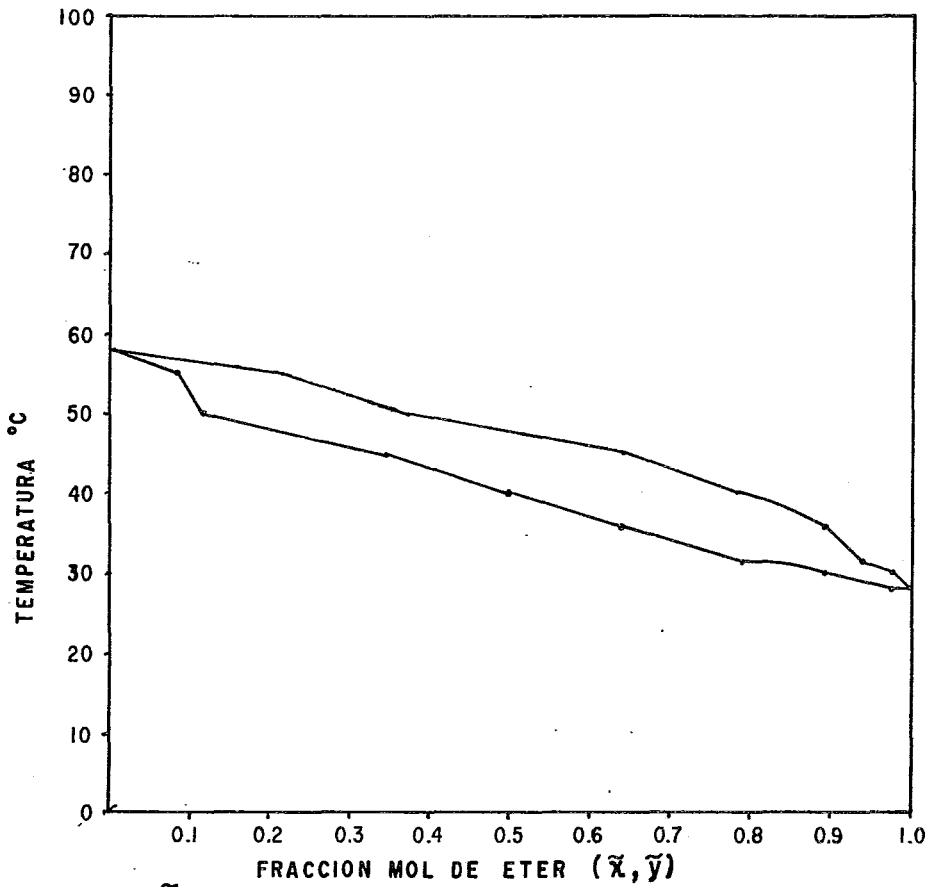
2.2 Composición del vapor:

De ec. 1.3

$$\tilde{y}_{\text{eter}} = \frac{(635)(0.897)}{586} = 0.972$$

TEMPERATURA °C	x_{eter}	y_{eter}
27.6	1.000	1.000
28.4	0.969	0.992
30.0	0.897	0.972
32.7	0.780	0.932
36.0	0.639	0.893
40.0	0.498	0.780
45.0	0.346	0.637
50.0	0.167	0.364
55.0	0.083	0.210
57.8	0.000	0.000

DIAGRAMA DE FASES



FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

JORGE N. MARTINEZ G.

1945.

TEMA: "ESTUDIO EXPERIMENTAL Y PROYECTO SOBRE UNA COLUMNA EMPACA.

(RECTIFICACION DE UNA MEZCLA ETER-METANOL).

PROBLEMA PROPUESTO.

Utilizando la gráfica de equilibrio (y_s Vs x_s) desarrollado pa
ra el problema anterior. Calcular las composiciones y la temperatu
ra cuando se tiene una vaporización de 0%, 0.25%, 50%, 75% y 100% -
mol. Hacer una gráfica de fracción vaporizada contra temperatura -
e indicar cuáles son las temperaturas de rocío y burbuja de la mez-
cla.

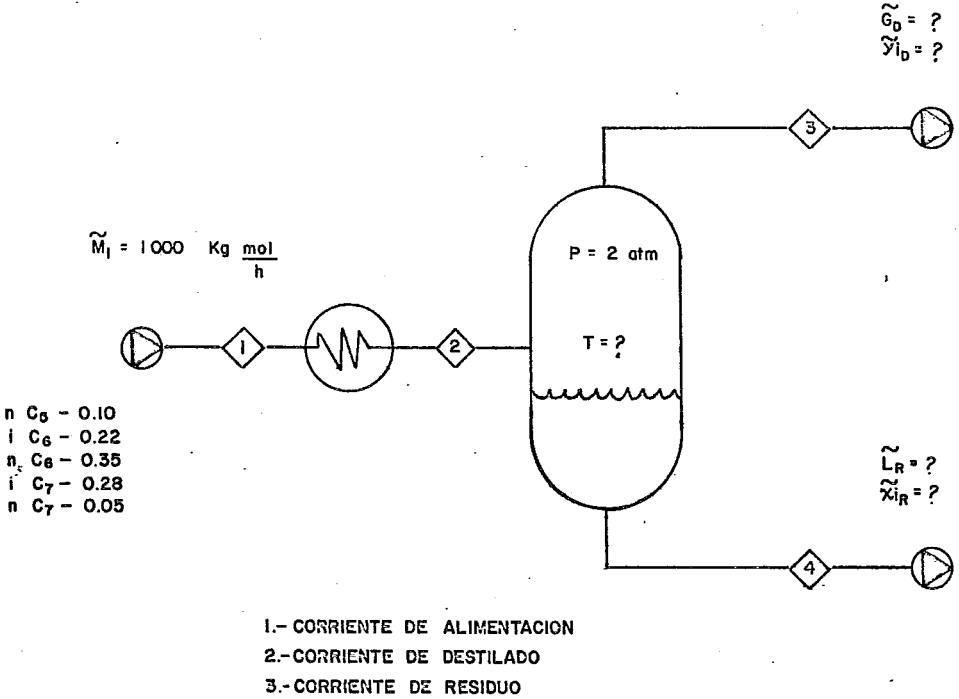
PROBLEMA.

Una corriente de hidrocarburos se somete a destilación instantánea con el fin de recuperar el 50% mol del hexano normal de la alimentación de la corriente de vapor cuya composición es la siguiente: pentano normal 10%, isohexano 22%, hexano normal 35%, isopentano 28%, heptano normal 5%, todos los porcentajes son molares.

Si se alimentan 1 000 kg mol/h de hidrocarburos y se trabaja a una presión de 1 atm. Calcular:

- a) Las temperaturas de burbuja y rocío de la mezcla.
- b) La temperatura de operación del tanque separador.
- c) Las composiciones del vapor y del líquido.
- d) El gasto del vapor producido en m^3/h , a las condiciones del separador.
- e) El gasto de líquido que sale del tanque, en l/min, considerando que el líquido tiene una densidad de $0,685 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$.

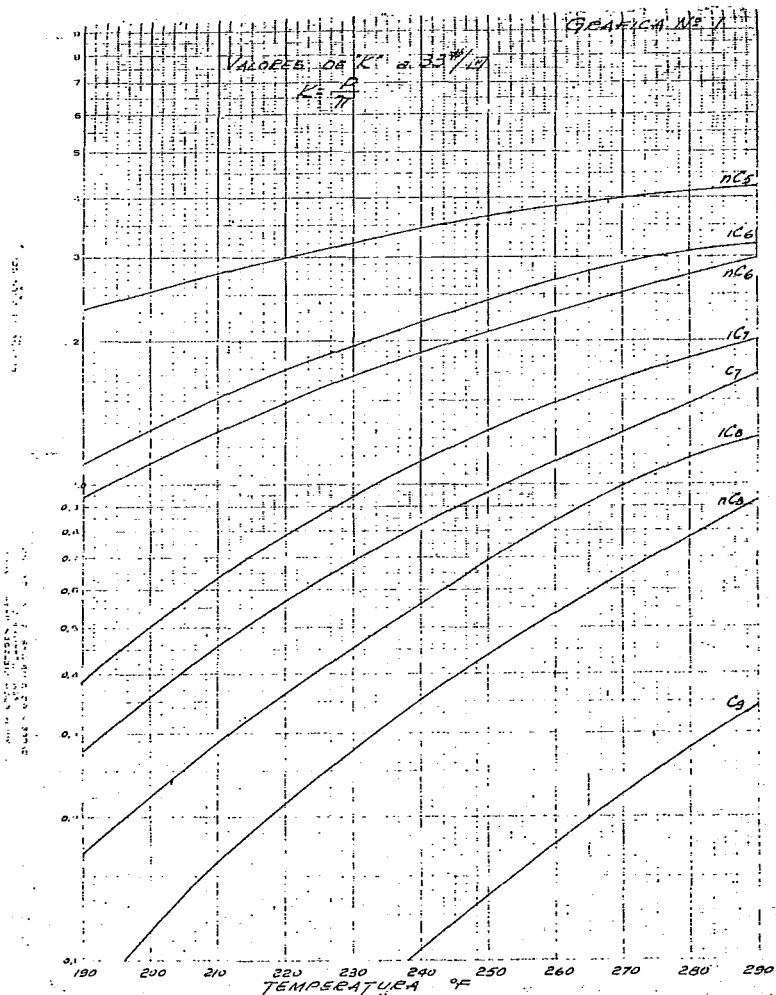
1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

- a) Para saber la temperatura de burbuja, se supone una temperatura tal que la suma de todas las fracciones mol $\tilde{x}_i = K_i \cdot \tilde{y}_i$ sea 1.000 ± 0.006 . Los valores de K se obtienen de la gráfica adjunta.



Esta gráfica se obtuvo de la TESIS: "Columna de Estudio: Torre -
 Despropanizadora perteneciente a la planta de Alquilación de la Re-
 finería "18 de Marzo" en Atzacapotzalco". por:

OCTIVACIO URTAZA TREVIÑO.

(1959).

Para saber la temperatura de rocío, se supone una temperatura tal, que la suma de todas las fracciones mol $\tilde{x}_i = \frac{y_i}{k_i}$ sea $1,000 \pm 0.006$.

- b) Para saber la temperatura de operación, se debe tomar en cuenta el 50% de recuperación del hexano normal haciendo un balance parcial para el hexano normal y se suponen valores de \tilde{G}_3/\tilde{M}_1 tales que cumplan con: $\sum \tilde{x}_{i_R} = 1,000$; $\sum \tilde{y}_{i_D} = 1,000$.
- c) Para saber las composiciones del vapor y del líquido se toman los valores obtenidos de la tabla; en la que se obtuvo: temperatura de operación.
- d) Para saber el gasto volumétrico de vapor se ~~deben~~ tomar en cuenta las condiciones de temperatura de operación y presión de trabajo y se transforma a volumétrico con la relación densidad.
- e) Para saber el gasto de líquido se obtiene primero el peso molecular promedio y mediante el balance total de materia se obtiene L_R .

2.2 Balance parcial de materia para el n. hexano.

Se toma en cuenta el 50% de recuperación del nC_6 .

$$0.5 \left(\tilde{M}_1 \cdot \sum_{nC_6} \tilde{z}_{nC_6} \right) = \tilde{G}_3 \cdot \tilde{y}_{nC_6}$$

$$0.5 \sum_{i=1}^n z_{inC_6} = \tilde{y}_{3nC_6} \cdot \frac{\tilde{G}_3}{\tilde{M}_1}$$

2.3 Temperatura de burbuja y rocío.

Se utilizan las ecuaciones (H) y (N)

$$\sum_{i=1}^n \tilde{y}_i = \sum_{i=1}^n K_i \cdot \tilde{x}_i = 1.000 \pm 0.006$$

$$\sum_{i=1}^n \tilde{x}_i = \sum_{i=1}^n \frac{\tilde{y}_i}{K_i} = 1.000 \pm 0.006$$

2.4 Temperatura de operación.

Suponer un par de valores de $\frac{\tilde{G}_3}{\tilde{M}_1}$, tales que cumplan con:

$$\sum \tilde{x}_R = 1.000 ; \quad \sum \tilde{y}_D = 1.000$$

$$\tilde{y}_{3nC_6} \cdot \frac{\tilde{G}_3}{\tilde{M}_1} = 0.5 \sum_{i=1}^n z_{inC_6}$$

2.5 Composiciones de vapor y líquido.

Las composiciones de vapor y líquido son aquellas que sumadas dan 1.000 ± 0.006 al encontrar la temperatura de operación.

2.6 Gasto de vapor.

$$\bar{G}_3 = \frac{(\bar{G}_3 / \tilde{M}_1) \cdot \tilde{M}_1}{3}$$

$$\bar{G}_3 = \frac{1 \text{ kg mol}}{22.4 \text{ m}_3} \cdot \frac{273^\circ\text{K}}{T^\circ\text{K}} \cdot \frac{P \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

2.7 Gasto de líquido.

$$\bar{L}_R = \left(1 - \frac{\bar{G}_3}{M_1}\right) M_1 \cdot P_M \cdot \frac{1}{\ell_2}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Temperatura de Burbuja.

De ec. 2.3

Presión 2 atm	$\tilde{x}_i = \tilde{z}_i$	1a. Hipótesis T = 250		2a. Hipótesis T = 200		3a. Hipótesis T = 195	
		k_i	$\tilde{y}_i = k_i \cdot \tilde{x}_i$	k_i	$\tilde{y}_i = k_i \cdot \tilde{x}_i$	k_i	$\tilde{y}_i = k_i \cdot \tilde{x}_i$
C_5	0.1	3.66	0.366	2.53	0.253	2.43	0.243
iC_6	0.22	2.93	0.6446	1.3	0.286	1.2	0.264
nC_6	0.35	2.09	0.7315	1.11	0.3885	1.05	0.3675
iC_7	0.28	1.3	0.364	0.502	0.14056	0.442	0.12376
nC_7	0.05	0.97	0.0485	0.358	0.0179	0.314	0.0157
			2.1546		1.0856		1.01396

Presión 2 atm	$\tilde{x}_i = z_i$	4a Hipótesis T = 190		5a Hipótesis T = 193		6a Hipótesis T = 194	
		K _i	$\tilde{y}_i = K_i \tilde{x}_i$	K _i	$\tilde{y}_i = K_i \tilde{x}_i$	K _i	$\tilde{y}_i = K_i \tilde{x}_i$
C ₅	0.1	2.32	0.232	2.39	0.239	2.42	0.242
iC ₆	0.22	1.1	0.242	1.16	0.2552	1.18	0.2596
nC ₆	0.35	0.94	0.329	0.99	0.3465	1.01	0.3535
iC ₇	0.28	0.385	0.1078	0.42	0.1176	0.434	0.12152
nC ₇	0.05	0.276	0.0138	0.3	0.015	0.308	0.0154
		0.9246		0.9733		0.99202	

3.2 Temperatura de Rocío.

De ec. 2.3

Presión 2 atm	$\tilde{y}_i = \tilde{z}_i$	1a Hipótesis T = 220		2a Hipótesis T = 215		3a Hipótesis T = 120	
		K _i	$\tilde{x}_i = \tilde{y}_i / K_i$	K _i	$\tilde{x}_i = \tilde{y}_i / K_i$	K _i	$\tilde{x}_i = \tilde{y}_i / K_i$
C ₅	0.1	3	0.0333	2.9	0.0345	2.77	0.0361
iC ₆	0.22	1.74	0.1264	1.63	0.135	1.52	0.1447
nC ₆	0.35	1.47	0.2381	1.38	0.2536	1.28	0.2734
iC ₇	0.28	0.785	0.3567	0.71	0.3944	0.634	0.4416
nC ₇	0.05	0.567	0.0882	0.51	0.098	0.456	0.1096
		0.8427		0.9155		1.0054	

3.3 Temperatura de Operación.

De ec. 2.4

$$\tilde{x}_i = \frac{\tilde{M}_1 \tilde{z}_i}{\tilde{G}_3 K_i + \tilde{T}_2} \quad , \quad \tilde{y}_{3nC_6} = \frac{\tilde{G}_3}{\tilde{M}_1} = 0.5 \tilde{z}_{1nC_6}$$

$$\bar{M}_1 = 1000, \quad \bar{G}_3 = 500, \quad L_2 = 500$$

1a. HIPOTESIS $\bar{G}_3/\bar{M}_1 = 0.5$

Presión Z nta	Z1	1a. Hipótesis T = 200		2a. Hipótesis T = 203		y1 = k1 x1
		K1	x1	K1	x1	
C ₅	0.1	2.54	0.0566	2.6	0.0555	0.1443
1C ₆	0.22	1.3	0.1913	1.36	0.1864	0.2536
nC ₆	0.35	1.1	0.3333	1.16	0.324	0.3758
1C ₇	0.28	0.5	0.3733	0.535	0.3648	0.1952
nC ₇	0.05	0.35	0.0735	0.302	0.0723	0.0276
			1.0279		1.003	0.996

$$0.5 \bar{z}_{1nC_6} = (0.5)(0.35) = 0.175$$

$$\left[\bar{y}_{3nC_6} \cdot \frac{\bar{G}_3}{\bar{M}_1} \right] = (0.3758)(0.5) = 0.1879 \Rightarrow \text{alto.}$$

$$\bar{M}_1 = 1000, \quad \bar{G}_3 = 430, \quad L_2 = 520$$

2a HIPOTESIS $\bar{G}_3 / \bar{M}_1 = 0.48$

Presión 2 atm	\tilde{z}_i	1a Hipótesis T = 202		2a Hipótesis T = 203		$\tilde{y}_i = K_i x_i$
		Ki	x _i	Ki	x _i	
C ₅	0.1	2.58	0.0568	2.6	0.0565	0.1469
iC ₆	0.22	1.34	0.1891	1.36	0.1876	0.2551
nC ₆	0.35	1.14	0.3279	1.16	0.325	0.377
iC ₇	0.28	0.525	0.3627	0.535	0.3604	0.1928
nC ₇	0.05	0.373	0.0715	0.382	0.071	0.0271
		1.008		1.0005		0.9989

$$\left[\tilde{y}_{3, nC_6} \cdot \frac{\bar{G}_3}{\bar{M}_1} \right] = (0.377)(0.48) = 0.18 \Rightarrow \text{alto}$$

$$\bar{M}_1 = 1000, \quad \bar{G}_3 = 470, \quad \bar{L}_2 = 530$$

3a HIPOTESIS $\bar{G}_3 / \bar{M}_1 = 0.47$

Presión 2 atm	\tilde{z}_i	1a Hipótesis T = 202		2a Hipótesis T = 203		$\tilde{y}_i = K_i x_i$
		Ki	x _i	Ki	x _i	
C ₅	0.1	2.58	0.0574	2.6	0.057	0.1482
iC ₆	0.22	1.34	0.1897	1.36	0.1881	0.2558
nC ₆	0.35	1.14	0.2643	1.16	0.3255	0.3776
iC ₇	0.28	0.525	0.4692	0.535	0.3583	0.1917
nC ₇	0.05	0.373	0.0709	0.382	0.0704	0.0269
		1.0485		0.99936		1.0002

$$\left[\tilde{y}_{3, nC_6} \cdot \frac{\bar{G}_3}{\bar{M}_1} \right] = (0.3776)(0.47) = 0.1774 \Rightarrow \text{alto}$$

$$\tilde{M}_1 = 1000, \quad \tilde{G}_3 = 460, \quad \tilde{L}_2 = 540$$

4a HIPOTESIS $\tilde{G}_3 / \tilde{M}_1 = 0.46$

Presión 2 atm	\tilde{z}_i	1a Hipótesis T = 203°F = 95°C		
		K _i	x _i	$\tilde{y}_i = K_i x_i$
C ₅	0.1	2.6	0.0576	0.1498
iC ₆	0.22	1.36	0.1887	0.2566
nC ₆	0.35	1.16	0.326	0.3781
iC ₇	0.28	0.535	0.3562	0.1906
nC ₇	0.05	0.382	0.067	0.02556
			0.995	1.00066

$$0.5 \tilde{z}_{1, nC_6} = (0.5)(0.35) = 0.175$$

$$\left[\tilde{y}_{3, nC_6} \cdot \frac{\tilde{G}_3}{\tilde{M}_1} \right] = (0.3781)(0.46) = 0.174 \text{ Aproximación aceptable.}$$

3.4 Gasto de Vapor.

De ec. 2.6

$$e_3 = \frac{1 \text{ kg mol}}{22.4 \text{ m}^3} \cdot \frac{(273^\circ + 95)}{273^\circ \text{K}} \cdot \frac{2 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 0.12035 \frac{\text{kg mol}}{\text{m}^3}$$

$$\tilde{G}_3 = \left. \begin{array}{l} 2 \text{ atm} \\ 95^\circ \text{C} \end{array} \right| = \frac{(0.46)(1000 \text{ kg mol/h})}{0.12035 \text{ kg mol/h m}^3} = 3822.1852 \text{ m}^3/\text{h}$$

3.5 Gasto del líquido.

De ec. 2.7

Comp.	X_{i3}	PM_i	$X_{i3} \cdot PM_i$
C_5	0.0576	70	4.032
iC_6	0.1887	86	16.2282
nC_6	0.326	86	28.036
iC_7	0.3562	100	35.62
nC_7	0.067	100	6.7

$$PM_3 = 90.6162$$

$$L_3 = \frac{(1 - 0.46)(1000 \text{ kg mol/h})(90.6162 \text{ kg/kg mol})(1 \text{ h}/60 \text{ min.})}{0.685 \text{ kg/l}}$$

$$L_3 = 1,190.57 \text{ l/min.}$$

4.0 RESULTADOS.

a) Temperatura de burbuja: $194^\circ\text{F} = 90^\circ\text{C} = 363^\circ\text{K}$

Temperatura de rocío : $210^\circ\text{F} = 98.88^\circ\text{C} = 370.88^\circ\text{K}$

b) Temperatura de operación: $203^\circ\text{F} = 95^\circ\text{C} = 368^\circ\text{K}$

c) Composición del vapor y del líquido.

