

# **UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL**



## **“RECUPERACIÓN DE SOLVENTES EN PLANTAS FLEXOGRAFICAS”**

**INFORME DE SUFICIENCIA**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**POR LA MODALIDAD DE ACTUALIZACION DE CONOCIMIENTOS**

**PRESENTADO POR:**

**WISHER EDWIN PANTOJA MENDOZA**

**LIMA – PERÚ**

**2010**

## ÍNDICE

1	INTRODUCCIÓN. . .	4
2	DESARROLLO DE CONCEPTOS Y TÉCNICAS. . . . .	5
2.1	Presión de vapor	5
2.2	Condensación	7
2.3	Deshumidificación	9
2.4	Humedad . . . . .	10
2.5	Humedad de saturación	11
2.6	Humedad relativa . . . . .	12
2.7	Temperatura de rocío . . . . .	12
2.8	Relaciones fundamentales de materia y energía . . . . .	16
3	DESARROLLO DEL TEMA. . . . .	28
3.1	Impresión flexografica	28
3.2	Evaluación de las Emisiones . . . . .	30
3.3	Determinación de las propiedades del gas de alimentación a la torre	32
3.4	Agente de separación (Líquido a usar) . . . . .	36
3.5	Comportamiento de cada soluto	38
3.6	Calor a retirar . . . . .	41
3.7	Método para diseño del equipo	42
4	RESULTADOS	49
5	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES . . . . .	51
6	APENDICES. . . . .	53

## RESUMEN

El presente informe desarrolla uno de los métodos de transferencia de masa entre dos fases, líquida y gaseosa; la fase gaseosa compuesta por los vapores de n-propanol y n-propilacetato solventes de las tintas, provenientes del secado en el proceso de impresión y el aire que se usa para este propósito, formando la mezcla gaseosa a procesar. La fase líquida lo conforma el mismo condensado de los vapores pero enfriado a una temperatura menor que la temperatura de rocío de la mezcla gaseosa a procesar. La mezcla gaseosa es conducida al equipo de transferencia e ingresa por la parte inferior y la fase líquida ingresa por el tope entrando en contacto directo en contracorriente ambas fases, la fase líquida cumple la función de agente de separación, la fase gaseosa contiene principalmente vapor de n-propanol y una pequeña cantidad vapor de n-propilacetato mezclados con el aire el cual se deshumidificará por condensación de dichos vapores.

El potencial o fuerza promotora que produce esta transferencia es la diferencia de humedades entre el cuerpo gaseoso y la interface líquido-vapor, la transferencia se dará desde la fase gaseosa hacia la fase líquida tanto de masa como de calor en forma simultánea.

El proceso de deshumidificación se llevará a cabo en una torre empacada similar al que se usa en humidificación del aire, por ello el dimensionamiento se realiza de igual forma con los datos reales de planta para un flujo promedio de entrada de la mezcla gaseosa con una composición y temperatura promedio conocidas.

Como resultado global se tendrá una recuperación en kg/día de la mezcla de solventes que serán reutilizados sin necesidad de separarlos para dilución o lavado de accesorios, para ello será necesario determinar la temperatura de entrada de líquido y la temperatura de salida y composición, de los gases por la parte superior de la torre usando los balances de materia y energía en forma paralela con las velocidades de transferencia de masa y calor. Luego las dimensiones de la columna que satisfacen los valores finales establecidos.

## 1.- INTRODUCCIÓN

Las pérdidas de solventes por evaporación se dan en forma permanente en muchas empresas que usan tintas fabricadas a base de disolventes volátiles. En el caso de las flexográficas se usan tintas base n-propanol y n-propilacetato, en forma alternativa cada empresa dependiendo de los requerimientos de la etapa de secado y disponibilidad, las tintas pueden estar fabricados con otros solventes como bases o llamados también vehículos. Estos disolventes volátiles como el n-propanol y el iso-propilacetato son los componentes principales de las emisiones de una planta flexográfica producto del secado de las tintas en el proceso de impresión. Debido a que ya son incluidos en los costos de materiales no hay mucho interés por recuperarlos mientras se tenga márgenes de utilidad satisfactorias. Por otro lado estas emisiones son contaminantes atmosféricos cuyo tratamiento y reducción cobra cada vez mayor importancia en la medida que las normas ambientales sean más estrictas. Si se logran recuperar, se obtendrían ahorros importantes en el uso de solventes principalmente en el lavado de equipos en los distintos procesos. Este informe muestra la posibilidad de aplicar un método de recuperación a través de condensación por contacto directo, y obtener niveles de recuperación alrededor del 80% como también beneficios medioambientales.

Es posible aplicar dicho método gracias a la presencia predominante del n-propanol frente al n-propilacetato que es solo el 10% entre los dos vapores presentes en mezcla gaseosa y la similitud química entre estos. Ya que se simplifican enormemente los cálculos de diseño con resultados aceptables, el considerar como un solo componente hipotético a la mezcla de vapores.

En las empresas dedicadas al rubro de impresiones de empaques y etiquetas principalmente para alimentos y bebidas usan grandes volúmenes de tintas cuya composición promedio es aproximadamente 60% de disolventes volátiles o llamados compuestos orgánicos volátiles (COV) como en este caso el n-propanol y n-propilacetato de los cuales con un mínimo de recuperación se podría justificar la inversión a llevar a cabo.

## **2.- DESARROLLO DE CONCEPTOS**

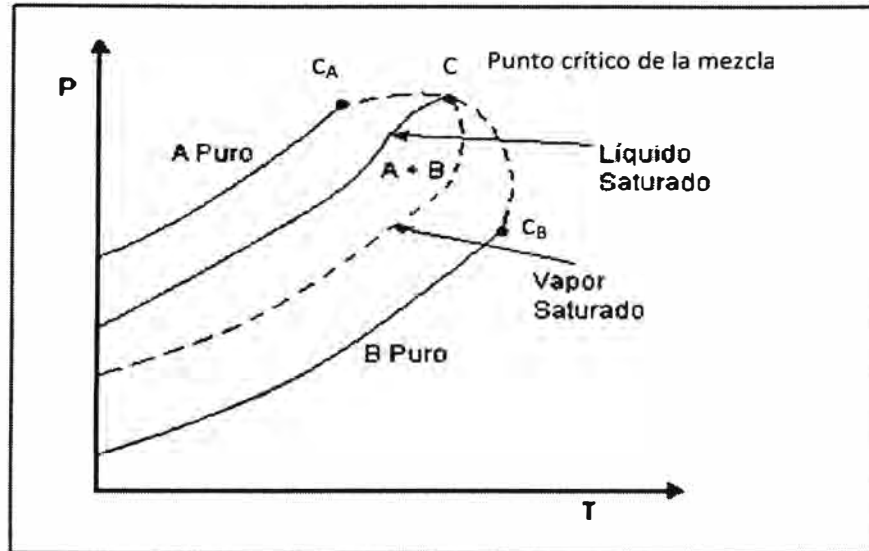
### **2.1.- Presión de vapor**

Es necesario previamente distinguir los conceptos de vapor y gas. Usualmente se llama vapor a un gas que existe por debajo de su temperatura crítica, porque puede condensarse, si se comprime continuamente siguiendo una temperatura constante éste alcanzará una presión en la que comienza a condensarse y convertirse en líquido; donde una compresión adicional no aumentará la presión pero si incrementa la fracción del gas que se condensa.<sup>(1)</sup> Se usa el término gas o gas no condensable para describir un gas que está por encima de su punto crítico o un gas en un proceso en el que no se puede condensar, siendo el punto crítico la máxima condición de presión y temperatura en que pueden coexistir las fases líquido y vapor en equilibrio. Si el vapor y el líquido de un componente puro están en equilibrio, la presión del equilibrio se denomina presión de vapor. A una temperatura dada, solo hay una presión en la que las fases líquida y de vapor de una sustancia pura pueden existir en equilibrio.<sup>(1)</sup>