LIQUIDO:	Componente	Fracción mol.
	Pentano	0.0576
	isohexano	0.1887
	hexano normal	0.326
	isoheptano	0.3562
	heptano normal	0.067

VAPOR:	Componente	Fracción mol.
	Pentano	0.1498
	isohexano	0.2566
	hexano normal	0.3781
	isoheptano	0.1906
	heptano normal	0.02556

d) Gasto volumétrico de vapor: $3822.18 \text{ m}^3/\text{h}$

e) Gasto volumétrico del líquido: 1190.57 l/min.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

OCTAVIO URTAZA TREVIÑO.

1969.

TEMA: "COLUMNA EN ESTUDIO: TORRE DEPROPANIZADORA PERTENECIENTE A LA PLANTA DE ALQUILACION DE LA REFINERIA "18 DE MARZO" EN ATZCAPOTZALCO".

PROBLEMA PROPUESTO.

Una corriente de Hidrocarburos de 5 000 kg mol/h con la composición siguiente: pentano normal 5%, isohehexano 12%, hexano normal 20%, isoheptano 30% y heptano normal 33%, todos los porcentajes son molares. Esta corriente se somete a destilación instantánea con el fin de recuperar el 60% mol de heptano normal de la alimentación en la corriente de vapor, la destilación se llevará a cabo a 2 atm.

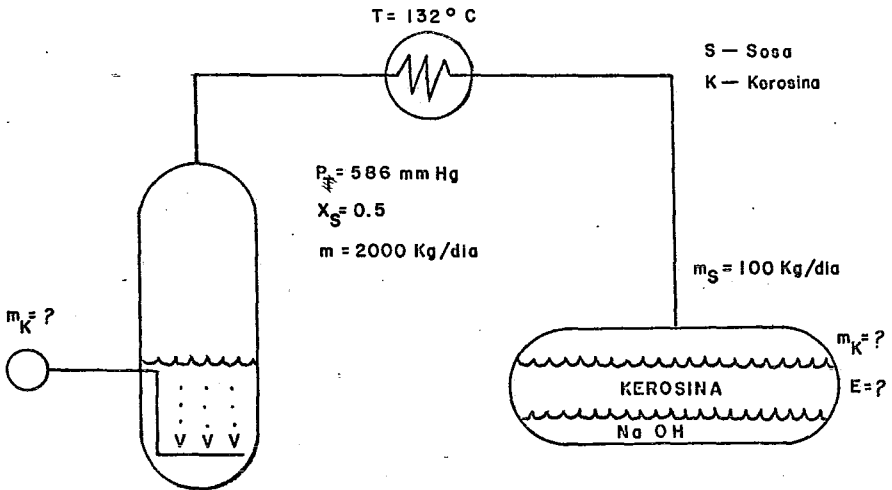
- a) Determinar las temperaturas de burbuja y rocío de la mezcla.
- b) Determinar la temperatura de operación del tanque separador.
- c) Calcular las composiciones del vapor y del líquido.
- d) Calcular el gasto de vapor producido en m^3/h a las condiciones del separador.
- e) Calcular el gasto de líquido que sale del tanque, en l/min. considerando que el líquido tiene una densidad de 0,685 kg/l.

PROBLEMA.

Se desea obtener NaOH anhidra, mediante el proceso de destilación por arrastre, aplicado a la deshidratación de soluciones causticas. Se alimentan 2 toneladas diarias de NaOH al 50% y se quiere obtener 1 tonelada diaria de NaOH anhidra; se empleará como arrastrador una fracción de petróleo que corresponde a la kerosina. Se trabajará a una temperatura de 132°C y a la presión de México. Calcular:

- a) La eficiencia del arrastre.
 b) Cantidad de kerosina utilizada como arrastrador.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Se necesitan obtener las presiones de vapor a la temperatura de operación tanto de la sosa como de la kerosina para conocer la eficiencia (ec. 14.33). Y para saber la cantidad de arrastrador se utiliza ec. (14.34) Libro: "Balances de Materia" de STIVALET-VALIENTE.

2.2 Eficiencia del arrastre.

De ec. 14.32

$$E = \frac{P_t - p'_k}{\tilde{\chi}_s \cdot p'_s}$$

2.3 Arrastrador.

De ec. 14.34

$$m_k = m_s \frac{p \cdot PM_k}{E \cdot \tilde{\chi}_s \cdot p_s \cdot PM_s}$$

2.4 Presiones de vapor.

Se obtienen de las gráficas 1 y 2 pgs. 77 de la tesis:

"Estudio de la destilación por arrastre aplicada a Procesos Industriales" de FERNANDO URZINA DAVALOS, 1946.

$$P_s^o = 530 \text{ mmHg}$$

$$PM_s = 40$$

$$P_k^o = 56 \text{ mmHg}$$

$$PM_k = 170$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Eficiencia del arrastre.

De ec. 2.2

$$E = \frac{525 - 56}{(0.5)(530)} = 20\%$$

- a) La presión total de trabajo.
- b) La relación de la masa de sosa entre masa de arrastrador necesario en el proceso.

3.2 Cantidad de arrastrador.

De ec. 2.3

$$m_k = 1000 \frac{(56)(170)}{(0.2)(0.5)(530)(40)} = 4,490.56 \text{ kg}$$

4.0 RESULTADOS.

Se tiene una eficiencia del 20%. Se requieren 4 490,56 kg de kerosina para destilar una tonelada de sosa al día.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

FERNANDO URBINA DAVALOS.

1946.

TEMA: "ESTUDIO DE LA DESTILACION POR ARRASTRE APLICADA A PROCESOS INDUSTRIALES".

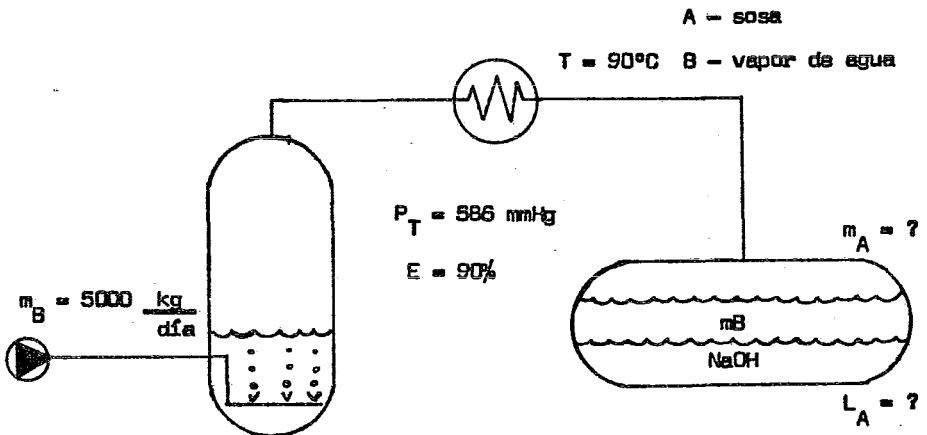
PROBLEMA PROPUESTO.

En un proceso de destilación por arrastre, se desea obtener sosa anhidra; se trabaja a una temperatura de 132°C y se utiliza como arrastrador kerosina, cuya presión de vapor a esa temperatura es de 56 mmHg. La presión de vapor de la sosa es de 530 mmHg también la temperatura de operación. Si la sosa tiene una concentración al 50% y la eficiencia del arrastre es del 20%. Calcular:

PROBLEMA.

En un proceso de destilación por arrastre, se desea obtener sosa anhidra, se utiliza como arrastrador vapor de agua. Se trabaja a una presión atmosférica de 586 mmHg, con una eficiencia del 90% y con una temperatura de operación de 95°C. Si se evaporan 5000 kg/día de vapor de agua. Calcular la cantidad de sosa anhidra producida y su concentración.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO

2.1 Discusión.

Para obtener la concentración de sosa se utiliza la ecuación 14.13, que nos relaciona ésta con la eficiencia y las presiones de vapor. Para calcular la cantidad de sosa anhidra obtenida por día se usa la ecuación 14.34 que relaciona masa del compuesto destilado entre masa del arrastrador.

2.2 Fracción de sosa.

De ec. 14.33

$$P_T = E X_A P_A + P_B$$

$$X_A = \frac{P_T - P_B}{E P_A}$$

2.3 Cantidad de sosa anhidra obtenida.

De ec. 14.34

$$\frac{m_A}{m_B} = \frac{E \cdot X_A \cdot P_A \cdot PM_A}{P_B \cdot PM_B}$$

2.4 Presión de vapor de la sosa.

De las gráficas 1 y 2 pg. 77 de la tesis: "Estudio de la destilación por arrastre aplicada a Procesos Industriales" de -

FERNANDO URBINA DAVALOS.

$$P_A^o = 60 \text{ mmHg} \quad PM = 40$$

2.5 Presión de vapor del agua.

Dato tomado del Perry 4a. Ed. Tabla 3 - 8 a la temperatura de operación de 95°C.

$$P_B^o = 536 \text{ mmHg} \quad PM = 18$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Concentración de la sosa anhidra.

De ec. 2.2

$$X_A = \frac{596 - 536}{(0.9)(60)} = 0.9259$$

3.2 Sosa anhidra producida.

De ec. 2.3

$$m_A = 5000 \cdot \frac{(0.9)(0.9259)(60)(40)}{(536)(18)} = 1036.4552 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

4.0 RESULTADOS.

Se producen 1036.45 kg al día de sosa anhidra y su concen es de 92.59%.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:
FERNANDO URBINA DAVALOS.
1946.

TEMA: "ESTUDIO DE LA DESTILACION POR ARRASTRE APLICADA A PROCESOS INDUSTRIALES".

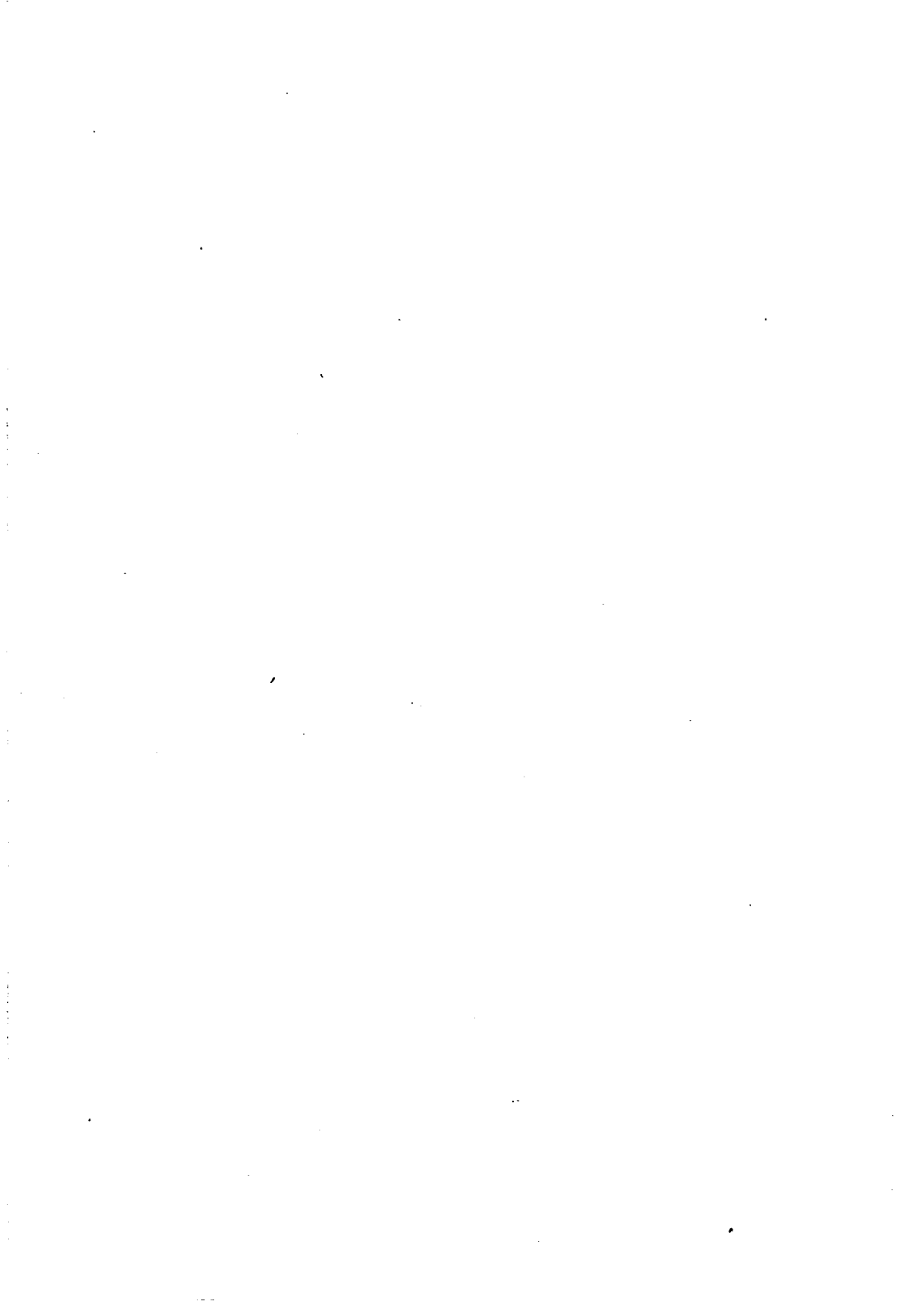
PROBLEMA PROPUESTO.

Se desea obtener NaOH anhidra, mediante el proceso de destilación por arrastre de vapor, la presión total de trabajo es de 586 mmHg y se trabaja a una temperatura de operación de 95°C. Si la presión de vapor del agua a esa temperatura es de 536 mmHg y se tiene una eficiencia de 90%. Calcular:

- a) La presión de vapor de la sosa.
- b) La relación de la masa del compuesto destilado entre la masa del arrastrador.

CAPITULO VIII

OPERACIONES AIRE-AGUA



OPERACIONES AIRE -- AGUA

Son aquellas operaciones en las que intervienen mezclas de vapor - de agua y aire, sin embargo sus aplicaciones actuales se han extendido hasta incluir cualquier sistema en el que intervenga un gas - no condensable y un vapor condensable proveniente de un líquido volátil. Entre las más importantes se mencionarán las siguientes:

I.- ENFRIAMIENTO DE AGUA.

II.- ACONDICIONAMIENTO DE AIRE:

a) Humidificación.

b) Dehumidificación.

III.- RECUPERACION DE SOLVENTES.

I.- ENFRIAMIENTO DE AGUA.

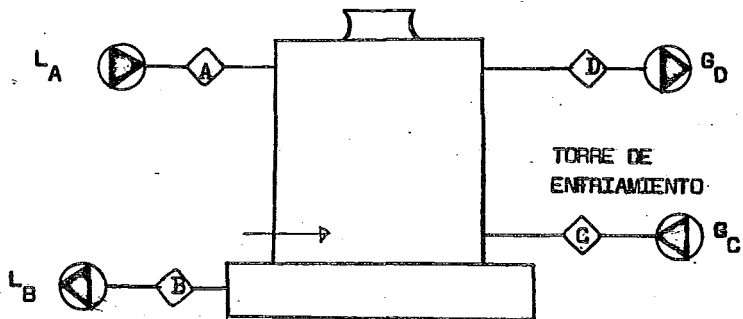
Cuando en un proceso, se elimina cierta cantidad de calor, el cual no se puede aprovechar, se recurre al enfriamiento de agua, lo cual se emplea para: condensar vapores del domo de una Torre de Destilación, para enfriar los gases que salen de una compresora en sistemas de refrigeración, o en sistemas de recompresión de gases en procesos a presiones elevadas, para eliminar calores de reacción exotérmicos, etc.

El equipo más utilizado para este tipo de operación son las -

Torres de Enfriamiento, en donde se pone en contacto agua caliente con aire atmosférico a manera eficiente y cuyo objetivo principal es enfriar agua hasta una temperatura cercana a la temperatura de bulbo húmedo del aire ambiente del lugar donde se encuentra instalada la Torre de Enfriamiento. Este enfriamiento se lleva a cabo por el fenómeno de bulbo húmedo, por lo que se requiere crear una gran interfase entre el agua que se quiere enfriar y el aire atmosférico. El aire puede ponerse en contacto con el agua de diversas maneras y esto origina los diferentes tipos de Torres de Enfriamiento como son: atmosféricas, de tiro inducido, de tiro parabólico (tiro natural), de tiro forzado etc. En la industria de proceso de materiales se usan principalmente torres de tiro inducido; pero en general para este tipo de equipo, lo que se busca es crear una verdadera lluvia de agua para obtener una gran superficie de contacto con el aire; para esto el agua se bombea hasta la parte superior de la torre en donde se distribuye por medio de rociadores para desperdiciar el agua, ésta cae por gravedad y se encuentra con una serie de placas redistribuidoras, que las obliga a redispersarse, éstas placas se encuentran cada medio metro aproximadamente. El agua continúa su trayectoria hasta llegar a un depósito de agua que se localiza en toda la parte inferior de la torre de enfriamiento; el agua fría se recolecta en ese depósito, desde

donde es bombeada al cabezal de agua de enfriamiento para su uso en la planta.

El diagrama espacial de una Torre de Enfriamiento es el siguiente:



El aspecto más importante de BALANCES DE MATERIA en una torre de enfriamiento es la parte de la relación de aire-agua, en la determinación del gasto de aire al ventilador (para determinar su tamaño). Y para el cálculo del agua de reposición.

II.- ACONDICIONAMIENTO DE AIRE.

El aire acondicionado, se usa para mantener una temperatura y una humedad constante y agradables en centros de trabajo con

climas muy calientes, muy húmedos, muy secos o muy fríos. -
También el acondicionamiento de aire se requiere en ciertos -
procesos, farmacéuticos principalmente, para mantener un aire
ambiente con humedad y temperatura fijas. En casos de prepa-
ración de cápsulas de gelatina, se requiere aire muy seco, pa-
ra empaqueo de medicinas se requiere de un aire estéril, lo -
mismo para producción de ciertos medicamentos.

a) HUMIDIFICACION:

En los humidificadores, se busca hacer pasar una corriente
de aire a través de una lluvia de agua; cuyo equipo es fun-
damentalmente una cámara de rociado, en donde el aire pasa
y se pone en contacto con una lluvia fría de agua; general-
mente éstas cámaras están acopladas a precalentadores y -
postcalentadores, que completan un acondicionamiento de -
aire.

La humidificación en la industria se lleva a cabo princi-
palmente para acondicionar aire, es decir, para llevar ai-
re a ciertas condiciones de humedad y temperatura, partien-
do de aire a otras condiciones.

Este proceso es importante para casos en los cuales las -
condiciones iniciales del aire son de humedad baja. Al -

mismo tiempo que se humidifica, el aire se suele calentar; o más bien el aire se calienta antes y después de la humidificación.

USOS: Para el acondicionamiento de locales en que ciertos materiales, tal como los textiles, alimentos o tabacos, se deja que vuelvan a absorber la humedad eliminada en alguna etapa anterior del proceso, o cuando la humedad en el material almacenado debe mantenerse en algún valor predeterminado.

Para obtener el balance de materiales en ésta operación de humidificación es necesario el manejo de la carta psicrométrica y el combinar el cálculo de humedades con temperaturas, por lo cuál es importante tener presentes los siguientes conceptos:

HUMEDAD ABSOLUTA.

Está definida como la masa de agua (A) contenida en la masa del aire (B). Se puede expresar de varias maneras, entre otras:

HUMEDAD ABSOLUTA MOLAR.

$$\tilde{Y} = \frac{\text{moles de vapor}}{\text{moles de gas}} = \frac{\tilde{m} \text{ vapor}}{\tilde{m} \text{ gas}} = \frac{P_A}{P - P_A} = \frac{Y \text{ vapor}}{Y \text{ gas}}$$

HUMEDAD ABSOLUTA MASICA.

$$Y = \frac{\text{masa del vapor}}{\text{masa del gas}} = \frac{y_{\text{vapor}} \cdot PM_{\text{vapor}}}{y_{\text{gas}} \cdot PM_{\text{gas}}} = \frac{PM_{\text{vapor}}}{PM_{\text{gas}}} \cdot Y$$

$$Y = \frac{\frac{\bar{p}_A}{P - \bar{p}_A}}{\frac{PM_{\text{vapor}}}{PM_{\text{gas}}}}$$

HUMEDAD DE SATURACION.

En la humedad absoluta alcanzada cuando el sistema está en equilibrio termodinámico; es decir, cuando el número de moléculas de agua que se evaporan es igual al número de moléculas de agua que se condensan.

Para definirla cuantitativamente se sustituye la presión de vapor en el lugar correspondiente a la presión parcial en las ecuaciones anteriores:

$$Y_{\text{sat.}} = \frac{PM_{\text{vapor}}}{PM_{\text{gas}}} \cdot \frac{p_{\text{vapor}}^{\circ}}{P - p_{\text{vapor}}^{\circ}}$$

HUMEDAD RELATIVA.

En la humedad del sistema, relacionada con la humedad de saturación posible a la temperatura real del sistema. Está expresada como un porcentaje de saturación, partiendo -

de la presión parcial que el vapor de agua realmente ejerce en el sistema y la presión de vapor del agua a la temperatura del sistema:

$$Y_R = \frac{\bar{p}_{\text{vap.}}}{p_{\text{vap.}}} \cdot 100$$

HUMEDAD PORCIENTO.

Está definida como la humedad absoluta del sistema en relación a la máxima humedad absoluta posible a la temperatura del sistema.

La máxima humedad posible para un sistema, es la humedad de saturación, por lo que ésta humedad es un porcentaje de esa humedad de saturación.

$$Y_{\%} = \frac{Y}{Y_{\text{sat.}}} \cdot 100$$

Se puede expresar la relación entre la humedad relativa y la humedad porcentaje, que es como sigue:

$$Y_{\%} = \frac{\bar{p}_{\text{vap.}} / (1 - \bar{p}_{\text{vap.}})}{p_{\text{vap.}} / (1 - p_{\text{vap.}})} \times 100 = Y_R \frac{1 - p_{\text{vap.}}}{1 - \bar{p}_{\text{vap.}}}$$

VOLUMEN HUMEDO.