La coexistencia de fases más encontrada en la práctica industrial son el vapor y el líquido tanto para sustancias puras como para mezclas donde los cambios en la composición en las fases, es el efecto deseado para una cantidad de operaciones de transferencia de masa industrialmente importantes. Cada líquido ejerce una presión de vapor en el equilibrio, esta presión depende de la temperatura. La curva de saturación es única para cada sustancia pero generalmente exhiben características similares. En la figura 2.1 se presenta una extracción del análisis de la curva de vapor para mezclas binarias.<sup>(2)</sup> Si se considera una mezcla binaria de composición fija, la curva de presión de vapor de esta mezcla estará entre las curvas correspondientes a componentes puros como A y B, formado por dos rizo internos de la figura 2.1, el rizo superior (curva continua) corresponde al líquido saturado y el rizo inferior (curva discontinua) corresponde al vapor saturado.

Figura 2.1: Diagrama presión (P) - temperatura (T) para una mezcla binaria.

Extraída de la Figura 10.3 <sup>(2)</sup>



Cualquier punto dentro de esta espira A + B representa un equilibrio líquido vapor de la mezcla.

Una relación útil mencionar aquí es la Ley de Raoult:

$$y_i P = x_i P_i \quad (1)$$

Donde al considerar  $\sum x_i = 1$  resulta:

$$P = \frac{1}{\sum y_i / P_i} \quad (2)$$

Donde:

$P$ : Es la presión total en el equilibrio

$P_i$ : Presión de vapor del componente  $i$  puro

$y_i$ , Fracción molar del componente  $i$  en la fase vapor

$x_i$ : Fracción molar del componente  $i$  en la fase líquida.

Esta ecuación encuentra utilidad en los cálculos del punto de rocío de una mezcla gaseosa, donde se desconocen las composiciones de la fase líquida. Si uno de los componentes es incondensable en las condiciones de aplicación además, casi nada de este se disuelve en la fase líquida entonces el gas incondensable se satura del resto de los vapores al llegar al equilibrio líquido – vapor. <sup>(2)</sup>

## 2.2.- Condensación

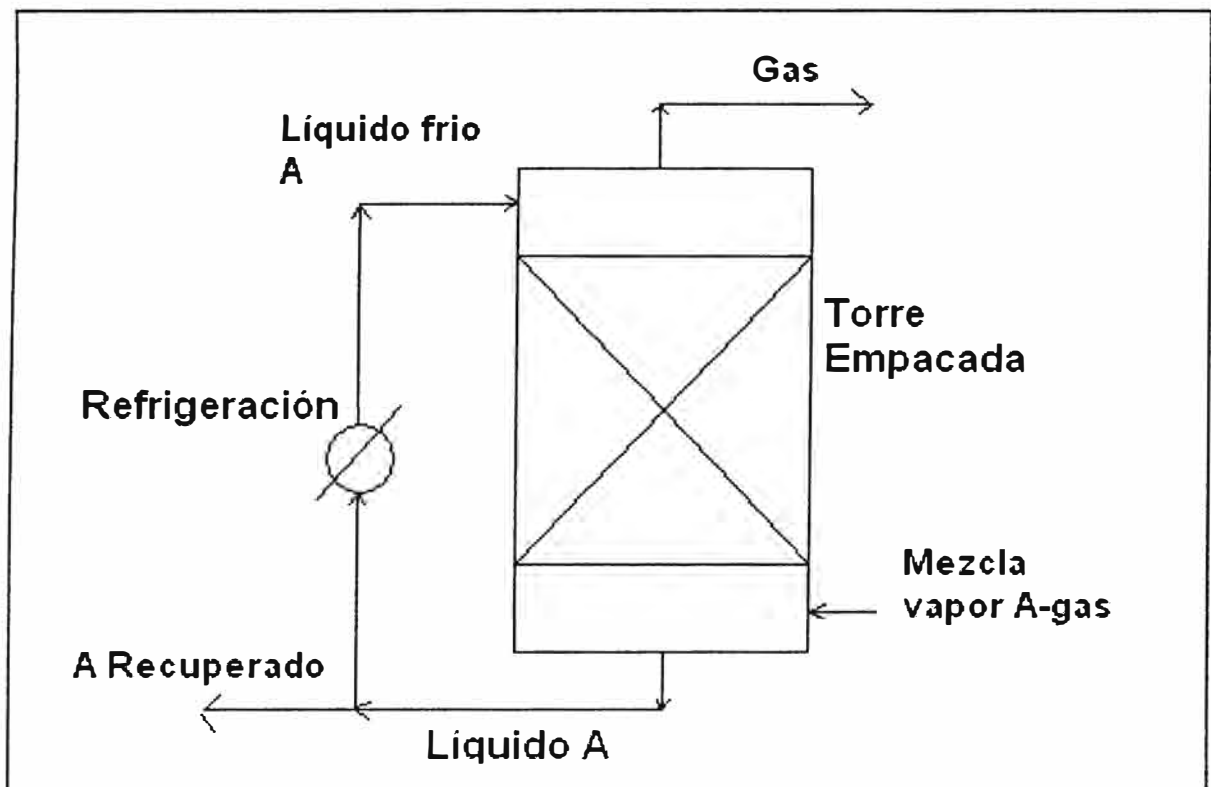
Es una técnica de separación en el cual uno o más de los componentes volátiles de una mezcla gaseosa son separados de los gases restantes por medio de la saturación, seguida por un cambio de fase. El cambio de fase gaseosa a líquido puede ser obtenido en dos maneras: La presión del sistema puede aumentarse a una temperatura dada, o la temperatura puede ser disminuida a presión constante. En un sistema de dos componentes donde uno de ellos no es condensable (aire por ejemplo), la condensación ocurre al punto de rocío (saturación), cuando la presión parcial del compuesto volátil es igual a su presión de vapor. Cuanto más volátil sea el compuesto, mayor será la cantidad que pueda permanecer como vapor a una temperatura dada; de ahí la temperatura más baja requerida para la saturación (condensación). Para obtener las temperaturas bajas requeridas a menudo se emplea la refrigeración y así lograr eficiencias aceptables de remoción.

Los dos tipos más comunes de condensadores utilizados son los de superficie y los de contacto. En los condensadores de superficie, el refrigerante no entra en contacto con la corriente gaseosa son del tipo de tubo y envoltura donde el refrigerante circula a través de los tubos, los vapores se condensan en el exterior de los tubos en forma de película y drena hacia un tanque de recolección. En contraste con los condensadores de superficie, los condensadores de contacto enfrían la corriente de vapor al rociar ya sea un líquido a temperatura ambiente o un líquido enfriado, directamente en la corriente del gas por la parte superior en una columna de relleno, En el presente informe se desarrollará solo la condensación por contacto directo donde el líquido enfriado será el mismo condensado como un agente de separación.

El contacto directo de un gas cargado de vapor con un líquido frío con la misma composición del vapor, puede ser útil para la recuperación del vapor. Con este fin se puede emplear un diagrama de flujo del tipo mostrado en la figura 2.2. Este método es directo a fin de evitar procesos posteriores de separación, mientras

otros métodos de recuperación de vapor requieren operaciones adicionales al resultado de deshumidificación. Por ejemplo, si se elige el proceso de absorción para absorber vapor en un disolvente, debe efectuarse una destilación o desorción para recobrar el disolvente y obtener el soluto recuperado; en la misma forma, la adsorción en un sólido requiere procesos adicionales. Sin embargo con mezclas gas-vapor distintas a aire-vapor de agua es probable que la difusividad molecular sea menor que la difusividad térmica, entonces la transferencia de calor es más rápida que la transferencia de masa, la trayectoria del gas caería arriba de la curva de saturación y puede provocar la formación de una niebla si se presenta las condiciones adecuadas para la nucleación. Esta dificultad se reduce si la mezcla entrante de vapor-gas está suficientemente sobrecalentada.<sup>(3)</sup>