Es el volumen de la unidad de la masa del gas más el volumen de todo el vapor que contenga el gas a la presión y a la temperatura que se encuentre el sistema:

$$V_H = \left(\frac{1}{PM_{\text{gas}}} + \frac{Y}{PM_{\text{vap.}}} \right) \frac{RT}{P}$$

Para el sistema aire - vapor de agua

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{Y}{18} \right) \frac{0,082 T}{P}$$

En estas ecuaciones la temperatura debe expresarse en grados Kelvin y la presión en atmósferas, el valor del volumen húmedo se da en m³ de mezcla por kg de aire seco.

PUNTO DE ROCIO:

a) A PRESION CONSTANTE.

Es la temperatura a la cuál el gas se satura de vapor si enfriamos la mezcla a presión constante, para encontrar éste - valor se localiza la temperatura a la cuál se tiene una presión de vapor idéntica a la presión parcial del líquido dentro del gas. Para localizar esta temperatura, se calcula la presión parcial del sistema como sigue:

$$P_{\text{vap}} = \frac{Y \cdot \frac{PM_{\text{gas}}}{PM_{\text{vap}}}}{1 + Y \cdot \frac{PM_{\text{gas}}}{PM_{\text{vap}}}}$$

b) A TEMPERATURA CONSTANTE.

Es la presión a la cual el gas se satura de vapor, si expandemos la mezcla a temperatura constante. Para encontrar este valor se debe localizar la presión total a la cuál se tiene una humedad igual a la de saturación a la temperatura del proceso.

$$P_T = \frac{P_{M \text{ vapor}}}{P_{M \text{ gas}}} \cdot \frac{\bar{P}_{\text{vapor}}}{Y_{\text{sat.}}} - \bar{P}_{\text{vapor}}$$

TEMPERATURA DE BULBO HUMEDO.

Es la temperatura a la cuál está la mezcla de vapor-gas. Se mide con un termómetro ordinario.

TEMPERATURA DE SATURACION ADIABATICA: Es la temperatura hasta la cuál se enfría la unidad de masa de un gas en contacto con un líquido cuando ese gas se satura con vapor del líquido sin agregar ni quitar calor; dicho de otra manera, es la temperatura alcanzada por saturación a entalpia constante.

TEMPERATURA DE BULBO HUMEDO: Es la temperatura alcanzada, en condiciones adiabáticas y a régimen permanente (pero no en equilibrio) por una pequeña masa de líquido volátil en

za al usarla en lugar de efectuar los cálculos detallados, el nivel de precisión es inferior al obtenido empleando las ecuaciones. Para conocer todas las propiedades de un sistema aire-vapor de agua se requiere los valores de dos de las variables registradas en la Carta Psicrométrica.

El equilibrio en los sistemas vapor-gas depende de la presión de trabajo, por lo que para cada presión habrá una carta Psicrométrica ejemplo: para 760 mmHg ó para 586 mm de Hg.

b) DEHUMIDIFICACION:

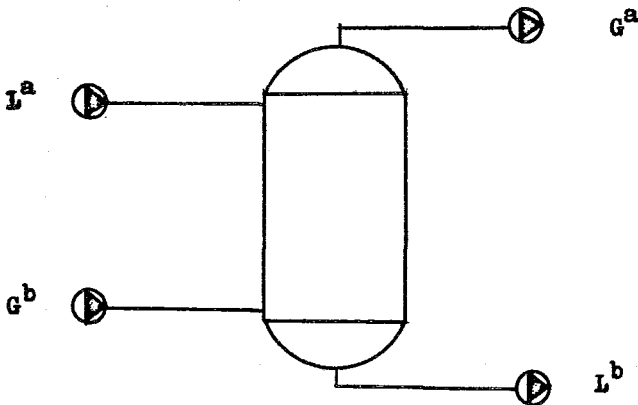
En los dehumidificadores la base del diseño es poner en contacto una corriente de gas caliente con un líquido frío, cuando el gas está saturado con el mismo líquido.

Para dehumidificar alguna corriente gaseosa se suelen usar torres empacasa, del mismo tipo de las usadas para absorción. El objeto del equipo es poner en contacto a un líquido frío con el aire caliente, lo cual origina la condensación de una parte del vapor que satura el gas. El líquido usado es generalmente el mismo que se encuentra en estado de vapor en el gas, aunque a una temperatura más baja que la del punto de rocío del gas. Aún a pesar de que los tipos mencionados son los más frecuentemente usados, para dehumidificar gases

(aire saturado de agua o algún solvente como acetona) se pueden usar otros equipos, como puede ser un simple cambiador de calor con refrigerante, o bien equipos empacados con algún absorbente como alúmina o gel de sílice. Esto último cuando se requiere una humedad muy baja, con puntos de rocío de 50°C o aún menores. Las condiciones de operación de un humidificador dependen de que el proceso se lleve a cabo por contacto directo entre el gas y el líquido frío o sea realizado por contacto indirecto en un cambiador de calor.

DEHUMIDIFICADORES DIRECTOS.

Los dehumidificadores a contracorriente son los más eficientes, por lo que son los más usados en la industria. A continuación se puede observar un diagrama espacial de una torre empacada con sus principales corrientes.



Estableciendo un balance de materia, considerando que a régimen permanente no se tiene acumulación:

$$\begin{array}{rcccl} \text{RAPIDEZ DE} & & \text{RAPIDEZ DE} & & \text{RAPIDEZ DE} \\ \text{SALIDA DE} & - & \text{ENTRADA DE} & + & \text{ACUMULACION} \\ \text{MATERIA} & & \text{MATERIA} & & \text{DE MATERIA} = 0 \end{array}$$

$$(G^a + L^b) - (L^a + G^b) = 0$$

Si consideramos solamente el agua obtenemos el siguiente balance:

$$(G Y^a + L^b) - (G Y^b + L^a) = 0$$

Este balance de materiales se utiliza en la práctica para obtener la cantidad de vapor condensado en un dehumidificador.

DEHUMIDIFICADORES INDIRECTOS.

En los dehumidificadores indirectos el gas se pone en contacto con un líquido frío a través de una pared, permitiéndose el intercambio de calor pero no el intercambio de materia. Estos dehumidificadores tienen la ventaja, sobre los directos de que se puede usar un líquido diferente al que se condensa y de tenerse temperaturas de líquido más bajas.

El comportamiento del aire dentro del equipo es muy parecido al caso de los dehumidificadores directos, siendo la única diferencia que en este caso el aire baja su temperatura a humedad constante en lugar de seguir una línea de enfriamiento adiabático. La otra diferencia es que el vapor condensado sale como una corriente separada en lugar de salir mezclado con la corriente líquida caliente. En este caso - el balance de materia se plantea de la siguiente manera:

$$(G^b + c) - (G^a) = 0$$

Para el vapor condensado únicamente:

$$(G^1 Y_a^b + c) - G^1 Y^a = 0$$

La operación de un humidificador indirecto es más cara que la de uno directo, por lo que se prefiere éste último tipo. En ocasiones se instalan acoplados los dos tipos, primero - un condensador directo y después uno indirecto. Con esto - se puede combinar una eficiencia elevada con un costo relativamente bajo.

III.- RECUPERACION DE SOLVENTES.

En las fábricas de fibras sintéticas, pinturas, desengrasados - de piezas etc. se necesita recuperar los solventes que son va -

liosos, para volverlos a usar en el proceso. Los procesos para recuperar solventes generalmente se efectúan a presión cambiante, por lo que no es posible utilizar las cartas psicrométricas. Entre los equipos más empleados están las compresoras, los dehumidificadores y los tambores de separación, del mismo tipo de los usados en distalación. Muchas veces para recuperar el solvente se hace pasar una corriente de gas sobre el material humedecido con el solvente de manera que el gas arrastra consigo el solvente.

Por lo tanto las habilidades a desarrollar en los balances de materia para secado, humidificación, y acondicionamiento de aire son fundamentalmente; obtener la información necesaria para efectuar los balances de materia, empleando los diagramas de humedad. Efectuar un balance de materia para el equipo empleado en las operaciones anteriormente detalladas.

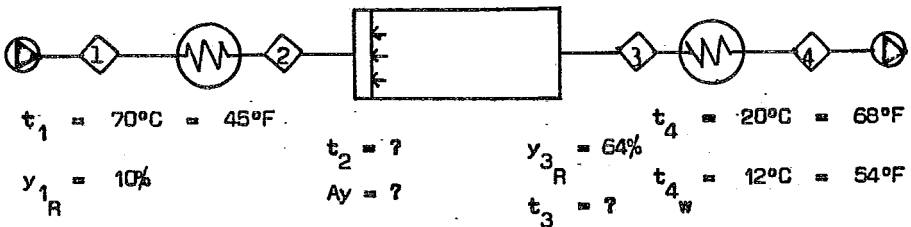
PROBLEMA.

En una fábrica de artisa, se requiere acondicionar aire en los departamentos de almacenado y mercerizado ya que la materia prima básica constituida de celulosa al sulfito en forma de láminas y formando pacas de 80 kg aproximadamente poseen un contenido de humedad variable por lo que se requiere acondicionarlo a 20°C con una temperatura húmeda de 12°C . Las condiciones iniciales son: 70°C con una humedad del 10%. El proceso completo consta de una precaléfacción, seguida de una humidificación adiabática hasta el 64% y calentamiento hasta las condiciones finales. $P_T = 586 \text{ mmHg}$.

Calcúlese:

- La temperatura de salida del aire del humidificador.
- La temperatura de precalentamiento.
- La cantidad de agua evaporada.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

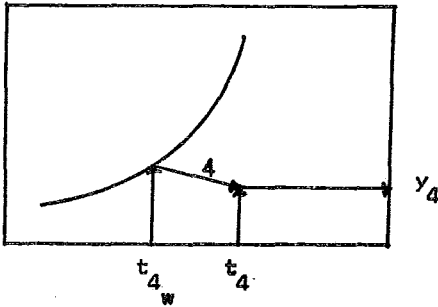
2.1 Discusión:

Para determinar las variables pedidas se hará uso de la carta Psicrométrica de 586 mm de Hg de presión de la siguiente forma:

2.1 a) Para saber la temperatura de salida del aire del humidifica

dor, primeramente con los datos de t_{4w} y t_4 se obtiene

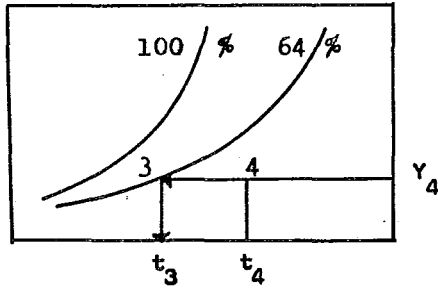
y_4 :



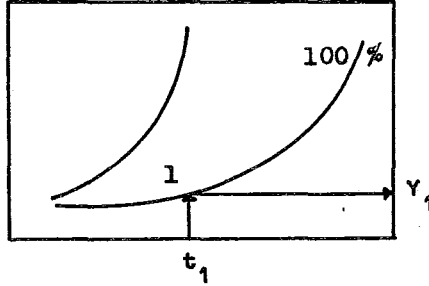
Con y_4 tenemos el punto (4), avanzamos horizontalmente hasta

$Y_R = 64\%$, se obtiene el punto (3) y de ahí bajamos hasta -

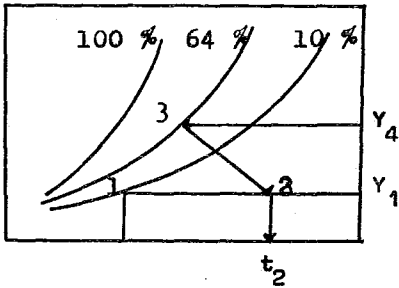
t_3 que corresponderá a la temperatura de salida del humidificador.



- 2.1 b) Para saber la temperatura de precalentamiento primero se obtiene Y_1 con los datos de t_1 y $Y_R = 10\%$



Desde el punto (3), se baja por la línea de saturación adiabática, llegando hasta la línea de humedad del punto (1), - encontrándose en la intersección del punto (2), en el cuál bajamos hasta t_2 , que corresponderá a la temperatura de precalentamiento.

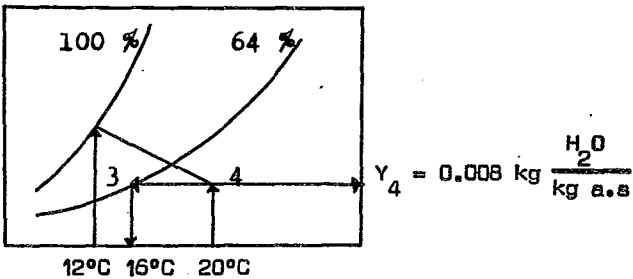


2.1 c) Para calcular la cantidad de agua evaporada se hace un balance de materia con respecto a la humedad.

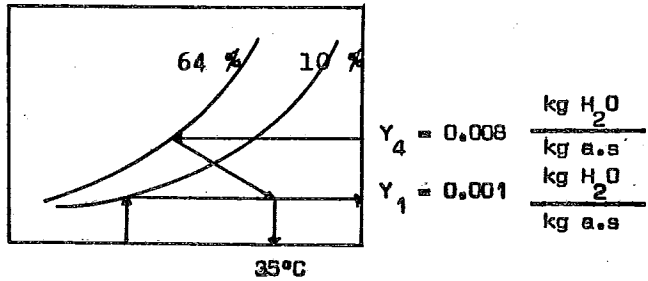
$$\Delta Y = Y_4 - Y_1 \dots \dots \dots 2.1 c$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Temperatura de salida del humidificador t_3 :



3.2 Temperatura de precalentamiento t_2 :



3.3 Cantidad de agua evaporada.

De ec. 2.1 c

$$Y = 0.008 - 0.001 = 0.007 \frac{\text{kg}_{\text{vap.}} \text{H}_2\text{O}}{\text{kg aire seco}}$$

4.0 RESULTADOS.

- La temperatura de salida del humidificador $t_3 = 16^\circ\text{C}$.
- La temperatura de precalentamiento $t_2 = 35^\circ\text{C}$.
- El agua evaporada es 0.007 $\frac{\text{kg}_{\text{vap.}} \text{H}_2\text{O}}{\text{kg aire seco}}$.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

DANTE CAMPOS R.

1954.

TEMA: "ANTEPROYECTO DE UN SISTEMA DE ACONDICIONAMIENTO DE AIRE EN
LOS DEPARTAMENTOS DE ALMACENADO, MERCERIZADO Y DESMENUZADO
EN UNA FABRICA DE ARTISELA A LA VISCOSA".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se tiene un anteproyecto para acondicionar aire en los departamentos de almacenado, mercerizado y desmenuzado en una fábrica de artisela a la viscosa. El proceso consta de una precalefacción, humidificación adiabática y calentamiento. Si las condiciones iniciales son: humedad absoluta de 0.012 kg de vapor de agua/kg de aire seco y humedad por ciento igual a 20%. La temperatura de precalentamiento es de 90°C, si se humidifica adiabáticamente hasta el 78%.

Calcular:

a) La temperatura inicial.

b) La humedad a las condiciones finales.

c) La temperatura de bulbo húmedo para cada una de las corrientes.

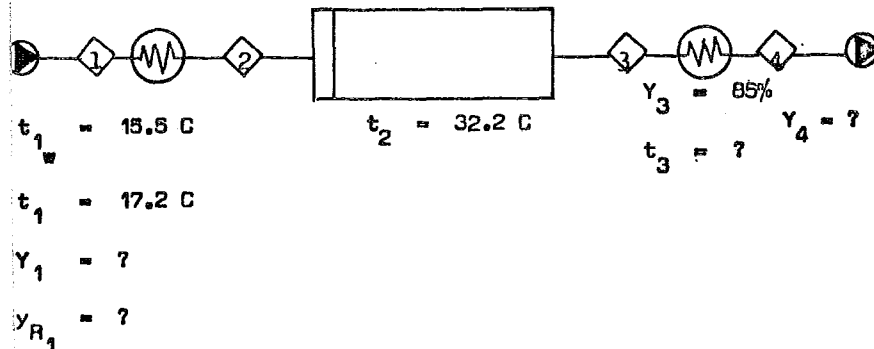
PROBLEMA.

En la fábrica Textil Sedas Parisina se estudia un diseño para acondicionamiento de aire, el cuál consiste en distribuir en los recintos el aire previamente preparado, mediante humidificación y calefacción. Las condiciones del aire a la entrada del equipo son $t_w = 15.5^\circ\text{C}$ y $t_1 = 17.2^\circ\text{C}$; la temperatura de precalificación es 32.2°C . Si se requiere humidificar adiabáticamente hasta una humedad de 85%.

Calcular:

- La humedad inicial.
- La humedad relativa inicial.
- La humedad final.
- La temperatura de salida del humidificador.
- La cantidad de agua suministrada por kg de aire seco.

1.0 TRADUCCION.

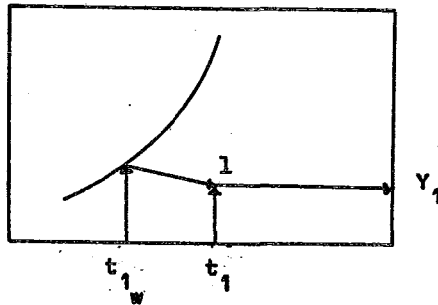


2.0 PLANTEAMIENTO.

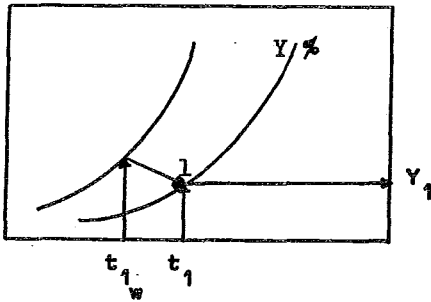
2.1 Discusión:

Para determinar las variables pedidas se hará uso de la carta Psicrométrica de 586 mmHg de presión de la siguiente forma:

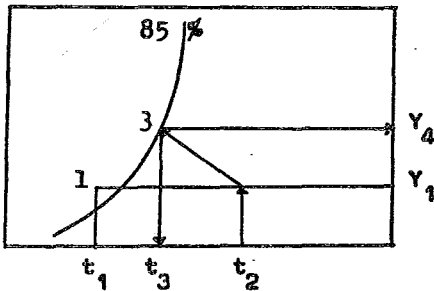
2.1 a) Para saber la humedad inicial, con los datos de t_{1w} y t_1 se obtiene Y_1 :



2.1 b) Para saber la humedad relativa inicial con t_{1w} y t_1 se obtiene el punto (1) y en ese punto se localiza la Y_R correspondiente.



2.1 c) Para saber la humedad final, con los datos de t_2 y línea de Y_1 se obtiene el punto (2), de ahí se sube por la línea de saturación adiabática hasta $Y_3 = ,85\%$ o sea el punto (3); lléndose hacia la derecha se obtendrá Y_4 y lléndose hacia abajo t_3 .

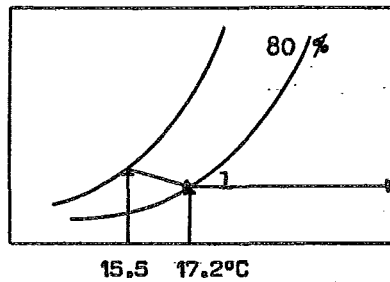


2.2 Para saber la cantidad de agua suministrada se requiere el siguiente balance de humedades: condiciones finales de humedad - menos condiciones iniciales de humedad igual a agua evaporada.

$$\Delta Y = Y_4 - Y_1$$

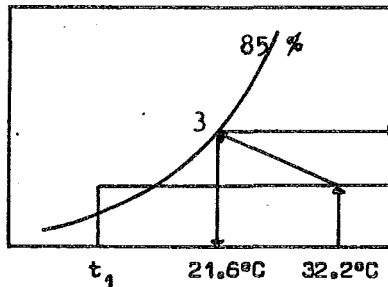
3.0 CALCULOS.

3.1 Humedad inicial Y_1 y humedad relativa y_{1R}



$$0.013 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg a.s}} = Y_1$$

3.2 Humedad final Y_4 y temperatura t_3 .



$$0.0175 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg a.s}} = Y_4$$

3.3 Agua evaporada:

$$\Delta Y = 0.0175 - 0.013 = 0.0045 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg a.s.}}$$

4.0 RESULTADOS.

a) La humedad inicial $Y_1 = 0.013 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg a.s}}$

b) La humedad relativa inicial $Y_R = 80\%$.

c) La humedad final $Y_4 = 0.0175 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg a.s}}$

d) La temperatura de salida del humidificador $t_3 = 21.6^\circ\text{C}$.

e) La cantidad de agua suministrada por kg de aire seco es -
0.0045.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

JOSE ANTONIO ISLAS M. OLEA.

1953.

TEMA: "ESTUDIO COMPARATIVO Y DISEÑO DE DOS SISTEMAS DE ACONDICIONAMIENTO DE AIRE PARA LA FABRICA TEXTIL SEDAS PARISINA".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se tiene un sistema de humidificación indirecto el cuál consiste en un precalentamiento previo, una humidificación y un recalentamiento. Si se requiere de una humedad de $0.02 \text{ kg H}_2\text{O/kg a.s}$ con una temperatura de 28°C y la temperatura de salida del humidificador es 20°C . Las condiciones iniciales son temperatura de 16°C con una humedad de $0.006 \text{ kg H}_2\text{O/kg a.s}$. Calcular:

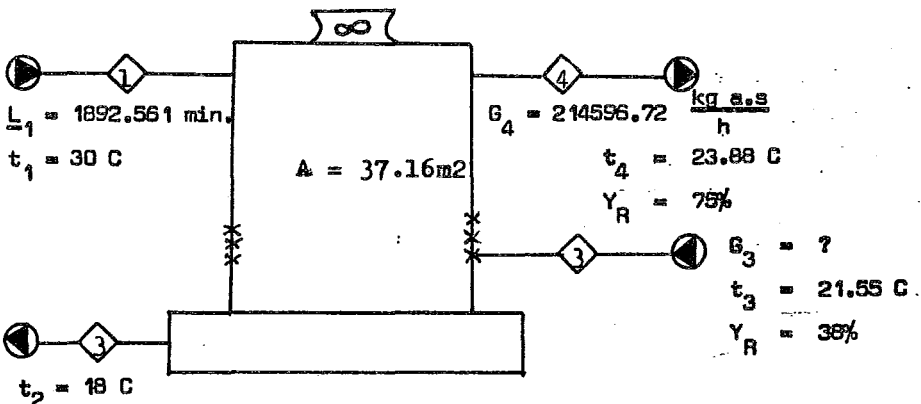
- a) La humedad relativa después de la humidificación adiabática.
- b) La temperatura de precalentamiento.
- c) La temperatura de bulbo húmedo por cada una de las corrientes.
- d) La humedad relativa inicial.