**Figura 2.2:** Diagrama para una recuperación de un vapor de una mezcla gaseosa.<sup>(3)</sup>

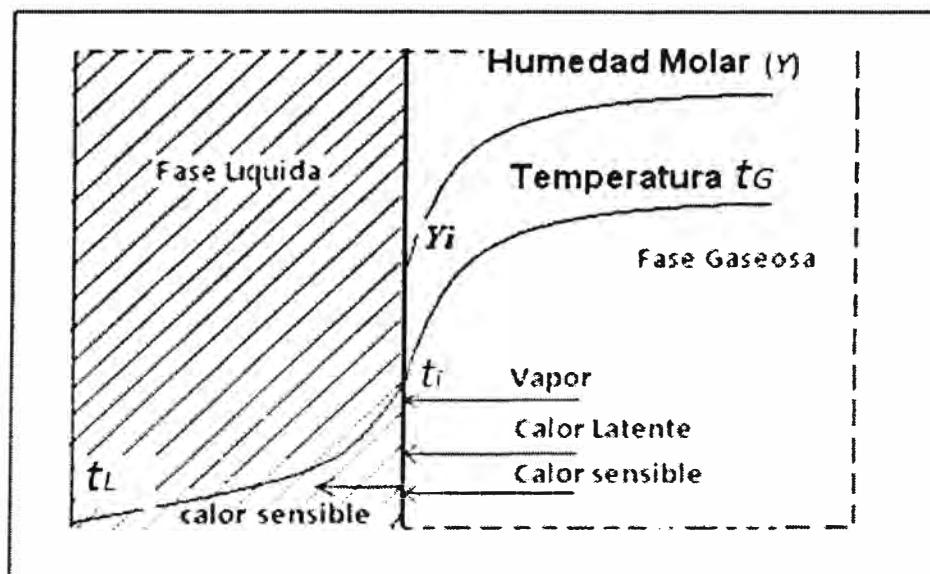




### 2.3.- Deshumidificación.

Si una mezcla de vapor y un gas transportador inerte sobrecalentada, se enfría con un líquido frío de tal forma que la humedad del gas sea mayor que en la interface gas-líquido, el vapor se difundirá hacia el líquido llegando a condensarse y el gas se deshumidificará<sup>(4)</sup>. En la figura 2.3 se representan las condiciones para un punto en un deshumidificador, la relación moles de vapor / moles de gas seco  $Y$  del cuerpo gaseoso es mayor la misma relación  $Y_i$  de la interface y, por tanto, el vapor difunde hacia la interface. Puesto que  $t_i$  y  $Y_i$  representan temperatura y humedad gas saturado en la interface, la temperatura de la fase gaseosa  $t_G$  tiene que ser mayor que  $t_i$ , pues de no ser así la masa global del gas estaría sobresaturado con vapor. Este razonamiento conduce a la conclusión de que se puede retirar vapor de un gas no saturado mediante contacto directo con líquido suficientemente frío sin llevar previamente la masa global del gas a la saturación.<sup>(5)</sup> Además, se transfiere tanto el calor sensible como latente hacia la fase líquida, ésta fase se calienta y la fase gaseosa se enfría, como se muestra el perfil de temperaturas. <sup>(4)</sup>

Figura 2.3: Condiciones en un deshumidificador. Referencia figura 17-14<sup>(4)</sup>



El caso más común es la deshumidificación del aire, donde es de esperar que el aire se enfríe a humedad constante hasta que alcance su temperatura de rocío y posteriormente empiece a condensar el agua. En la práctica se producen ambos procesos a la vez, a menos que el aire se encuentre perfectamente mezclado. Normalmente la temperatura y la humedad se van reduciendo paulatinamente y simultáneamente durante todo el proceso. El aire en contacto con la superficie se enfría por debajo de su temperatura de rocío y la condensación de vapor ocurre por tanto antes de que el aire más alejado de la interface se haya enfriado.

#### 2.4.- Humedad<sup>(3)</sup>

Entendiendo que vapor se define a los condensables y gas a los no condensables, cuando en las operaciones de transferencia de masa ocurren cambios en el contenido de vapor de una mezcla vapor-gas sin cambios en el contenido del gas, es más conveniente utilizar una unidad basada en la cantidad no cambiante que es el gas. La relación moles de vapor A/moles de gas B es la humedad molar  $Y$ . Si las cantidades se expresan en masas, la relación es  $Y'$ . En condiciones en que se aplica la ley de gases ideales se tiene:

$$Y = \frac{y_A}{y_B} = \frac{\bar{p}_A}{\bar{p}_B} = \frac{\bar{p}_A}{p_t - \bar{p}_A} \quad \frac{\text{moles A}}{\text{moles B}} \quad (3)$$

$$Y' = Y \frac{M_A}{M_B} = \frac{\bar{p}_A}{p_t - \bar{p}_A} \frac{M_A}{M_B} \quad \frac{\text{masa A}}{\text{masa B}} \quad (4)$$

Donde:  $y_A, y_B$ : Fracción mol de A y B, respectivamente

$\bar{p}_A, \bar{p}_B$ : Presión parcial de A y B, respectivamente

$M_A, M_B$ : Peso molecular de A y B, respectivamente

## 2.5.- Humedad de saturación

Cuando un gas seco B se pone en contacto con superficie líquida A, el líquido se evaporará en el gas hasta que finalmente, en el equilibrio, la presión parcial de A en la mezcla vapor-gas alcanza su valor de saturación, la presión de vapor  $p_A$  a la temperatura dominante. Mientras el gas pueda considerarse insoluble en el líquido, la presión parcial del vapor en la mezcla saturada será independiente de la naturaleza del gas y la presión total; solo depende de la temperatura e identidad del líquido; La humedad molal a saturación  $Y_s = p_A/(p_t - p_A)$  dependerá de la presión total; la humedad a saturación  $Y'_s = Y_s M_A/M_B$  dependerá también de la identidad del gas.

**Humedad absoluta:** En base a los dos conceptos ya definidos de humedad y humedad de saturación, la humedad absoluta o saturación absoluta ( $HA$ ) se define como la relación entre las dos definiciones es decir, la relación entre los moles de vapor por mol de gas libre de vapor y los moles de vapor que estarían presentes por mol de gas libre de vapor si la mezcla estuviera completamente saturada a la temperatura y presión total vigentes:<sup>(1)</sup>

$$HA = \frac{\left(\frac{\text{moles de vapor}}{\text{moles de gas libre de vapor}}\right)_{real}}{\left(\frac{\text{moles de vapor}}{\text{mole de gas libre de vapor}}\right)_{saturado}} = \frac{Y}{Y_s} \quad (5)$$

La saturación o humedad absoluta por ciento, se define como  $100Y/Y_s$  en moles y  $100Y'/Y'_s$  en pesos, en donde los valores de saturación se calculan a la temperatura de bulbo seco de la mezcla. La representación gráfica de cantidad para cualquier vapor puede hacerse sobre una carta  $Y$  vs temperatura  $t$  (en cuyo caso la carta debe limitarse a una única presión total) o sobre  $Y'$  vs  $t$  (para una presión total única y un gas específico). Si la presión parcial de vapor en una mezcla de vapor-gas es por alguna razón menor que la presión de vapor en el equilibrio del líquido a la misma temperatura, la mezcla no está saturada.<sup>(4)</sup>

## 2.6.- Humedad relativa (saturación relativa)

Cuando el vapor es agua y el gas es el aire, se aplica usualmente el término humedad relativa. En el caso de otros gases o vapores, se emplea el termino saturación relativa.<sup>(1)</sup> La saturación relativa ( $SR$ ) se define como los moles de vapor que contiene el gas seco a una cierta temperatura sobre la que tendría a la misma temperatura si estuviese saturado, aplicando la ley de gases ideales queda en función de las presiones:

$$SR = \frac{p_{vapor}}{p_{sat}} = \text{saturación relativa} \quad (6)$$

Donde:  $p_{vapor}$ : presión del vapor en la mezcla de gases.