PROBLEMA.

Se está diseñando un nuevo sistema de enfriamiento para una torre de enfriamiento de tiro forzado con ventilador axial; se calculará un sistema para enfriar 1892.5 l/min. de agua, de 30°C a 18°C. El área de la torre es de 37.16 m². La presión de trabajo de 587 mm de Hg. Se obtienen 214 596.72 kg de aire seco/h a 23.88°C y con una humedad relativa de 75%. Si entra a 21.55°C con una humedad relativa de 38%. Calcular:

- El gasto másico a la salida por unidad de superficie.
- El gasto volumétrico de entrada.
- La cantidad de agua que será necesario agregar al sistema para reponer la que se pierde por evaporación durante el enfriamiento (l/min).
- La relación de agua a aire que se tendrá en la torre en kg de agua/kg de aire.

1.0 TRADUCCION.



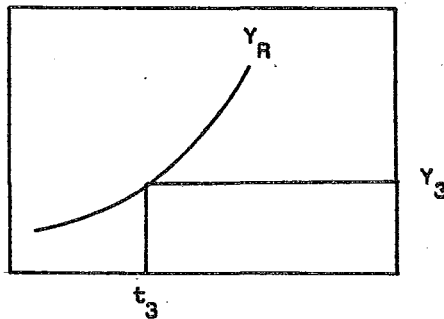
2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

- a) Para saber el gasto másico a la salida por unidad de superficie, sólo se toma en cuenta la superficie de la torre.
- b) Para calcular el gasto volumétrico de entrada, se requiere además el volumen húmedo del aire a las condiciones de salida del aire y se usa carta psicrométrica con t y Y_s .
- c) Para saber la cantidad de agua evaporada, se requiere conocer las condiciones de humedad del aire a la entrada y a la salida, pues la humedad aumenta con la temperatura del aire.
- d) La relación aire-agua, se obtiene con el cociente del gasto másico de agua entre el gasto másico del aire.

2.2 Humedad absoluta.

Con t y Y_R en carta psicrométrica.



2.3 Volumen húmedo.

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{Y_3}{18} \right) \frac{0.082 \text{ t}}{P}$$

2.4 Gasto volumétrico.

$$\frac{G}{3} = G \cdot V_{H_3}$$

2.5 Gasto másico por unidad de área.

$$G_{\text{aire}} = \frac{G}{S}$$

2.6 Agua de reposición.

$$L_1 - L_2 = G_{\text{aire}} (Y_4 - Y_3)$$

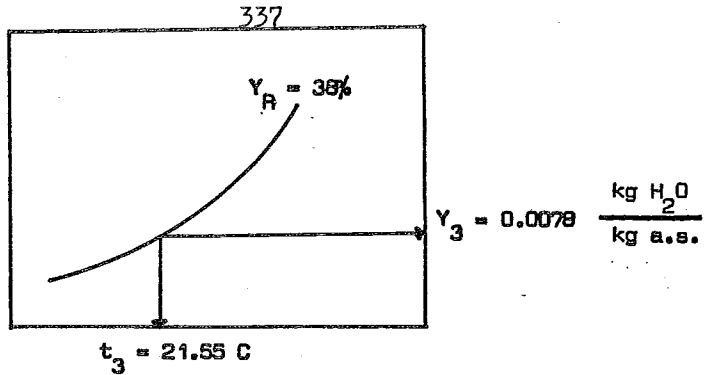
2.7 Relación aire - agua.

$$\frac{L}{G}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Humedad absoluta de entrada.

De ec. 2.2



3.2 Volumen húmedo.

De ec. 2.3

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{0.0078}{18} \right) \frac{0.082 \cdot 21.55 + 273}{\frac{587}{760}}$$

$$V_H = 1.09 \text{ m}^3/\text{kg a.s.}$$

3.3 Gasto volumétrico.

De ec. 2.4

$$\underline{G}_3 = \left(214 \ 596.72 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}} \right) \left(1.09 \frac{\text{m}^3}{\text{kg a.s.}} \right)$$

$$\underline{G}_3 = 233 \ 910.42 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

3.4 Gasto másico por unidad de área.

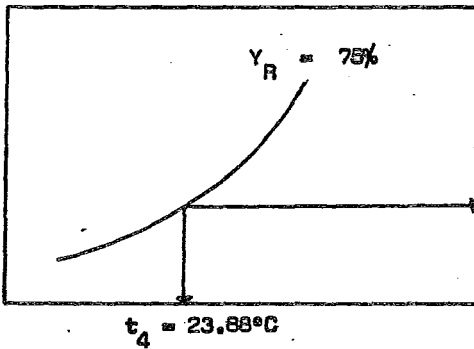
De ec. 2.5

$$G_4 = \frac{214\,596.72 \text{ kg a.s.}}{37.16 \text{ m}^2} =$$

$$G_4 = 5\,774.93 \text{ kg a.s./m}^2$$

3.5 Humedad absoluta a la salida.

De ec. 2.2



$$Y_4 = 0.0174 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg a.s.}}$$

3.5. Agua de reposición.

De ec. 2.6

$$L_1 - L_2 = 214\,596.72 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}} (0.0174 - 0.0078) \frac{\text{kg agua}}{\text{kg a.s.}}$$

$$L_1 - L_2 = 2060.12 \frac{\text{kg agua}}{\text{h}} \times \frac{1}{\text{kg}}$$

$$L_1 - L_2 = 2060.12 \frac{1}{\text{h}}$$

3.7 Relación aire - agua.

De ec. 2.7

$$\frac{L}{G} = \frac{1892.5 \frac{1}{\text{min}} \times \frac{60 \text{ min}}{\text{h}}}{214 \ 596.72 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}}} = 0.529$$

$$\frac{L}{G} = 0.529 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg a.s}}$$

4.0 RESULTADOS.

a) El gasto másico a la salida de la torre es de 5 774.93 -

$$\frac{\text{kg a.s.}}{\text{h m}^2}$$

b) El gasto volumétrico de entrada es 233.910.42 m³/h.

c) Será necesario agregar al sistema 2060.12 l/h de agua para reponer la que se pierde por evaporación durante el enfriamiento.

d) La relación de aire - agua es de 0.53 kg agua/kg a.s

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:
ALBERTO DE JESUS SOLANO SALAZAR.
1953.

TEMA: "CALCULO DE UN SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE AGUA".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se tiene un sistema de enfriamiento con las siguientes características: se dispone de una torre de enfriamiento de tiro forzado cuyo flujo de agua es de 300 G.P.M y la temperatura de entrada de agua a la torre es de 28°C y de salida de 20°C. El aire se encuentra a las condiciones ambiente de México. El área de la torre es de 40 m². - El gasto de aire es de 92 696 kg a.s/h con una temperatura de entrada de 27°C y saldrá a 30°C con una humedad relativa de 65%. Calcular:

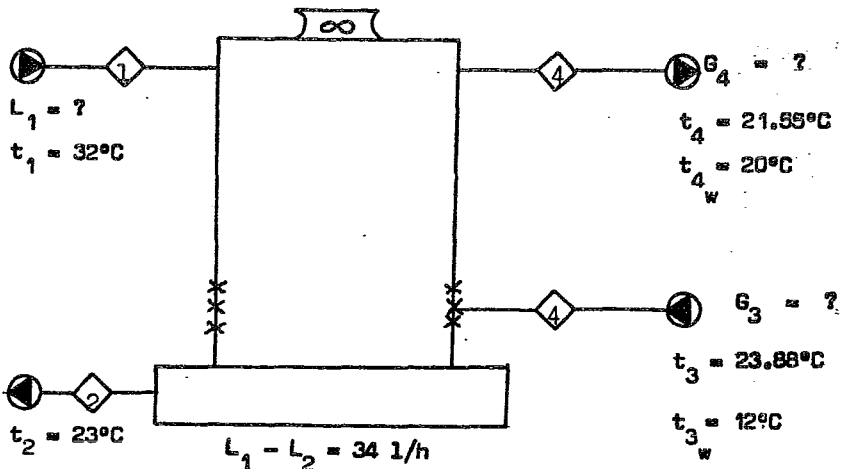
- a) El gasto másico de aire (kg/h) y el gasto volumétrico (m^3/h) que se tendrá a la salida de la torre, es decir, el aire que pasará por el ventilador.
- b) La relación de agua a aire que se tendrá en la torre en kg de agua/kg de aire seco.
- c) La cantidad de agua que es necesaria agregar al sistema para reponer la que se pierde por evaporación durante el enfriamiento (l/min).

PROBLEMA.

Se tiene una torre de enfriamiento de tiro inducido, la cuál se requiere para enfriar agua de 32°C a 23°C . Se usará cuya temperatura de bulbo húmedo es 12°C y con una temperatura de bulbo seco de 21.55°C ; a la salida, la temperatura de bulbo húmedo es de 20°C y con una temperatura de bulbo seco de 23.88°C . La presión de trabajo es de 587 mm de Hg. Si el gasto volumétrico de agua que es necesaria agregar al sistema para reponer la que se pierde por evaporación durante el enfriamiento es de 3450 l/h y la relación de agua-aire es de 1.5. Calcular:

- El gasto másico de aire que entra en la torre.
- El gasto volumétrico de aire a la salida de la torre.
- El gasto másico de agua que se va a enfriar.

1.0. TRADUCCION.



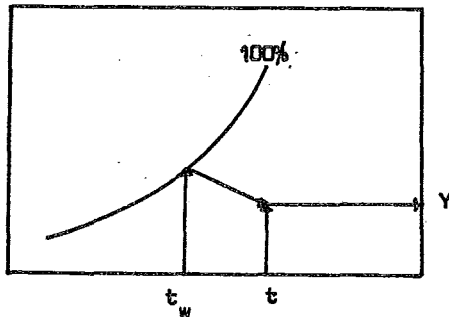
2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

- a) Para saber el gasto másico de aire a la entrada de la torre, se necesita conocer el valor de las humedades absolutas tanto a la entrada como a la salida del proceso, para lo que se requiere la carta psicrométrica con los datos de t y t_w .
- b) Para saber el gasto volumétrico a la salida de la torre, se requiere calcular el volumen húmedo a las condiciones de salida.
- c) Para saber el gasto másico de agua que se va a enfriar, se utiliza la relación L/G .

2.2 Humedad absoluta.

Con t y t_w .



2.3 Gasto de aire.

$$L_1 - L_2 = G_{\text{aire}} (Y_4 - Y_3)$$

$$G_{\text{aire}} = \frac{L_1 - L_2}{(Y_4 - Y_3)}$$

2.4 Volumen húmedo.

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{Y}{18} \right) \frac{0.082 t}{P}$$

2.5 Gasto volumétrico de aire a la salida.

$$\underline{G}_4 = G \cdot V_H$$

2.6 Gasto volumétrico de agua.

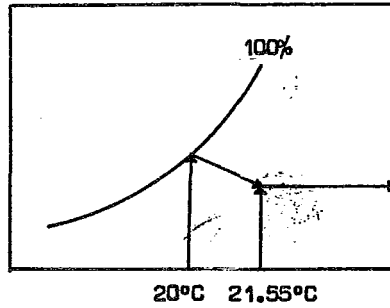
$$\frac{L}{G} = 1.5$$

$$L = 1.5 G$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Humedad absoluta en la corriente 3.

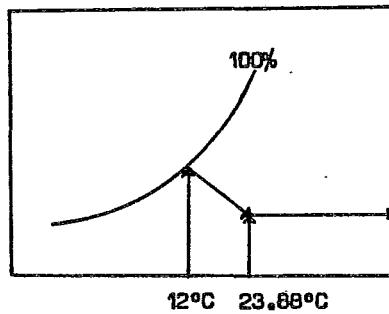
De ec. 2.2



$$Y_3 = 0.0078 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg a.s.}}$$

3.2 Humedad absoluta en la corriente 4.

De ec. 2.2



$$Y_4 = 0.0174 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg a.s.}}$$

3.3 Gasto de aire.

De ec. 2.3

$$G_{\text{aire}} = \frac{(3450 \frac{\text{l}}{\text{h}}) (\frac{\text{kg}}{\text{l}})}{(0.0174 - 0.0078)} \frac{\text{kg agua}}{\text{kg a.s.}}$$

$$G_{\text{aire}} = 359\,375 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}}$$

3.4 Volumen húmedo.

De 2.4

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{0.0174}{18} \right) \frac{0.082 (23.88 + 273)}{\frac{587}{760}}$$

$$V_H = 1.11 \text{ m}^3/\text{kg a.s.}$$

3.5 Gasto volumétrico de aire a la salida.

De 2.5

$$G_4 = \left(359\,375 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}} \right) \left(1.11 \frac{\text{m}^3}{\text{kg a.s.}} \right)$$

$$G_4 = 401\,421.87 \text{ m}^3/\text{h}$$

3.6 Gasto volumétrico de agua a la entrada de la torre.

De 2.6

$$L_1 = 1.5 \left(359\,375 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}} \right)$$

$$L_1 = 539\,062.5 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}}$$

4.0 RESULTADOS.

- a) El gasto másico de aire a la entrada de la torre es de -
359 375 kg a.s/h.
- b) El gasto volumétrico de aire a la salida de la torre es de
401 421.87 m³/h.
- c) El gasto másico de agua que se va a enfriar es de 539 062.5
kg a.s/h.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

ALBERTO DE JESUS SOLANO SALAZAR.

1953.

TEMA: "CALCULO DE UN SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE AGUA".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se quieren enfriar 600 500 kg a.s/h en una torre de enfriamiento, - de 28°C a 20°C. Si entran 350 000 kg a.s/h con una humedad relativa de 0.0065 kg agua/kg aire seco y sale con una temperatura de bulbo seco de 23°C. Calcular:

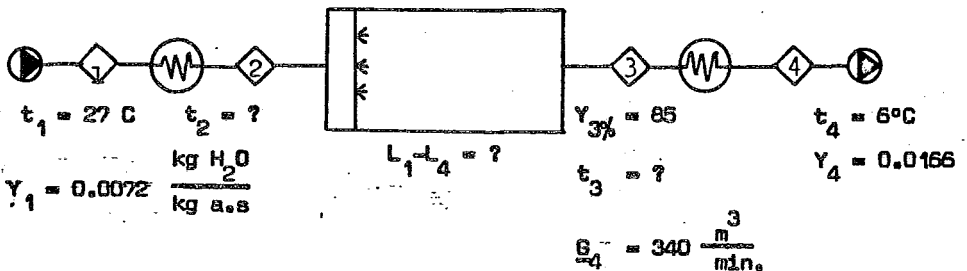
- a) La temperatura de bulbo húmedo a la entrada.
- b) El gasto másico de aire a la salida de la torre.
- c) El gasto volumétrico de agua a la salida de la torre.

PROBLEMA.

Se va a calcular el equipo para acondicionar el aire del departamento que se va a instalar en "Industrias 1 - 2 - 3", para extraer -
aceite de ajonjolí. El proceso completo consta de precalentamiento,
humidificación y recalentamiento. A la entrada, se tiene aire a -
27°C con una humedad absoluta de 0.0072 kg H₂O/kg aire seco. Se requiere
obtener 340 m³/min de aire a 6°C, con una humedad absoluta -
de 0.0166 kg H₂O/kg aire seco. Si a la salida del humidificador se
tiene una humedad por ciento de 85. Calcular:

- La cantidad de agua evaporada.
- La temperatura de salida de la cámara de rocío del aire.
- La temperatura de precalentamiento.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión:

Para calcular el agua evaporada se hará un balance total de materia en función de humedades.

Para determinar las temperaturas, se hará uso de la carta psicrométrica a las condiciones de la Ciudad de México, con una presión total de 586 mmHg.

2.2 Cantidad de agua evaporada.

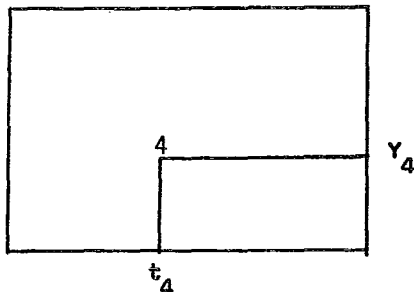
$$L_1 - L_4 = (Y_4 - Y_1) \frac{G_4}{V_H} \cdot \frac{1}{H_2 O}$$

2.3 Volumen húmedo.

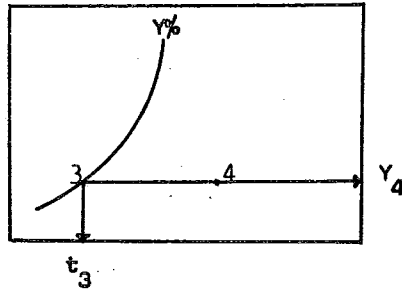
$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{Y}{18} \right) \frac{0.082 T}{P}$$

2.4 Temperatura a la salida del humidificador.

Para saber la temperatura de salida del aire del humidificador, primeramente con los datos de t_4 y Y_4 se obtiene el punto (4).

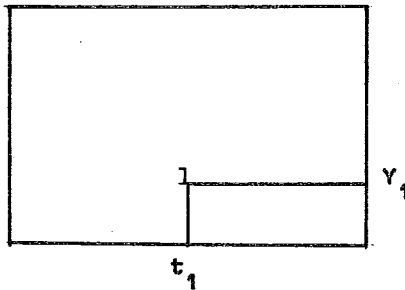


Desde el punto (4), avanzamos horizontalmente hasta $Y\% = 85,-$ se obtiene el punto (3) y de ahí bajamos hasta t_3 que corresponderá a la temperatura de salida de la cámara de rocío del aire.

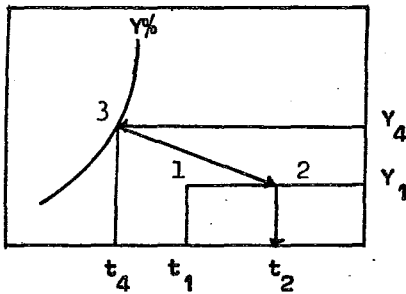


2.5 Temperatura de precalentamiento.

Para saber la temperatura de precalentamiento se localiza el punto (1) con los datos de t_1 y Y_1 .



Desde el punto (3), se baja por la línea de enfriamiento adiabático hasta la intersección con la línea de humedad constante a las condiciones de entrada, o sea el punto (2), de ahí bajamos hasta t_2 , que corresponderá a la temperatura de precalentamiento.



3.0 CALCULOS.

3.1 Volumen húmedo en la corriente (4).

De ec. 2.3

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{0.0166}{18} \right) \frac{0.082}{\frac{586}{760}} = 1.25 \text{ m}^3/\text{kg}$$

3.2 Gasto volumétrico de agua evaporada.

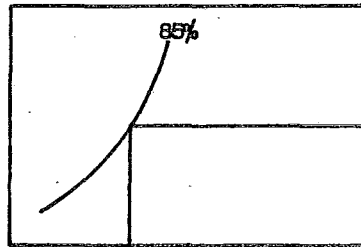
De ec. 2.2

$$L_1 - L_4 = (0.0166 - 0.0072) \frac{340}{1.25} \cdot \frac{1}{\frac{1 \text{ kg H}_2\text{O}}{71 \text{ H}_2\text{O}}}$$

$$L_1 - L_4 = 3.995 \frac{1 \text{ H}_2\text{O}}{\text{min}}$$

3.3 Temperatura de salida de la cámara de rocío del aire.

De 2.4

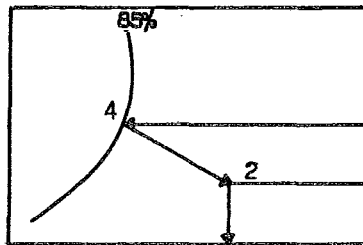


$$Y_4 = 0.0166 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg a.s.}}$$

$$t_3 = 21.11 \text{ C}$$

3.4 Temperatura de precalentamiento.

De 2.5



$$Y_4 = 0.0166$$

$$Y_1 = 0.0072$$

$$t_2 = 49^\circ\text{C}$$

4.0 RESULTADOS.

- a) El gasto volumétrico de agua evaporada por $340 \text{ m}^3/\text{min}$ de -
aire tratado por minuto es de $4 \text{ l H}_2\text{O}/\text{min}$.
- b) La temperatura de salida de la cámara de rocío es de 21.11°C .
- c) La temperatura de precalentamiento es de 49°C .

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

ENRIQUE DELGADO FRESAN.

1959.

TEMA: "ACONDICIONAMIENTO DE AIRE EN UN LOCAL CERRADO".

PROBLEMA PROPUESTO.

Para acondicionar aire en un local cerrado en "Industrias 1 - 2 - 3" se requieren 430 m^3 de aire a 61°C con una temperatura de bulbo húmedo de 32.5°C . Este aire se obtendrá a partir de aire atmosférico a 22°C , con una humedad del 60%. El proceso completo consta de una precalificación seguida de una humidificación adiabática hasta el 80% y un recalentamiento hasta condiciones finales. Calcular:

- a) La temperatura de precalentamiento.
- b) La cantidad de agua de repuesto que se necesita suministrar a la cámara de rocío en litros por minuto.

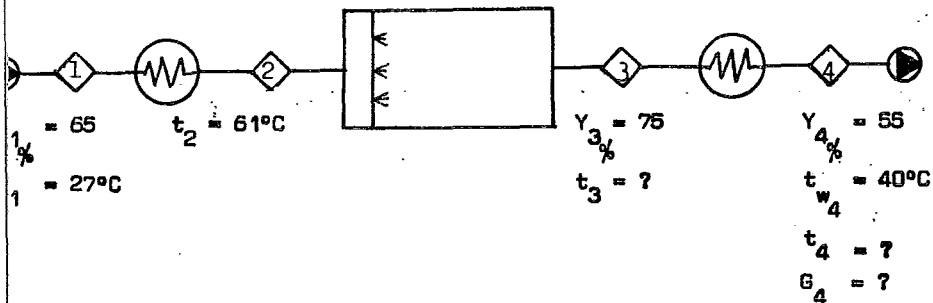
PROBLEMA.

Se desea acondicionar aire en un departamento de una Industria de extracción de aceite de ajonjolí, para aumentar la eficiencia del proceso; para lo cuál se requiere de un calentador de superficie extendida, cuya temperatura de salida será 61°C ; de un humidificador de rocío con 71 pulverizadores trabajando a 10 psi, del cuál - saldrá aire con una humedad por ciento de 75; luego sigue una precalificación, teniendo como condiciones finales una humedad por ciento de 55 y una temperatura de bulbo húmedo de 40°C .

Si el aire se obtiene a partir del atmosférico a 27°C con una humedad por ciento de 65. Calcular:

- La temperatura de salida del humidificador.
- La temperatura a las condiciones de salida.
- El gasto volumétrico de aire requerido a las condiciones de salida si el agua evaporada es de $4.5 \text{ kg H}_2\text{O}/\text{min}$.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

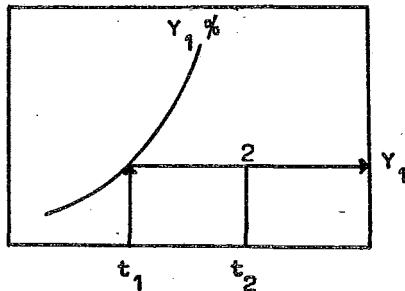
2.1 Discusión:

Para determinar las temperaturas pedidas se hará uso de la carta psicrométrica a las condiciones de la Ciudad de México: 586 mmHg de presión.

Para calcular el gasto volumétrico a las condiciones de salida se hará un balance total de materia en función de humedades y volumen húmedo.

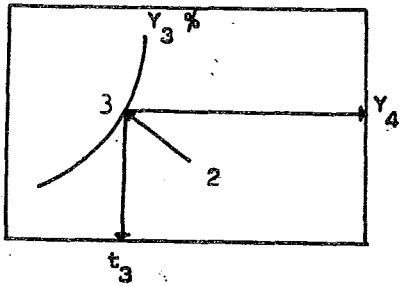
2.2 Temperatura en la corriente 3.

Para saber la temperatura del aire a la salida del humidificador con los datos de t_1 y $Y_1\%$, se obtiene Y_1 y con t_2 se obtiene el punto (2)



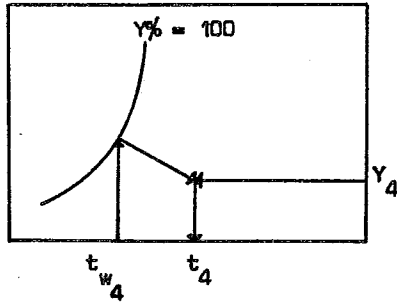
Desde el punto (2) se sube por la línea de enfriamiento adiabático hasta la intersección con $Y_3\%$; ahí se obtiene el punto (3), del -
 cuál bajamos hasta t_3 que corresponderá a la temperatura del aire
 a la salida del humidificador. Y si del punto (3) nos seguimos a
 humedad constante tendremos la humedad a las condiciones de salida

Y_4 .



2.3 Temperatura en la corriente 4.

Para saber la temperatura en la corriente de salida, con los -
 datos de tw_4 hasta saturación y Y_4 se obtiene el punto (4), en
 la intersección de la línea de enfriamiento adiabático con la
 de humedad constante; de ahí bajamos hasta t_4 , la cuál corres-
 ponderá a la temperatura a las condiciones de salida.



2.4 Volumen húmedo.

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{Y}{18} \right) \frac{0.082 T}{P}$$

2.5 Gasto volumétrico en la corriente 4.

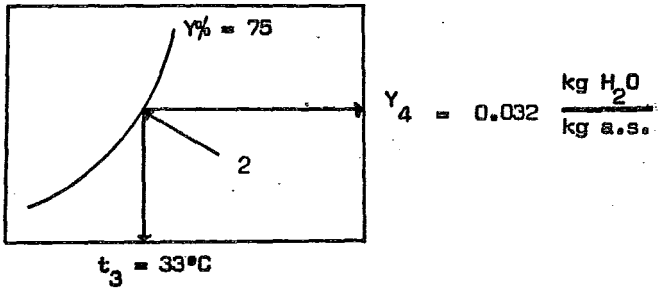
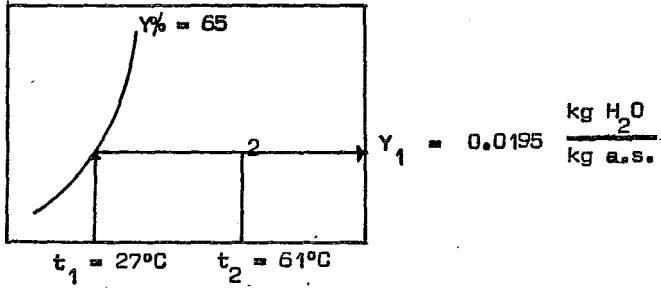
$$L_1 - L_4 = (Y_4 - Y_1) \frac{G_4}{V_H}$$

$$G_4 = \left(\frac{L_1 - L_4}{Y_4 - Y_1} \right) V_H$$

3.0 CALCULOS.

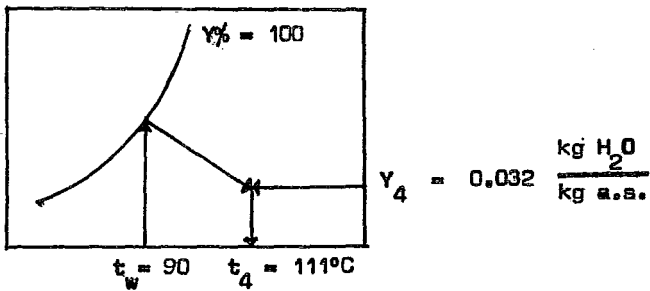
3.1 Temperatura a la salida del humidificador.

De 2.2



3.2 Temperatura a las condiciones de salida.

Da 2.3



3.3 Volumen húmedo.

De 2.4

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{0.032}{18} \right) \frac{0.002 (364)}{\frac{586}{760}}$$

$$V_H = 1.48 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

3.4 Gasto volumétrico en la corriente de salida.

De 2.5

$$G_4 = \frac{4.5}{(0.032 - 0.0195)} (1.48) = 648 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

4.0 RESULTADOS.

- a) La temperatura de salida del humidificador es de 33°C.
- b) La temperatura a la salida es de 111°C.
- c) El gasto volumétrico requerido de 648 m³/min.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:
ENRIQUE DELGADO FRESAN.
1959.

TEMA: "ACONDICIONAMIENTO DE AIRE EN UN LOCAL CERRADO".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se tiene un proceso que consta de calentador humidificador-precalentador, para acondicionar aire en un local cerrado. La temperatura a las condiciones de salida es de 55°C , con una temperatura de bulbo húmedo de 45°C ; la humedad por ciento a la salida del humidificador es de 80; la temperatura a la salida del calentador es de 65°C y los datos de entrada a las condiciones de la Ciudad de México son: $t_1 = 25^{\circ}\text{C}$, $t_w = 21^{\circ}\text{C}$ y $P = 586 \text{ mmHg}$. Calcular:

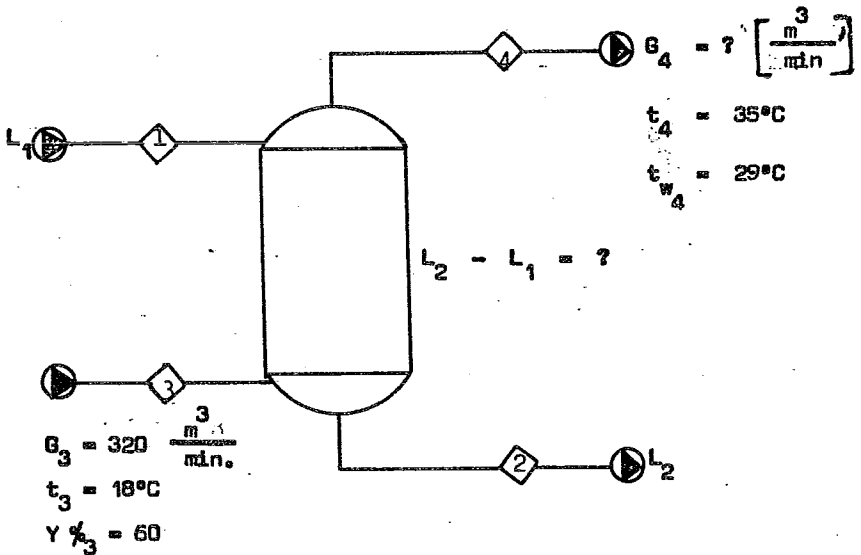
- a) El gasto volumétrico a la salida y su temperatura.
- b) La temperatura a la salida del humidificador.

PROBLEMA.

En el proceso de acondicionamiento de aire para la planta Hidro-eléctrica de "El Oviach", Sonora, se planea purificar $320 \text{ m}^3/\text{min}$ de aire en una torre empacada. El aire estará inicialmente a 18°C con una humedad de saturación de 60% , saldrá con una temperatura de 35°C y con una temperatura de bulbo húmedo de 29°C . Calcular:

- El gasto volumétrico de aire a la salida de la torre en m^3/min .
- La cantidad de agua condensada.

1.0 TRADUCCION.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión:

Para saber el gasto volumétrico a la salida de la torre se requiere calcular el volumen húmedo.

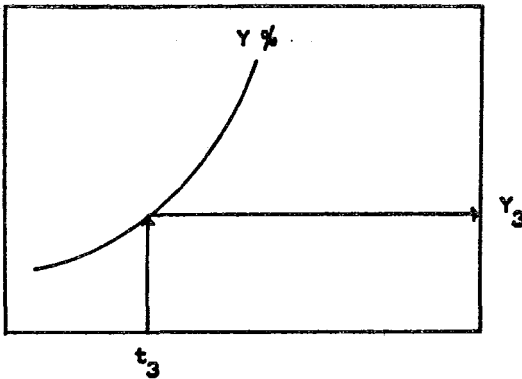
Para saber la cantidad de agua condensada se hace un balance de materia en función de humedades absolutas.

2.2 Volumen húmedo.

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{Y}{18} \right) \frac{0.082 T (^{\circ}K)}{P \text{ (atm)}}$$

2.3 Humedad absoluta.

Con t_3 y Y_3 en carta psicrométrica se obtiene Y_3 .



2.4 Gasto másico de aire seco.

$$G_1 = \frac{G_3}{V_{H_3}}$$

2.5 Gasto volumétrico de aire a la salida.

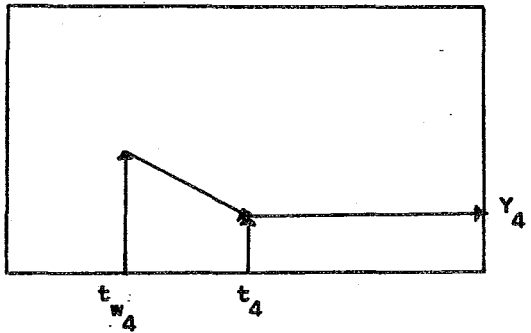
$$G_4 = G \cdot V_{H_4}$$

2.6 Agua condensada.

$$L_2 - L_1 = G (Y_3 - Y_4)$$

2.7 Humedad absoluta en la corriente 4.

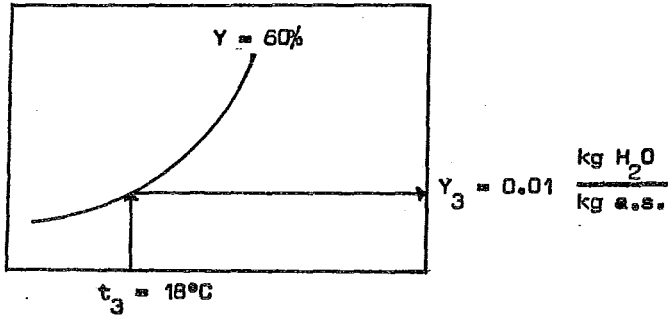
Con t_{w_4} y t_4 en carta psicrométrica se obtiene Y_4 .



3.0 CALCULOS.

3.1 Humedad absoluta en la corriente 3.

De 2.3



3.2 Volumen húmedo a la entrada.

De 2.2

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{0.01}{18} \right) \frac{0.082 (291)}{\frac{586}{760}} = 1.084 \frac{\text{m}^3}{\text{kg a.s.}}$$

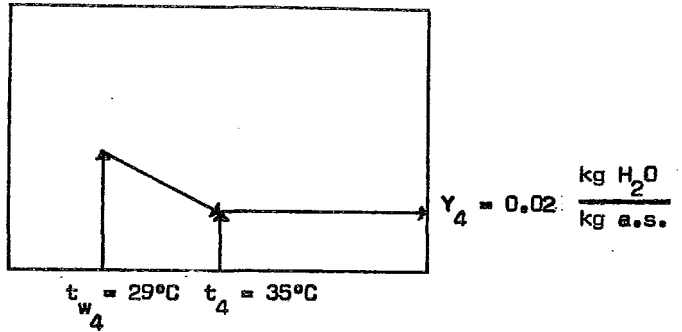
3.3 Gasto másico de aire.

De 2.4

$$G = \frac{320}{1.084} = 295.2 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{min}}$$

3.4 Humedad absoluta en la corriente de salida.

De 2.7



3.5 Volumen húmedo a la salida.

De 2.2

$$V_H = \left(\frac{1}{29} + \frac{0.002}{18} \right) \frac{0.082 (308)}{\frac{586}{760}} = 1.133 \frac{\text{m}^3}{\text{kg a.s.}}$$

3.6 Gasto volumétrico de aire a la salida.

De 2.5

$$G_{-4} = \left(295.2 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{min}} \right) \left(1.133 \frac{\text{m}^3}{\text{kg a.s.}} \right) = 392.61 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

3.7 Agua condensada.

De 2.6

$$L_2 - L_1 = 295.2 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{min}} (0.01 - 0.002) \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg a.s.}}$$

4.0 RESULTADOS.

a) El gasto volumétrico a la salida de la torre es de 392.6 $\frac{\text{m}^3}{\text{min}}$.

b) La cantidad de agua condensada es de $141.7 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{h}}$

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

JUAN BOSCO BOUE PEÑA.

1957.

TEMA: "CALCULO Y DISEÑO DEL EQUIPO DE ABSORCION DE H_2S Y ACONDICIONAMIENTO DE AIRE PARA LA PLANTA HIDRO-ELECTRICA DE "EL OVIACH" SONORA".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se tiene una torre empacada que está instalada en "El Oviach" Sonora, en la cuál, el aire entra con una humedad por ciento de 75 y - con una humedad absoluta de $0.032 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg a.s.}$

Sale a 20°C con una temperatura de bulbo húmedo de 16°C .

Si se condensan 350 kg H_2O/h .

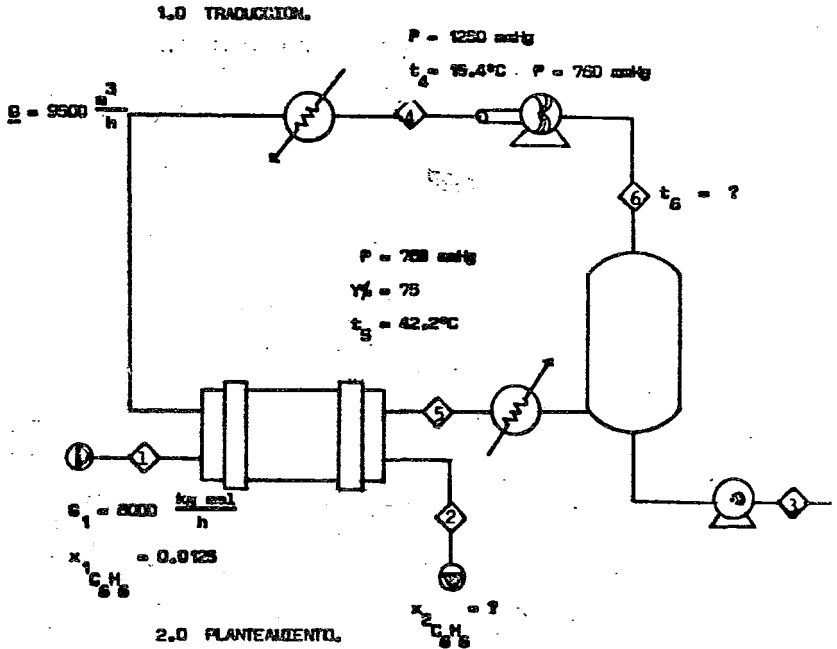
Calcular:

- a) La temperatura de entrada del aire.
- b) El gasto volumétrico de aire que se requiere purificar.
- c) El gasto volumétrico de aire a la salida.

PROBLEMA.

En un proceso para la obtención industrial de carotenos a partir de zanahoria, en la etapa final, el pigmento es extraído de los sólidos secos mediante uno de los solventes que ofrece mejores condiciones para la extracción el cual es el benceno, se recuperará mediante una corriente gaseosa principalmente de N_2 , dicha corriente se circulará en un sistema cerrado. El pigmento entra al secador a razón de 8 000 kg mol/h y contiene 1.25% en mol de benceno. El gas solvente del secador está a 768 mmHg y 42.2°C con una humedad relativa por ciento de 75. Esta corriente se pasa a través de un enfriador, para condensar la mayor parte del benceno, las fases se separan en un tambor de separación. El vapor saliente del tambor, se hace pasar con un ventilador a través de un cambiador de calor y luego al secador. El ventilador operará a una presión de succión de 760 mmHg. Una lectura a la descarga indica una temperatura de 15.4°C con una presión total de 1250 mmHg. El gas circulante alrededor de éste circuito es de 9 500 m³/h estandar en base seca libre de benceno.

- a) ¿Cuál será la temperatura en el tambor para que no exista un aumento de benceno en la corriente de vapor reciclado?.
- b) ¿Cuál es el porcentaje en mol de benceno a la salida del secador?.



Para saber la temperatura a la salida del tambor de separación se debe tomar en cuenta que el nitrógeno saliente estará saturado, debido a que el tambor sólo deja salir un gas en equilibrio con un líquido, por lo que se utilizará la ecuación que nos relaciona número de moles y moles totales con presión parcial y presión total; una vez obtenida la presión parcial del solvente, se busca la temperatura de saturación correspondiente, la cual será la temperatura de salida del tambor.

Para conocer el porcentaje en mol de benceno a la salida del secador, se necesita saber el número de moles totales y número de moles para el benceno en la corriente de salida de sólidos del secador; éstos datos se calculan mediante un balance molar total de materia en el secador y otro en el tambor de separación.

2.2 Gasto molar en la corriente de alimentación.

$$\tilde{G} = \frac{G}{V_s} \cdot \frac{1}{V_s}$$

2.3 Número de moles de benceno en la corriente saliente del ventilador.

$$\frac{n_{C_6H_6}}{n_{N_2}} = \frac{p_{C_6H_6}}{\bar{p}_{N_2}}$$

2.4 Presión parcial en la corriente saliente del tambor.

$$\frac{n_{C_6H_6}}{n_T} = \frac{p_{C_6H_6}}{p}$$

2.5 Temperatura a la salida del tambor de separación.

Con $\bar{p}_{C_6H_6}$ en tablas se obtiene t_G .

2.6 Número de moles de benceno a la salida del secador.

$$\frac{n_{C_6H_6}}{n_{N_2}} = \frac{\bar{p}_{C_6H_6}}{\bar{p}_{N_2}}$$

2.7 Presión parcial de benceno en la corriente 5.

$$Y_R = \frac{\bar{p}_{C_6H_6}}{p_{C_6H_6}^o}$$

$$\bar{p}_{C_6H_6} = Y_R \cdot p_{C_6H_6}^o$$

2.8 Balance molar de materia en el tambor de separación para el benceno.

$$\tilde{G}_{5,C_6H_6} = \tilde{G}_{6,C_6H_6} + \tilde{G}_{3,C_6H_6}$$

2.9 Gasto molar en la corriente de entrada al secador para el benceno.

$$\tilde{G}_{1,C_6H_6} = \tilde{G} \cdot y_{1,C_6H_6}$$

2.10 Gasto molar en la corriente de entrada al secador para el sólido.

$$\tilde{G}_{1s} = \tilde{G} \cdot y_{1s}$$

$$\tilde{G}_{1s} = \tilde{G} \cdot (1 - y_{1C_6H_6})$$

2.11 Balance molar de materia en el secador para el benceno.

$$\tilde{G}_{4C_6H_6} + \tilde{G}_{1C_6H_6} = \tilde{G}_{5C_6H_6} + \tilde{G}_{2C_6H_6}$$

2.12 Fracción mol en la corriente de salida del secador para el benceno.

$$y_{2C_6H_6} = \frac{\dot{n}_{2C_6H_6}}{n_T}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Gasto molar de N_2 por hora circulantes.

De 2.2

$$\tilde{G}_{4N_2} = 9\,500 \frac{m^3}{h} \times \frac{1 \text{ kg mol}}{22.4 \text{ m}^3} = 424.1 \frac{\text{kg mol } N_2}{h}$$

3.2 Gasto molar en la corriente saliente del ventilador.

Con $t_4 = 15.4^\circ\text{C}$ se obtiene en tablas, presión de vapor para el benceno.

$$p_{\text{C}_6\text{H}_6}^{\circ} \left| \begin{array}{l} t = 15.4^\circ\text{C} \\ \text{C}_6\text{H}_6 \end{array} \right. = 60 \text{ mmHg} \quad \begin{array}{l} \text{Dato.} \\ P = 1250 \text{ mmHg} \end{array}$$

$$p_{\text{C}_6\text{H}_6}^{\circ} = \bar{p}_{\text{C}_6\text{H}_6} \text{ a } 15.4^\circ\text{C}$$

De 2.3

$$\frac{\bar{p}_{\text{C}_6\text{H}_6}}{\bar{p}_{\text{N}_2}} = \frac{60}{1250 - 60} = 0.0504$$

$$n_{\text{N}_2} = (424.1)(0.0504) = 21.38 \frac{\text{kg mol C}_6\text{H}_6}{\text{h}}$$

3.3 Presión parcial en la corriente 6.

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Gasto molar de C}_6\text{H}_6 \\ \text{en la corriente 4} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Gasto molar de C}_6\text{H}_6 \\ \text{en la corriente 6} \end{array} \right\}$$

Dato: $P = 760 \text{ mmHg}$

De 2.4

$$\frac{\bar{p}_{C_6H_6}}{p} = (760)(0.479) = 36.4 \text{ mmHg}$$

Esta presión corresponde a una temperatura de saturación de -
6°C.

3.4 Presión parcial del benceno en la corriente 5.

$$\begin{array}{l} \circ \\ p \\ C_6H_6 \end{array} \left| \begin{array}{l} t = 42.2^\circ C \\ \\ \\ \end{array} \right. = 200 \text{ mmHg}$$

De 2.7

$$\bar{p}_{C_6H_6} = (0.75)(200) = 150 \text{ mmHg}$$

3.5 Número de moles de benceno en la corriente 5.

De 2.6

$$\frac{n_{C_6H_6}}{n_2} = \frac{150}{760 - 150} = 0.2427$$

$$n_{C_6H_6} = (421.1)(0.2427) = 102.20 \frac{\text{kg mol } N_2}{h}$$

3.6 Gasto molar de benceno de la corriente 3.

De 2.8

$$\tilde{G}_3_{C_6H_6} = 102.2 - 21.38 = 80.82 \frac{\text{kg mol } C_6H_6}{h}$$

3.7 Gasto molar de benceno en la corriente 1.

De 2.9

$$\tilde{G}_1_{C_6H_6} = (8\ 000)(0.0125) = 100 \frac{\text{kg mol}}{h}$$

3.8 Gasto molar de sólido en la corriente 1.

De 2.10

$$\tilde{G}_1_s = (8\ 000)(1 - 0.0125) = 7\ 900 \frac{\text{kg mol}}{h}$$

3.9 Gasto molar de benceno en la corriente 2.

De 2.11

$$\tilde{G}_2_{C_6H_6} = 21.38 + 100 - 102.2 = 19.18 \frac{\text{kg mol}}{h}$$

3.10 Porcentaje en mol de benceno a la salida del secador.

De 2.12

$$y_{2, \text{C}_6\text{H}_6} = \frac{19.18}{19.18 + 7900} = 0.00242 \%$$

4.0 RESULTADOS.

- e) La temperature en el tambor de separación es de 6°C.
- b) A la salida del secador tendremos el 0,00242 % para el ben
ceno.

FUENTA DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

BALTAZAR CHAVEZ PEREZ.

1963.

TEMA: "ESTUDIO DE UN PROCESO PARA LA OBTENCION INDUSTRIAL DE CA-
ROTENOS A PARTIR DE ZANAHORIA".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se requiere recuperar el solvente benceno, el cual se utiliza para extraer un pigmento para la obtención industrial de carotenos.

Se cuenta con un sistema cerrado constituido por un secador, enfriador, tambor de separación, ventilador y cambiador de calor. El gas que se utiliza para dicha recuperación es el nitrógeno, el cual circula a razón de $13\ 500\ \text{m}^3/\text{h}$ estandar en base seca libre de benceno. Entran al secador $9\ 800\ \text{kg mol/h}$ el cual contiene 2% en mol de benceno. A la salida del secador, la presión es de $800\ \text{mmHg}$ y 42.2°C con una humedad relativa del 86%. El ventilador opera a una presión de $780\ \text{mmHg}$ y una lectura a la descarga indica una temperatura de -26.1°C con una presión total de $1\ 450\ \text{mmHg}$. Calcular:

- a) Gasto molar de sólido en la corriente de entrada.
- b) Porcentaje en mol de benceno a la salida del secador.
- c) La presión parcial del benceno a la salida del tanque de separación.

CAPITULO IX

SECADO



S E C A D O

Esta operación unitaria tiene por objeto eliminar un líquido (generalmente agua) de un sólido húmedo hasta un grado de humedad deseado (relativamente bajo). Mediante el empleo de calor. Se efectúa a cabo suministrando al sólido energía en forma de calor suficiente para que el líquido que lo humedece pase a la fase vapor.

Importancia del secado.-

- + Un producto tratado por medio de esta operación, se maneja más fácilmente para algún tratamiento posterior.
- + Como producto final y tratado por dicha operación es más satisfactoria su utilización.
- + Un producto seco reduce los costos de transporte.
- + Aumenta la capacidad de otros aparatos o instalaciones del proceso.
- + Un producto se conserva mejor seco durante su almacenamiento y su transporte.
- + El valor de los subproductos así como su utilidad son mayores.

El secado es frecuentemente considerado como una operación de acabado, debido a que en la mayoría de los casos se lleva a cabo justamente antes de la preparación del producto para su transporte.

Dependiendo del tipo de materiales que son sometidos a dicha operación existen diferentes tipos de secadores. Ya que los materiales a manejar por lo general son: pieles, azúcar granulada, cueros, telas, fibras, leche, café etc. Los tipos de secadores deben adecuarse a las características del material y a estas mismas debe plan - tearse el método de transferencia de calor a los sólidos húmedos, - lo mismo en lo referente al manejo dependiendo de las propiedades físicas de los materiales húmedos.

Por lo tanto estas dos características importantes:

- a) El manejo de los sólidos.
- b) La transferencia de calor y eliminación de vapor de agua bien - combinadas dan lugar a equipo apropiado y con optimización para el proceso.

TIPOS DE SECADORES.-

.Desde el punto de vista de la transferencia de calor los secadores pueden ser:

Secadores Directos.- Están caracterizados por el hecho de que el - secado depende de la transferencia de calor de un gas caliente al - sólido húmedo; eliminándose el vapor producido por medio del mismo calentamiento.

Secadores Indirectos.— El calor es transferido al material húmedo por conducción a través de una pared sólida, generalmente de metal.

Además hay otra clasificación dentro de esta:

Secadores	}	De almacén.
Intermitentes.		De compartimiento; Cámara Gabinete.

Secadores Continuos	}	De tunel	}	Flujo en paralelo.	
				Flujo a contracorriente.	
		De tambor	}	Presión atmosférica.	
				Al vacío.	
Rotatorios	}	Flujo paralelo.			
		Flujo a contracorriente. Flujo invertido. Al vacío.			
Secadores de Rociado	}	}	Presión Atmosférica.	}	Aire caliente.
			Al vacío.		Vapor de agua. Sobre-calentada.

Entre los secadores directos.— Se encuentran:

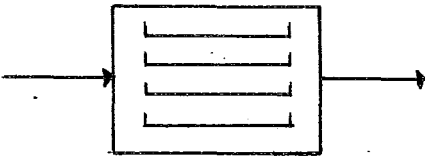
- . Los de charolas (intermitentes).
- . Los de esparado.
- . Los rotatorios.
- . Los de túnel (continuos).

De los secadores indirectos los más importantes son:

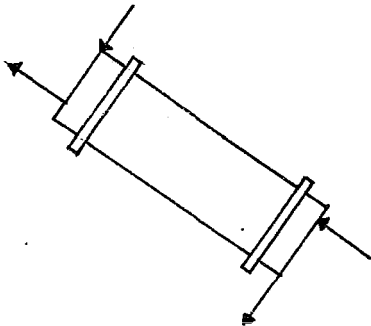
- . Los de cilindros (para papel) continuos.
- . Los de tambor " "
- . Los rotatorios de tubos calientes " "
- . Los de charolas agitada y al vacío intermitentes.
- . Los liofilizadores " "

DIAGRAMAS ESPACIALES DE LOS SECADORES MAS USADOS EN LA INDUSTRIA.

- Secadores de charola: Calentamiento directo
operación intermitente.



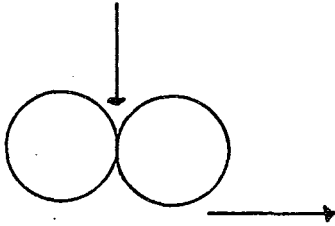
- Secadores rotatorios: Calentamiento directo
operación continua.



Para sólidos que fluyen libremente.

- Secadores de tambor:

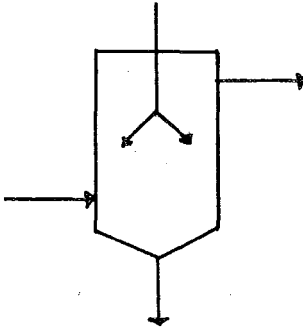
Calentamiento indirecto
operación continua.



Para materiales de
consistencia blanda.
Ej: Materiales orgánicos.

- Secador de espesas:

Calentamiento directo
operación continua.

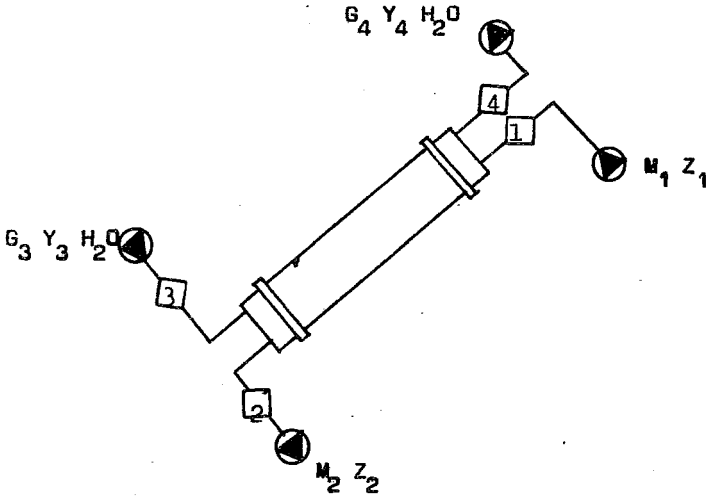


Maneja suspensiones y
soluciones en cantida-
des elevadas.

Ej: Leche en polvo, café -
soluble, jabones, de -
tergentes.

BALANCES DE MATERIA SIMPLÉS.

Para hacer los balances se utilizan humedades en base seca, debido a que las corrientes entrantes y salientes varían a lo largo del secador, mientras que la cantidad de aire seco o de sólidos secos permanecen constantes durante el paso por el equipo.

BALANCE DE MATERIA PARA UN SECADOR ROTATORIO.

G_{aire} = flujo de aire seco kg/h

M = masa total

S = cantidad de sólido seco/h

Balance total de materia.

$$M_1 + G_3 = M_2 + G_4 \dots \dots \dots (1)$$

Balance de sólido seco.

$$S_1 = S_2 \quad \text{y} \quad \frac{G_3}{\text{Aire}} = \frac{G_4}{\text{Aire}} \dots \dots \dots (2) \text{ y } (3)$$

Sólido seco.

$$S = M (1 - 2) \dots \dots \dots (4)$$

Gas seco.

$$G_{\text{Aire}} = G (1 - y) \dots \dots \dots (5)$$

Balance de agua.

$$S_1 \cdot Z_{1_{\text{H}_2\text{O}}} + G_{3_{\text{Aire}}} \cdot Y_{3_{\text{H}_2\text{O}}} = S_2 \cdot Z_{2_{\text{H}_2\text{O}}} + G_{4_{\text{Aire}}} \cdot Y_{4_{\text{H}_2\text{O}}} \dots (6)$$

Sustituyendo (2) y (3) en (5) tenemos:

$$S (Z_{1_{\text{H}_2\text{O}}} - Z_{2_{\text{H}_2\text{O}}}) = G_{\text{aire}} (Y_{4_{\text{H}_2\text{O}}} - Y_{3_{\text{H}_2\text{O}}}) \dots \dots \dots (7)$$

Traduciendo la expresión: El agua perdida por el sólido es el agua que gana el aire utilizado para el secado.

PROBLEMA.

Se requiere producir sorgo limpio para una fábrica de "Fino Real"; la segunda parte de este proceso consiste en tener un stock suficiente de sorgo seco para surtir a la sección de cribado. Si el aire entra con una humedad absoluta de 0.069 kg de agua/kg de aire seco y sale con una humedad absoluta de 0.008 kg de agua/kg de aire seco. El sorgo contiene 23% de agua y se requiere para su almacenamiento con un 12%. Calcular, la cantidad de sólido seco, si se obtienen netos 181.15 kg de aire seco.

1.0 TRADUCCION.

$$G_1 = ?$$

$$Y_1 = 0.069$$

$$G_2 = 181.15 \text{ kg}$$

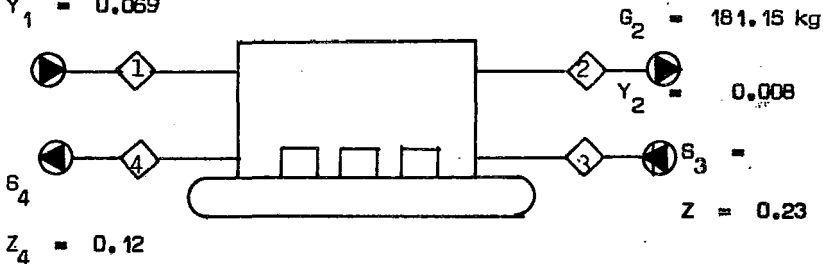
$$Y_2 = 0.008$$

$$G_4 =$$

$$Z_4 = 0.12$$

$$G_3 =$$

$$Z = 0.23$$



G = Corriente de aire.

S = Corriente de sólido.

2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para calcular la cantidad de sólido seco, se hace un Balance total de Materia en función de las humedades y se despeja la incógnita deseada.

2.2 Balance total de materia.

$$G_1 \cdot Y_1 + S_3 \cdot Z_3 = G_2 Y_2 + S_4 \cdot Z_4$$

2.3 Relación mol en las corrientes 3 y 4.

$$Z_3 = \frac{z_3}{1-z_3} \quad ; \quad Z_4 = \frac{z_4}{1-z_4}$$

2.4 Balance de materia para sólido seco.

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Cantidad de sólido} \\ \text{seco entrante} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Cantidad de sólido} \\ \text{seco saliente.} \end{array} \right\}$$

$$S_3 = S_4 = S$$

2.5 Balance de materia para el aire seco.

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Cantidad de aire} \\ \text{seco entrante} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Cantidad de aire} \\ \text{seco saliente} \end{array} \right\}$$

$$G_1 = G_2 = G$$

2.6 Sólido seco necesario.

De ec. 2.2

$$G (Y_2 - Y_1) = S (Z_3 - Z_4)$$

$$S = G \frac{(Y_2 - Y_1)}{(Z_3 - Z_4)}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Humedad absoluta en la corriente 3.

De ec. 2.3

$$Z_3 = \frac{0.23}{1 - 0.23} = 0.298 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólido seco}}$$

3.2 Humedad absoluta en la corriente 4.

De ec. 2.3

$$Z_4 = \frac{0.12}{1 - 0.12} = \frac{0.12}{0.88} = 0.136 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólido seco}}$$

3.3 Cantidad de sólido seco obtenido.

De ec. 2.6

$$S = 481.15 \left(\frac{0.008 - 0.069}{0.298 - 0.136} \right)$$

$$S = 68.21 \text{ kg}$$

4.0 RESULTADOS.

Se obtendrán 68.21 kg de sólido seco al 12% para almacenamiento.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:
JOSE LEOBARDO SOLIS MORALES.
1977.

TEMA: "ESTUDIO TECNICO ECONOMICO PARA LA RECUPERACION DE GLUMA -
DEL SORGO".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se requiere secar sorgo hasta un 13% en una segunda etapa de un pro
ceso. Si éste entra con una cantidad de agua del 35%, calcular la
relación G_{aire}/S . El aire de entrada al secador contiene 7.5% de -
humedad en peso y sale con 0.83% de agua en peso.

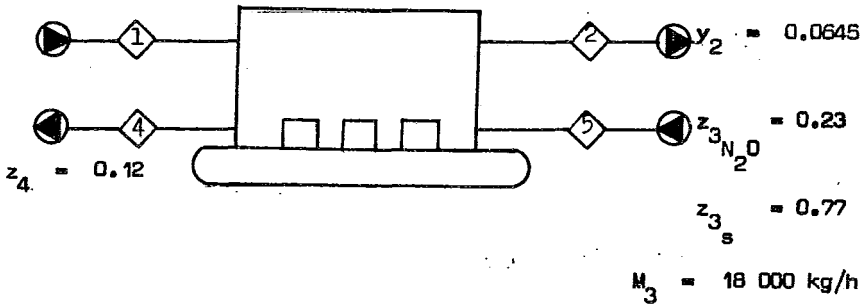
PROBLEMA

Se tienen 18 ton/h de sorgo húmedo, el cuál se someterá a secado, se quiere saber la cantidad de aire seco necesario para dicha operación.

El sorgo contiene 23% de agua y 77% de sólidos en peso y sale con un 12% de agua en peso. El aire de entrada al secador contiene 0.79% de humedad en peso y sale con 6.45%.

1.0 TRADUCCION.

$$y_1 = 0.0079$$



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para saber la cantidad de aire seco necesario, se requiere hacer un Balance de Materia Total y un Balance de Materia para el agua, tomando en cuenta que la cantidad de aire seco y de agua

meta será la misma tanto para la entrada como para la salida - del mismo.

2.2 Balance de materia total.

$$G_1 + M_3 = G_2 + M_4$$

2.3 Balance de Materia para el gua.

$$G_1 \cdot Y_{1H_2O} + S_3 \cdot Z_{3H_2O} = G_2 \cdot Y_{2H_2O} + S_4 \cdot Z_{4H_2O}$$

Como $S_3 = S_4$ y $G_1 = G_2$

$$S(Z_{3H_2O} - Z_{4H_2O}) = G(Y_{2H_2O} - Y_{1H_2O})$$

2.4 Relación de aire seco a sólido seco.

$$\frac{G_{\text{aire}}}{S} = \frac{(Z_{3H_2O} - Z_{4H_2O})}{(Y_{2H_2O} - Y_{1H_2O})}$$

2.5 Aire seco requerido.

$$G_{\text{aire}} = \frac{G_{\text{aire}}/S \cdot Z_{3s}}{M_3}$$

2.6 Relación mol en las corrientes 1 y 2.

$$Y_{1\text{H}_2\text{O}} = \frac{y_{1\text{H}_2\text{O}}}{1 - y_{1\text{H}_2\text{O}}}$$

$$Y_{2\text{H}_2\text{O}} = \frac{y_{2\text{H}_2\text{O}}}{1 - y_{2\text{H}_2\text{O}}}$$

2.7 Relación mol en las corrientes 3 y 4.

$$Z_{3\text{H}_2\text{O}} = \frac{z_{3\text{H}_2\text{O}}}{1 - z_{3\text{H}_2\text{O}}}$$

$$Z_{4\text{H}_2\text{O}} = \frac{z_{4\text{H}_2\text{O}}}{1 - z_{4\text{H}_2\text{O}}}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Kilogramos de agua por kilogramos de aire seco en las corrientes 1 y 2.

De ec. 2.6

$$Y_1_{H_2O} = \frac{0.0079}{1-0.0079} = 0.0085$$

$$Y_2_{H_2O} = \frac{0.0645}{1-0.0645} = 0.0689$$

3.2 Kilogramos de agua por kilogramos de sólido seco en las corrientes 3 y 4.

De ec. 2.7

$$Z_3_{H_2O} = \frac{0.23}{1 - 0.23} = 0.2987$$

$$Z_4_{H_2O} = \frac{0.12}{1 - 0.12} = 0.1363$$

3.3 Relación G_{aire}/S .

De ec. 2.4

$$\frac{G_{\text{aire}}}{S} = \left(\frac{0.2987 - 0.1363}{0.0689 - 0.0085} \right) = 2.69 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{kg sólido seco}}$$

3.4 Aire seco requerido.

De ec. 2.5

$$G_{\text{aire seco}} = \left(2.69 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{kg sólido seco}} \right) (0.77 \text{ kg sólido})$$

$$G = 2.071 \text{ kg aire seco}$$

4.0 RESULTADOS.

Se necesitarán 2.071 kg de aire seco para una carga de 18 ton/h,
ya que se tiene una cantidad de sorgo seco al 77%.

FUENTA DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

JOSE LEOBARDO SOLIS MORALES.

1977.

TEMA: "ESTUDIO TECNICO ECONOMICO PARA LA RECUPERACION DE GLUMA
DEL SORGO".

PROBLEMA PROPUESTO.

Si la relación Gaire/S es de 4 kg de aire por kilogramo de sólido - seco. Calcular el % de agua que contiene el sorgo a la entrada del secador si sale con un 13% de agua en peso. El aire tiene una humedad absoluta de 0.0075 a la entrada y 0.056 a la salida.

PROBLEMA

Se hizo un estudio Técnico Económico ~~para~~ para la recuperación de Gluma - de sorgo. Una de las partes más importantes del proceso es el seca do del sorgo. Se procesan 333.45 ton/día de dicho material, con - una cantidad de agua del 45% y sale con un contenido de agua del - 5%. El aire utilizado para secar el sorgo tiene una temperatura a la entrada de 10.5°C y una humedad por ciento de 44; si durante el - proceso se calienta adiabáticamente hasta 60°C, calcular:

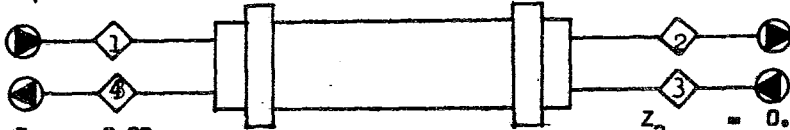
- El agua evaporada.
- El aire seco necesario.
- El volumen de aire.

La presión de trabajo es 585 mmHg.

1.0 TRADUCCION.

$$Y_1 = 44$$

$$t_1 = 10.5^\circ\text{C}$$



$$Z_4 = 0.05$$

$$Z_3 = 0.55$$

$$M_3 = 333.45 \text{ ton./h}$$

2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión.

Para saber la cantidad de agua evaporada y el aire seco, se hace un balance total de materia para el agua, en función de las humedades correspondientes y el volumen de aire se obtiene con las condiciones de presión y temperatura que se dan como datos. Para saber las humedades absolutas se hace uso de la carta psicrométrica.

2.2 Balance de materia total para el agua.

$$G_1 \cdot Y_{1, H_2O} + S_3 \cdot Z_{3, H_2O} = G_2 \cdot Y_{2, H_2O} + S_4 \cdot Z_{4, H_2O}$$

2.3 Agua evaporada.

$$G_{H_2O} = M_3 \cdot Z_3 \cdot (Z_{3, H_2O} - Z_{4, H_2O})$$

2.4 Aire seco.

$$G_{H_2O} = G_{aire} (Y_2 - Y_1)$$

$$G_{aire} = \frac{G_{H_2O}}{(Y_2 - Y_1)}$$

2.5 Volumen de aire.

$$V = \left(\frac{1}{PM_{\text{aire}}} + \frac{Y_1}{PM_{H_2O}} \right) \frac{RT}{P}$$

$$G_{-1} = G_{\text{aire}} \cdot V$$

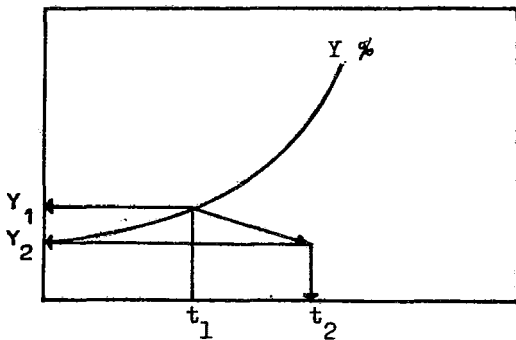
2.6 Relación mol en las corrientes 3 y 4.

$$z_3 = \frac{z_3}{1 - z_3}$$

$$z_4 = \frac{z_4}{1 - z_4}$$

2.7 Humedades absolutas en la entrada y salida del secador.

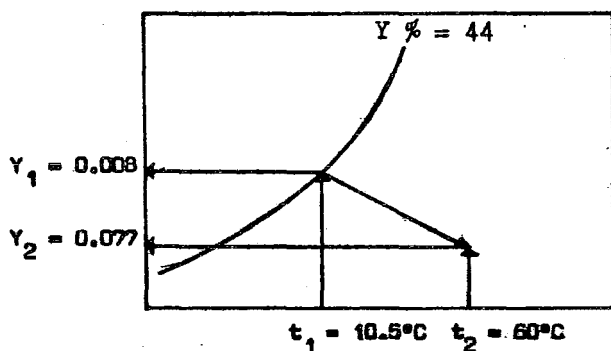
Con t_1 y $Y\%$ en la carta psicrométrica se obtiene Y_1 .



3.0 CALCULOS.

3.1 Humedades Absolutas.

Con los datos de $t_1 = 10.5^\circ\text{C}$ y $Y\% = 40$, se obtiene la humedad absoluta del aire a la entrada del secador, en la carta psicrométrica. Este aire se calienta adiabáticamente hasta 60°C y con este dato se obtiene en la misma carta la humedad absoluta a la salida del secador.



3.2 Humedad absoluta en las corrientes 3 y 4.

De ec. 2.6

$$Z_3 = \frac{0.45}{1 - 0.45} = 0.8181 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólido seco}}$$

$$Z_4 = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.0526 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg de sólido seco}}$$

3.3 Agua evaporada.

De ec. 2.3

$$G = (13\ 893 \frac{\text{kg}}{\text{h}})(0.55 \frac{\text{kg sólido}}{\text{kg T}})(0.8181 - 0.0526) \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólido}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O evap.}} = 5\ 849.3 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

3.4 Aire seco.

De ec. 2.4

$$G_{\text{aire}} = \frac{5\ 849.3}{(0.077 - 0.008)} = 84\ 772.46 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{h}}$$

3.5 Volumen de aire.

De ec. 2.5

$$V = \left(\frac{1}{29} + \frac{0.008}{18} \right) \frac{0.082 (283.5)}{0.7697}$$

$$V = 1.0644 \frac{\text{m}^3}{\text{kg aire seco}}$$

$$G_1 = (84\ 772.46 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}})(1.0644 \frac{\text{m}^3}{\text{kg a.s.}})$$

$$\underline{G}_1 = 90\,231.81 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

4.0 RESULTADOS

Para procesar 333.45 ton/día de sorgo, se requieren 90 231.81 $\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ de volumen de aire y se evaporarán durante el secado -
140.4 ton/día.

FUENTA DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

JOSE LEONARDO SOLIS MORALES.

1977.

TEMA: "ESTUDIO TECNICO ECONOMICO PARA LA RECUPERACION DE GLUMA -
DE SORGO"

PROBLEMA PROPUESTO.

Durante el proceso de secado del sorgo en una fábrica de "Fino -
Real" se evaporan para una carga de 100 kg de material húmedo en -
trante 12.5 kg de agua/h. Para secar dicho material se tiene aire,

el cuál a las condiciones finales, tiene una temperatura de 75°C , -
con una humedad absoluta de 0.0675. Si éste proceso se realizó adia
báticamente con una humedad por ciento de 46. Calcular:

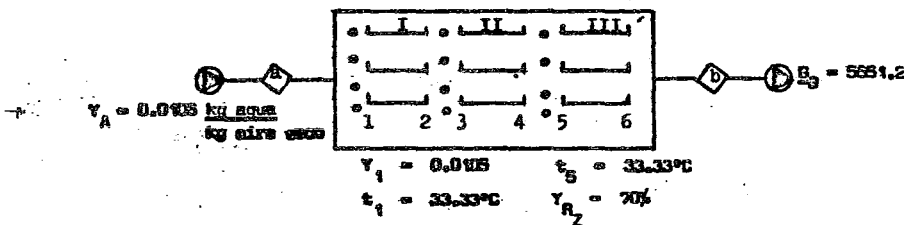
- a) La temperatura a la entrada del secador.
- b) El % de agua a la salida del secador, si el sorgo contiene 23%
de agua y 77% de sólidos en peso a la entrada del mismo.
- c) La cantidad de aire seco.
- d) El volumen del aire.

PROBLEMA

Existe en el sur de Chiapas, en los alrededores del municipio de Tuxtla Chico, un grupo de más de 1000 cacaoicultores los cuales lavan y secan su producto para mandarlo a la planta Beneficiadora de cacao, en la cual se eleva la calidad del mismo. El secado se hace artificialmente en un secador de charolas, en el que entra aire con una humedad de 0.0105, después se calienta a 33.33°C. El secador tiene tres secciones; deja la primera sección con una humedad relativa de 70%, después de lo cual se recalienta hasta 33.33°C, antes de entrar a la segunda sección de la cual sale también a 70% de humedad relativa. La misma secuencia se sigue en la tercera sección y el aire húmedo sale a razón de 5651.25 m³/h. La presión de trabajo es de 760 mmHg. Calcular:

- La cantidad de agua que se quita en el secador.
- La temperatura del aire saliente en cada sección.

1.0 TRADUCCIÓN.



2.0 PLANTEAMIENTO

2.1 Discusión:

Para saber la cantidad de agua evaporada se hace un balance total de materia para el agua en función de las relaciones mol.

Para saber la temperatura del aire saliente en cada sección, se utiliza la carta psicrométrica a las condiciones de presión del problema.

2.2 Balance de materia para el agua.

$$G_1 Y_{1, H_2O} = G_6 Y_{6, H_2O}$$

Como : G_{aire} no varía $G_A = G_B$

2.3 Agua evaporada.

$$L_{\text{evap.}} = G_{\text{aire}} (Y_{6, H_2O} - Y_{1, H_2O})$$

2.4 Volumen de aire por kilogramo de aire seco.

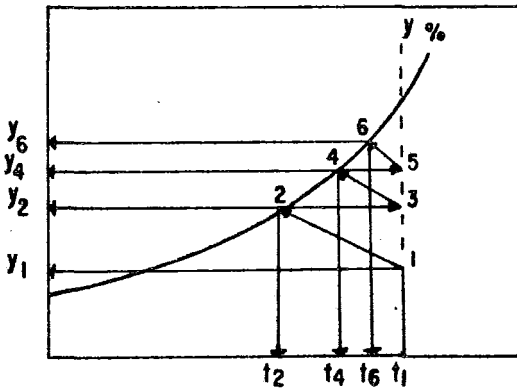
$$V = \left(\frac{1}{PM_{\text{aire}}} + \frac{Y_B}{PM_{\text{agua}}} \right) \frac{R T_B}{P}$$

2.5 Aire saliente en el secador.

$$G_{\text{aire}} = \frac{G_B}{V}$$

2.6 Temperatura del aire saliente para cada sección:

Con la temperatura de entrada y la humedad absoluta se obtiene un punto en la carta de humedad; como durante el secado la humidificación se lleva a cabo a lo largo de una línea de enfriamiento adiabático, hasta que alcanza la línea de humedad perciento y así se obtendrán las temperaturas correspondientes. El calentamiento está representado por una línea horizontal, en la cual se leerá T para cada caso.



3.3 Aire a la salida del secador:

De ec. 2.5

$$G_{\text{aire}} = \frac{5\,651.25}{0.8757} \frac{\frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{\frac{\text{m}^3}{\text{kg a.s}}} = 6\,453.4$$

$$G_{\text{aire}} = 6\,453.4 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{h}}$$

3.4 Agua evaporada.

De ec. 2.3

$$L_{\text{evap.}} = 6\,453.4 \frac{\text{kg a.s}}{\text{h}} (0.018 - 0.0105) \frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire seco}}$$

$$L_{\text{evap.}} = 48.4 \frac{\text{kg agua}}{\text{h}}$$

4.0 RESULTADOS.

Se evaporan durante el proceso de secado 48.4 kg de agua/h y -
el aire sale con una temperatura de 28°C.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

RICARDO GOVEA MENDOZA.

1976.

TEMA: "ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA BENEFICIADORA DE CACAO"

PROBLEMA PROPUESTO.

En la región de Tuxtla Chico, se pretende proponer un sistema de beneficio de cacao, para lo cual se tiene un sistema de lavado/secado/envase. Para el paso de secado, se tiene un secador de charolas que tiene cuatro secciones en serie. El aire sale con una humedad de 0.020 y con una humedad por ciento de 55.1.

El proceso consta de un previo recalentamiento hasta 60°C antes de entrar a cada sección, es decir, en una carta Psicrométrica, desde el punto a las condiciones de salida del secador, se puede hacer el proceso de regreso, hasta llegar a las condiciones iniciales mediante calentamientos y enfriamientos adiabáticos. Si por cada 100 kg de cacao se evaporan 44.45 kg de agua. Calcular:

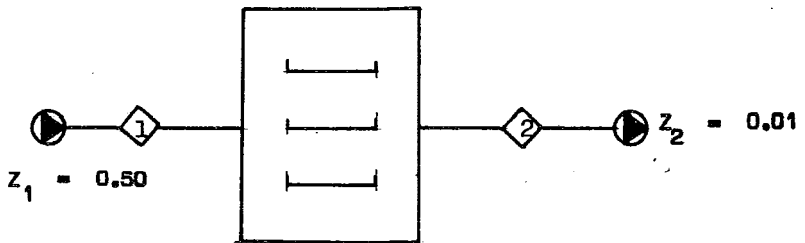
- a) La cantidad de aire saliente del secador.
- b) El gasto volumétrico de aire en m^3/h .
- c) La temperatura a la entrada del secador.

PROBLEMA

En el proceso de fabricación para la normalización de carragenina, se tiene como último paso el secado de la misma, la cual entra al secador con una humedad del 50% en peso y se saca con una humedad del 1%, que es la humedad crítica. Si la velocidad de secado, para un período de secado constante es de 34 kg/h m^2 y se evaporan 122 kg de agua, calcular:

- El tiempo de secado.
- La cantidad de carragenina que entra al secador.

1.0 TRADUCCION.



$$G_{\text{evap}} = 122 \text{ kg agua}$$

$$W = 34 \text{ kg/h m}^2$$

2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión:

Para saber el tiempo de secado, se utiliza la ecuación de velocidad de secado cuando se opera a condiciones constantes, es decir, con aire cuyas condiciones de temperatura, presión, humedad y velocidad permanecen constantes con el tiempo.

Para saber la cantidad de carragenina entrante, se hace un balance parcial de materia para el agua en función de relaciones mol.

2.2 Velocidad de secado.

$$w = \frac{m^s}{A} \left(- \frac{dZ}{d\theta} \right)$$

2.3 Tiempo de secado.

Como el período de secado es constante, es decir va desde la humedad inicial hasta la crítica, la velocidad de secado es constante.

Integrando 2.2 para $w = \text{constante}$

$$d\theta = \frac{m^s}{A} \left(- \frac{dZ}{w} \right)$$

$$\int d\theta = \frac{m^s}{A} \int_{z_2}^{z_1} \frac{dz}{w}$$

$$\theta = \frac{m^s}{A} \left(\frac{z_1 - z_2}{w} \right)$$

2.4 Agua evaporada por m².

$$G_{\text{evap.}} = S (z_1 - z_2)$$

2.5 Carragenina que entra al secador.

$$S = \frac{G_{\text{evap.}}}{(z_1 - z_2)}$$

2.6 Relación mol en las corrientes 1 y 2.

$$z_1 = \frac{z_1}{1 - z_1}$$

$$z_2 = \frac{z_2}{1 - z_2}$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Kilogramos de agua por kilogramos de sólido seco en las corrientes 1 y 2.

De ec. 2.6

$$Z_1 = \frac{0.50}{1 - 0.50} = 1$$

$$Z_2 = \frac{0.01}{1 - 0.01} = 0.0101$$

3.2 Cantidad de carragenina en la corriente 1.

De ec. 2.5

$$S = \frac{122 \text{ kg agua}}{(1 - 0.010) \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólido seco}}} = 123.33$$

$$S = 123.33 \text{ kg}$$

3.3 Tiempo de secado.

De ec. 2.3

$$\theta = \frac{123.33 \text{ kg}}{1 \text{ m}^2} \left(\frac{1 - 0.010}{34 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{h m}^2}} \right) \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg s.s.}}$$

$$\theta = 3.6 \text{ h}$$

4.0 RESULTADOS.

La cantidad de carragénina que entra en el secador es de -
 123.33 kg y el tiempo de secado para dicha carga sería de -
 3.6 horas.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

LAURO FRANCISCO GARCIA FRANCO.

1978.

TEMA: "ANTEPROYECTO PARA LA PRODUCCION DE CARRAGENINA EN MEXICO"

PROBLEMA PROPUESTO.

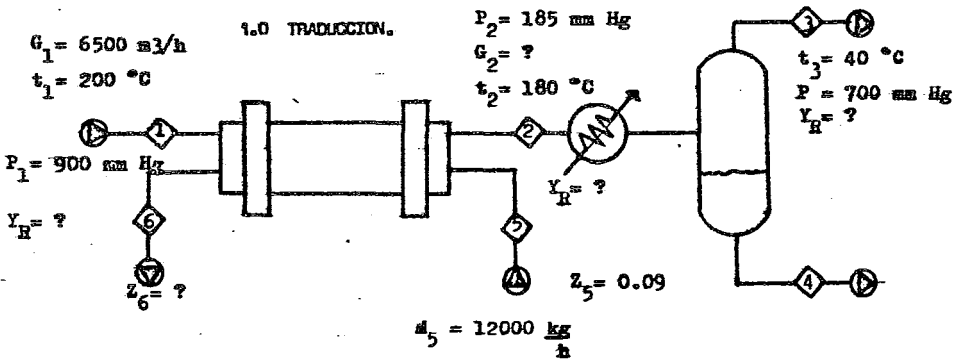
La producción de carragenina a primera vista puede parecer un proceso simple, que consiste en extracción, purificación del extracto, precipitación y secado. Este último paso es muy importante, ya - que se cargan 246 kg de carragenina al secador con una humedad del 65% y se obtiene con una humedad del 2% que es la crítica. Si el área de secado es de 2 m^2 y la velocidad de secado es de 35 kg de agua/h m^2 . Calcular:

- a) El agua evaporada.
- b) El tiempo de secado por m^2 .

PROBLEMA.

En el proceso de obtención de ácido adipico a partir de ciclohexano, después de una serie de etapas, se obtiene una suspensión cristalina, la cual se envía a la centrifuga para separar los cristales de ácido adipico y posteriormente se secan en un secador rotatorio, el cual tiene una carga de 12 ton/h con una humedad del 9% y sale casi seco. Para ésta operación se tiene aire a 200°C y 900 mmHg, sale del secador a 180°C, 830 mmHg y con una presión parcial de 185 mmHg, luego se pasa a través de un cambiador que enfría la corriente hasta 40°C para eliminar algo de humedad antes de ser lanzado a la atmósfera. Si se alimentan 6 500 m³/h, de aire. Calcular:

- El gasto másico del agua evaporada durante el secado.
- La humedad relativa para las corrientes 1, 2 y 3.
- El porcentaje de humedad del sólido a la salida del secador.



2.0 PLANTEAMIENTO.

2.1 Discusión:

Para saber el gasto másico del agua evaporada durante el secado se hace un balance total de materia en el secador. Para saber la humedad relativa en las corrientes se requiere los datos de presión de vapor y presión parcial. Para calcular el porcentaje de humedad del sólido a la salida del secador se requiere saber, la cantidad de moles totales y moles de agua en la corriente de salida del secador.

2.2 Balance de materia en el secador.

$$G_1 + L_5 = G_2 + L_6$$

2.3 Balance molar de agua en las corrientes gaseosas.

$$\tilde{G}_{H_2O} \text{ entrantes} = \tilde{G}_{H_2O} \text{ salientes}$$

2.4 Moles de agua.

$$\frac{\tilde{m}_{H_2O}}{\tilde{m}_{\text{totales}}} = \frac{\bar{m}_{H_2O}}{P} = \frac{\bar{p}_{H_2O}}{P - \bar{p}_{H_2O}} = \frac{\tilde{G}_{H_2O}}{G_{\text{aire}}}$$

2.5 Gasto molar de agua.

De ec. 2.4

$$\tilde{G}_{H_2O} = G_{\text{aire}} \frac{\bar{p}_{H_2O}}{P - \bar{p}_{H_2O}}$$

2.6 Gasto molar total.

$$\tilde{G} = \underline{G} \left(\frac{T_s \text{ } ^\circ\text{K}}{T \text{ } ^\circ\text{K}} \right) \left(\frac{P}{P_s} \right) \left(\frac{\text{mol}}{22.4 \text{ l}} \right)$$

2.7 Gasto molar de aire.

$$\tilde{G}_{\text{aire}} = \tilde{G} - \tilde{G}_{\text{H}_2\text{O}}$$

2.8 Humedad relativa porciento.

$$Y_{\%} = \frac{\bar{p}_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{H}_2\text{O}}} \times 100$$

2.9 Presión parcial para el agua.

De ec. 2.4

$$\bar{p}_{\text{H}_2\text{O}} = P \frac{\tilde{m}_{\text{H}_2\text{O}}}{\tilde{m}_{\text{totales}}}$$

2.10 Gasto molar para líquidos y sólidos.

$$L_{\text{H}_2\text{O}} = M \cdot Z_{\text{H}_2\text{O}} \cdot PM_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$S_{\text{Ac}} = M \cdot Z_s \cdot PM_{\text{Ac}}$$

2.11 Porciento de humedad.

$$Z_6 = \frac{\tilde{L}_{\text{H}_2\text{O}} \cdot PM_{\text{H}_2\text{O}}}{PM_{\text{Ac}} \cdot \tilde{S}_s + \tilde{L}_{\text{H}_2\text{O}} \cdot PM_{\text{H}_2\text{O}}} \times 100$$

3.0 CALCULOS.

3.1 Gasto molar en la corriente 1.

De ec. 2.6

$$\tilde{G}_1 = 6\,500 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \left(\frac{273}{473} \right) \left(\frac{900}{760} \right) \left(\frac{\text{mol}}{22.4} \right)$$

$$\tilde{G}_1 = 198.33 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.2 Gasto molar de agua en la corriente 1.

De ec. 2.5

$$\tilde{G}_{1\text{H}_2\text{O}} = 198.33 \frac{25}{(760 - 25)}$$

$$\tilde{G}_{1\text{H}_2\text{O}} = 6.745 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.3 Gasto molar de aire en la corriente 1.

De ec. 2.7

$$\tilde{G}_{\text{aire}} = 198.33 - 6.745 = 191.58 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.4 Presión parcial para el agua en la corriente 1.

De ec. 2.9

$$\bar{P}_{1, H_2O} = 900 \frac{6.745}{198.33} = 30.6 \text{ mmHg}$$

3.5 Humedad relativa porciento en la corriente 1.

De ec. 2.8

$$Y_{\%} = \frac{30.6}{11\ 662.55} \times 100 = 0.26\%$$

P_{1, H_2O}	200°C
	= 11 662.5
	mmHg

3.6 Humedad relativa porciento en la corriente 2.

De ec. 2.8

$$Y_{\%} = \frac{185}{7\ 520.6} \times 100 = 2.46\%$$

P_{2, H_2O}	180°C
	= 7 520.6
	mmHg

3.7 Gasto molar de agua en la corriente 2.

De ec. 2.5

$$\tilde{G}_{2, H_2O} = 191.58 \frac{185}{230 - 185} = 54.949$$

3.8 Humedad relativa en la corriente 3.

De ec. 2.8

Como el aire sale saturado, la presión parcial y la presión -
de vapor son las mismas.

$$P_{3, H_2O} \left| \begin{array}{l} 40^\circ C \\ \\ \end{array} \right. = 55.31 \text{ mmHg} = \bar{P}_{3, H_2O}$$

$$Y_{\%} = \frac{55.31}{55.31} \times 100 = 100\%$$

3.9 Gasto molar para líquidos y sólidos en la corriente 5.

De ec. 2.10

$$\dot{L}_{5, H_2O} = \left(12\,000 \frac{\text{kg}_T}{\text{h}} \right) (0.09) \left(\frac{\text{kg}_{H_2O}}{\text{kg}_T} \right) \left(\frac{\text{kg mol}}{18 \text{ kg}} \right)$$

$$\dot{L}_{5, H_2O} = 60 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

$$\dot{S}_{5, Ac} = \left(12\,000 \frac{\text{kg}_T}{\text{h}} \right) (0.91) \left(\frac{\text{kg sólido}}{\text{kg}_T} \right) \left(\frac{\text{kg mol}}{146 \text{ kg}_{Ac}} \right)$$

$$\dot{S}_{5, Ac} = 74.79 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

3.10 Gasto molar para el agua en la corriente 6.

De ec. 2.2

$$\tilde{L}_{6, H_2O} = \tilde{G}_{1, H_2O} + \tilde{L}_{5, H_2O} - \tilde{G}_{2, H_2O}$$

$$\tilde{L}_{6, H_2O} = 6.745 + 60 - 55 = 11.745$$

$$\tilde{L}_{6, H_2O} = 11.745 \frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$$

$$L_{6, H_2O} = 211.41 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

3.11 Porcentaje de humedad en la corriente 6.

De ec. 2.11

$$Z_6 = \frac{\left(\frac{11.745 \text{ kg mol}}{\text{h}} \right) \left(\frac{18 \text{ kg}}{\text{kg mol}} \right) \times 100}{\left(11.745 \right) (18) + \left(\frac{74.79 \text{ kg mol}}{\text{h}} \right) \left(\frac{146 \text{ kg}}{\text{kg mol}} \right)}$$

$$Z_6 = 1.89\%$$

4.0 RESULTADOS.

- a) El gasto másico del agua evaporada durante el secado es -
211.41 kg/h.
- b) La humedad relativa para las corrientes 1, 2 y 3 serán -
0.26%, 2.45% y 100% respectivamente.
- c) El porciento de humedad del sólido (ácido adípico) a la salida del secador es del 2%.

FUENTE DIRECTA: Tesis profesional realizada por:

JORGE G. OCTAVIO SANTIBAÑEZ ANDONEGUI

1975.

TEMA: "REVISION TECNOLOGICA DE LOS PROCESOS DE OBTENCION DE ACIDO ADIPIICO".

PROBLEMA PROPUESTO.

Se requiere sacar cristales de ácido adípico, para lo cual se tiene un secador rotatorio con capacidad para 15 ton/h de sólido húmedo con una humedad del 12%. El proceso completo es el siguiente: primero se filtra aire atmosférico a razón de $8\ 500\ m^3/h$ a $35^\circ C$ y 1 atm de presión, luego se comprime éste hasta 875 mmHg. El aire se manda a un calentador en donde sale a $180^\circ C$ y 780 mmHg antes de pasarse al secador. El gas sale del secador a $115^\circ C$ y 740 mmHg y se le pasa a través de un cambiador de alstas, que enfría la corriente hasta $40^\circ C$ para eliminar algo de humedad antes de ser lanzado a la atmósfera. La presión parcial del vapor de agua en la corriente entrante al sistema es de 34 mmHg y la del saliente 180 mmHg. Calcular:

- a) El balance molar de materia para las corrientes, sabiendo que el ácido adípico tiene un peso molecular de 146.
- b) La humedad relativa para todas las corrientes.
- c) El porcentaje de humedad a la salida del secador.



CAPITULO X

CONCLUSIONES



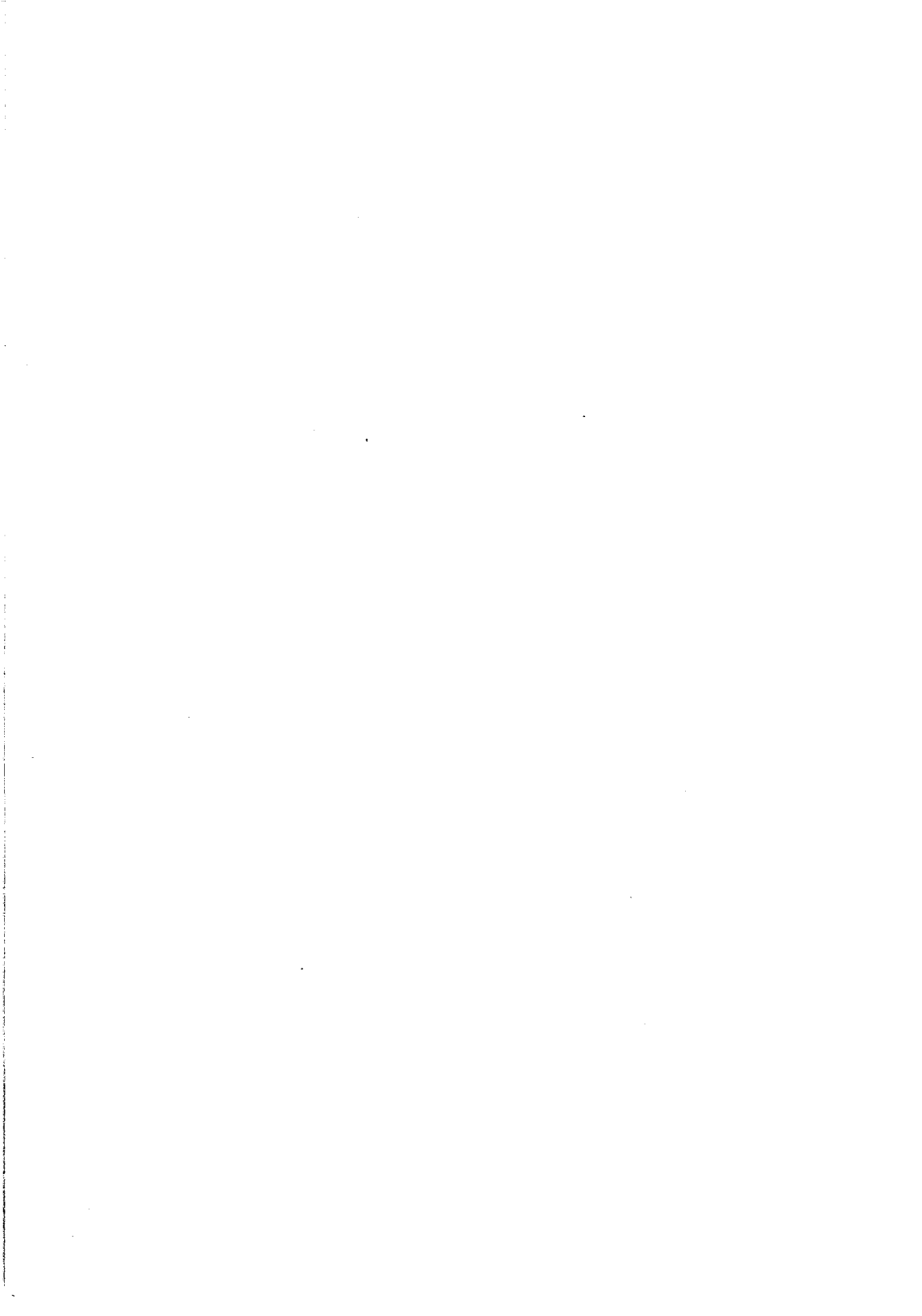
CONCLUSIONES

- 1.- Se aplica un método ordenado, racionalizado, sistematizado, sencillo y a la vez original para la resolución de problemas de Ingeniería Química, a dicho método se le conoce como METODO STIVALET-VALIENTE.
- 2.- Se ayuda al estudiante de Ingeniería Química a desarrollar su ingenio y creatividad en la resolución de problemas.
- 3.- Se aporta un libro de problemas para estudiantes de Ingeniería Química apoyado en el libro de teoría: "Balances de Materia" - realizado por los autores mexicanos: Ing. Rudi P. Stivalet C.- e Ing. Antonio Valiente B.
- 4.- Se da un panorama real de los proyectos, anteproyectos y estudios a nivel nacional, para que el estudiante, desde sus inicios conozca los problemas tecnológicos del país.
- 5.- Se aportan una serie de problemas propuestos para que el estudiante por sí mismo los resuelva aplicando criterios y metodología.

- 6.- Se presentan las principales operaciones unitarias como son: -
flujo de fluidos, mezclado, evaporación, cristalización, absor -
ción, destilación, operaciones aire-agua y secado; mismas que -
los alumnos estudiarán con mayor profundidad durante su carrera.
- 7.- Se utiliza una nomenclatura, diagramas y sistemas de unidades -
uniformes y actualizados.
- 8.- Se aprovecha el trabajo realizado por compañeros nuestros, en -
sus estudios, proyectos y anteproyectos que presentaron como te -
ma de tesis, para que de ahí se tomaran datos reales de opera -
ción, que se utilizarían para la elaboración de los enunciados -
de los problemas.
- 9.- Se aporta un estudio bibliográfico de tesis registradas sobre -
operaciones unitarias desde el año 1951 hasta la fecha.

CAPITULO XI

NOMENCLATURA



NOMENCLATURA.

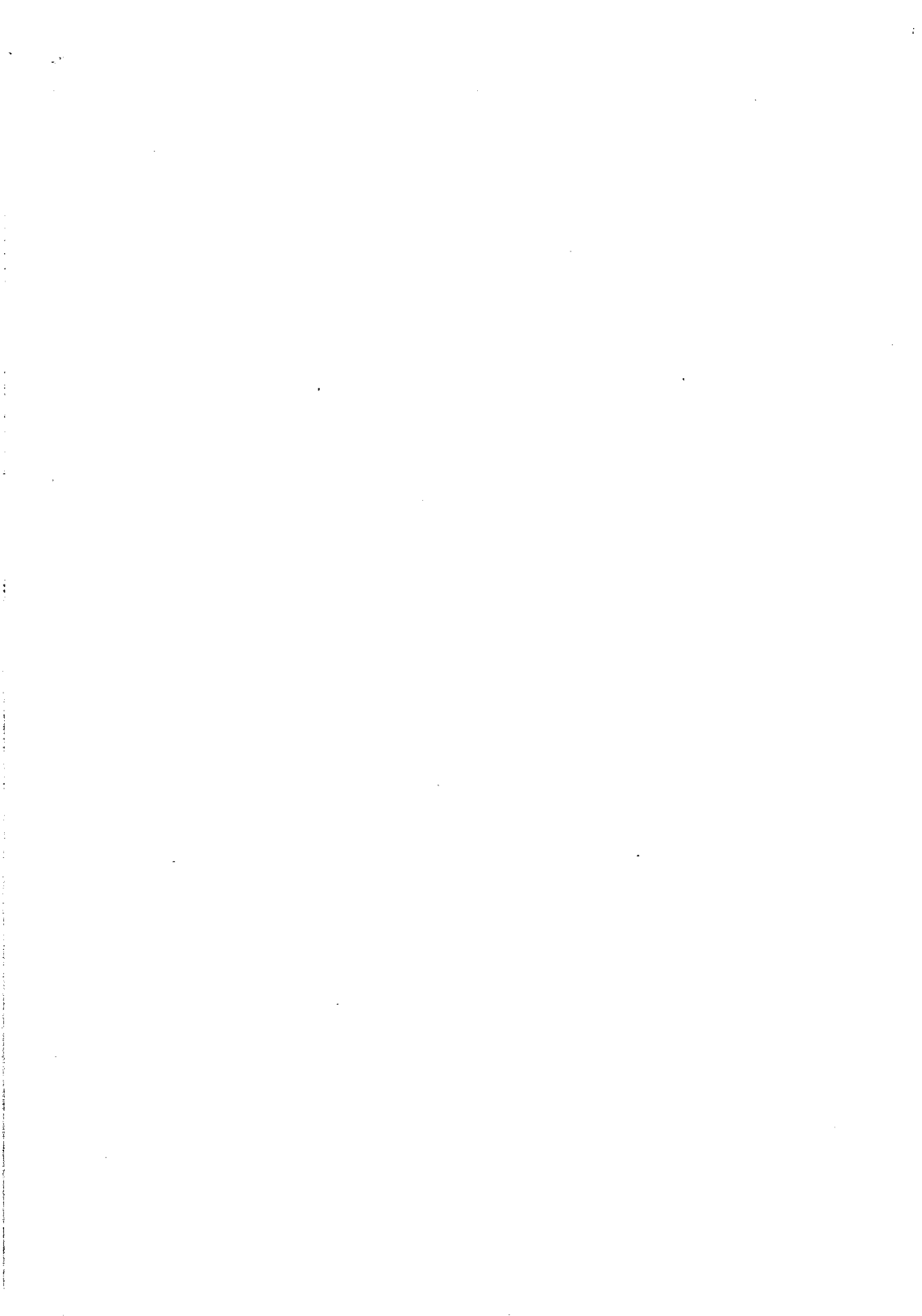
SIMBOLO	PROPIEDAD	UNIDADES COMUNES
m	masa de cierta cantidad de materia.	kg
\tilde{m}	moles de cierta cantidad de materia.	kg mol
\vec{m}	peso de cierta cantidad de materia.	\vec{kg} , N
x_i	fracción masa de líquido i.	$\frac{\vec{kg} \text{ de } i}{\text{kg totales}}$
y_i	fracción masa del gas i.	$\frac{\vec{kg} \text{ de } i}{\text{kg totales}}$
\tilde{x}_i	fracción molar de i en una fase líquida.	$\frac{\text{kg mol de } i}{\text{kg mol totales}}$
\tilde{y}_i	fracción molar de i en una fase gaseosa.	$\frac{\text{kg mol de } i}{\text{kg mol totales}}$
\tilde{w}_i	fracción molar de i en una fase sólida.	$\frac{\text{kg mol de } i}{\text{kg mol totales}}$
\tilde{z}	fracción molar de i en una mezcla de varias fases.	$\frac{\text{kg mol de } i}{\text{kg mol totales}}$
\vec{x}	fracción peso de i en una fase líquida.	$\frac{\vec{kg} \text{ de } i}{\text{kg totales}}$
\vec{y}	fracción peso de i en una fase gaseosa.	$\frac{\vec{kg} \text{ de } i}{\text{kg totales}}$
\vec{w}_i	fracción peso de i en una fase sólida.	$\frac{\vec{kg} \text{ de } i}{\text{kg totales}}$
\vec{z}	fracción peso de i en una mezcla de varias fases.	$\frac{\vec{kg} \text{ de } i}{\text{kg totales}}$
X_i	relación masa de i en una fase líquida.	$\frac{\text{kg de } i}{\text{kg totales libres } i}$

SÍMBOLO	PROPIEDAD	UNIDADES COMUNES
Y_i	relación masa de i en una fase gaseosa.	$\frac{\text{kg de } i}{\text{kg totales libras de } i}$
W_i	relación masa de i en una fase sólida.	$\frac{\text{kg de } i}{\text{kg totales libras de } i}$
Z_i	relación masa de i en una mezcla de varias fases.	$\frac{\text{kg de } i}{\text{kg totales libras de } i}$
\tilde{X}_i	relación mol de i en una fase líquida.	$\frac{\text{kg mol de } i}{\text{kg mol totales libras de } i}$
\tilde{Y}_i	relación mol de i en una fase gaseosa.	$\frac{\text{kg mol de } i}{\text{kg mol totales libras de } i}$
\tilde{W}_i	relación mol de i en fase sólida.	$\frac{\text{kg mol de } i}{\text{kg mol totales libras de } i}$
\tilde{Z}_i	relación mol de i en una mezcla de fases.	$\frac{\text{kg mol de } i}{\text{kg mol totales libras de } i}$
L	flujo o gasto másico de líquido.	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
G	flujo o gasto másico de gas.	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
S	flujo o gasto másico de sólido.	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
M	flujo o gasto másico de fases mezcladas.	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
L	gasto o flujo volumétrico de líquido.	$\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
G	gasto o flujo volumétrico de gas.	$\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
S	gasto o flujo volumétrico de sólido.	$\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$
M	gasto o flujo volumétrico de fases mezcladas.	$\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$

SÍMBOLO	PROPIEDAD	UNIDADES COMUNES
\dot{L}	flujo o gasto másico molar del líquido.	$\frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$
\dot{G}	flujo o gasto másico molar de gas.	$\frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$
\dot{S}	flujo o gasto másico molar de sólido.	$\frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$
\dot{M}	flujo o gasto másico molar de fases mezcladas.	$\frac{\text{kg mol}}{\text{h}}$
μ	viscosidad.	centipoise
ρ	densidad.	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}, \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$
d_R	densidad relativa.	
d_A	densidad aparente.	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
ρ	peso específico.	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}, \frac{\text{N}}{\text{m}^3}$
V	volumen total.	m^3
\bar{V}	volumen molar.	$\frac{\text{m}^3}{\text{kg mol}}$
V_s	volumen específico.	$\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$
u	velocidad	$\frac{\text{m}}{\text{h}}$
A	área transversal o seccional.	m^2, cm^2
$\frac{L}{A}$	velocidad másica del líquido.	$\frac{\text{kg}}{\text{h m}^2}$
d	diámetro interno.	m, cm
D	diámetro externo.	m, cm

SÍMBOLO	PROPIEDAD	UNIDADES COMUNES
P	presión total.	atm
\bar{p}	presión parcial.	mmHg
$\overset{\circ}{p}$	presión de vapor.	$\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$, mmHg
p	presión de alguna corriente.	$\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$, atm
ΔP	diferencia de presiones.	$\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$, mmHg
T_R	temperatura de rocío.	°C
T_h	temperatura de bulbo húmedo	°C
PM	peso molecular.	$\frac{\text{kg}}{\text{mol}}$
$\overline{\text{PM}}$	peso molecular promedio.	$\frac{\text{kg}}{\text{mol}}$
f_p	fugacidad del líquido.	$\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$, $\frac{\text{N}}{\text{m}^2}$
f_{π}	fugacidad correspondiente a la presión total.	$\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$, $\frac{\text{N}}{\text{m}^2}$
Xc	humedad crítica.	$\frac{\text{kg de H}_2\text{O}}{\text{kg de sólido seco}}$
X*	humedad de equilibrio.	$\frac{\text{kg de H}_2\text{O}}{\text{kg de sólido seco}}$
Y	humedad absoluta másica.	$\frac{\text{kg de H}_2\text{O}}{\text{kg de aire seco}}$
\tilde{Y}	humedad absoluta molar.	$\frac{\text{kg mol de H}_2\text{O}}{\text{kg de aire seco}}$

SÍMBOLO	PROPIEDAD	UNIDADES COMUNES
Y_{sat}	humedad de saturación	$\frac{\text{kg de H}_2\text{O}}{\text{kg de aire seco}}$
Y_R	humedad relativa.	%
$Y_{\%}$	humedad por ciento.	%
V_H	volumen húmedo.	$\frac{\text{m}^3 \text{ de mezcla}}{\text{kg de aire seco}}$



CAPITULO XII

BIBLIOGRAFIA



BIBLIOGRAFIA

- ANDERSEN A. WENZEL
Introduction to Chemical Engineering.
Mc Graw Hill Book Company, Inc.
New York, 1961.
- A. S. FOUST
Principios de Operaciones Unitarias.
Compañía Editorial Continental
S. A.
México-España-Argentina-Chile,
1972.
- CRANE C O.
Flow of Fluids.
Through valves, fittings, and
pipe.
New York, N. Y., 1969.
- DAVID M. HIMMELBLAU
Principios y Cálculos básicos
de la Ingeniería Química.
Compañía Editorial Continental,
S. A.
México-España-Argentina-Chile,-
1970.
- HOUGEN-WATSON-RAGATZ
Principios de los Procesos Químicos. Parte I Balances de Materia y Energía.
Editorial Reverté, S.A.
Barcelona-Buenos Aires-México,-
1964.
- M. H. PERRY
Chemical Engineering Handbook.
3a. Edition Mc Graw Hill.
New York-Toronto-London, 1950.
- M. G. CABE - SMITH
Operación Básica de la Ingeniería Química.
Traducción de Vazquez F. M.
Editorial Reverté, S. A. 1968.
- OGON - TOJO
Problemas de Ingeniería Química Operaciones Básicas. Tomo I.
Aguilar, S.A. de Ediciones.
Madrid (España). 1971.

STIVALETE - VALIENTE

Balances de Materia.
Una introducción a la Ingeniería
Química.
Facultad de Química, U N A M.
México, 1976.

TREYBAL. R. E.

Mass Transfer Operations.
Mc Graw Hill.
Nueva York, 1955.

WILLIAMS & JOHNSON

Stoichiometry for Chemical Engi-
neers.
Mc. Graw Hill Kōgakusha.
New York-Toronto- London, 1958.

LA BIBLIOGRAFIA ANTERIORMENTE ESCRITA ES LA BASICA, UTILIZADA PARA CONSULTA.
LA BIBLIOGRAFIA QUE SE UTILIZO PARA EL DESARROLLO DE ESTE TRABAJO ESTA INDI-
CADA AL FINAL DE CADA PROBLEMA CON LAS REFERENCIAS DE:

TITULO DE LA OBRA,

AUTOR,

AÑO.