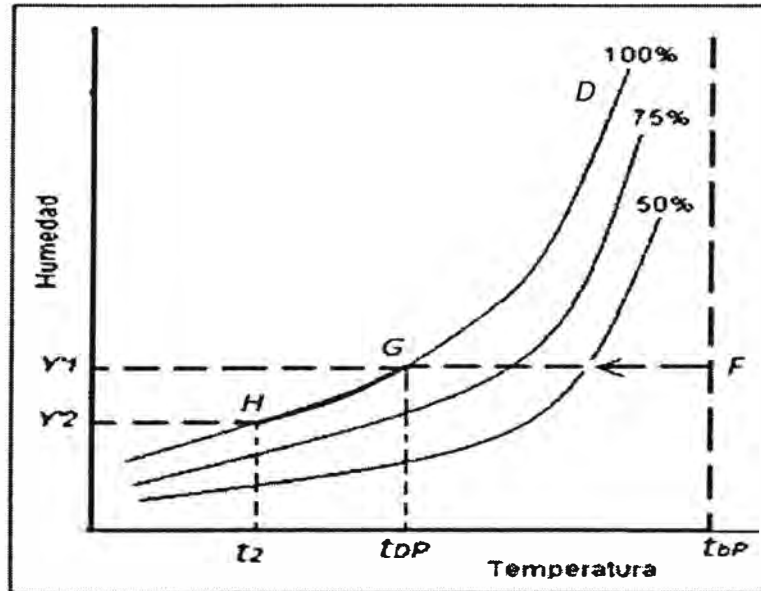
$p_{sat}$  : presión parcial del vapor en la mezcla de gases si el gas estuviera saturado a la temperatura dada de la mezcla (es decir, la presión de vapor del componente que es el vapor).

La humedad relativa expresada como porcentaje se define como  $100SR$  que es el porcentaje de humedad relativa (% $HR$ ).

## 2.7.- Temperatura de rocío <sup>(4)</sup>

Es la temperatura a la cual una mezcla vapor-gas se satura cuando se enfría a presión total constante sin contacto con el líquido, si de esta temperatura se reduce solo una cantidad infinitesimal el vapor se condensa en la forma de un rocío.

Analizando la figura 2.4 para un solo condensable, si la mezcla vapor-gas se va acercando más desde el punto F a la saturación punto G conforme disminuye la temperatura, llega al punto en que se satura completamente cuando la temperatura es  $t_{DP}$  (temperatura de rocío). Todas las mezclas de humedad  $Y'_1$  tienen el mismo punto de formación de rocío. Si la mezcla se enfría hasta una temperatura inferior,

Figura 2.4: Una forma de carta psicrometrica<sup>(4)</sup>

continuará condensando líquido desde la mezcla y permanecerá siempre saturada hasta la mezcla residual vapor-gas a temperatura final  $t_2$  (punto  $H$ ), donde la masa de vapor condensado por unidad de masa de gas seco será  $Y'_1 - Y'_2$ .

**Volumen Húmedo:**<sup>(3)</sup> Es el volumen de masa unitaria de gas seco y de su vapor acompañante a la temperatura y presión dominantes. El volumen húmedo  $v_H$  para una mezcla vapor-gas con humedad  $Y'$  en temperatura  $t_G$  y presión total  $p_t$  la ley de los gases ideales da el volumen húmedo como:

$$v_H = \left( \frac{1}{M_B} + \frac{Y'}{M_A} \right) \frac{R t_G}{p_t} \quad (7)$$

Donde  $R$ : es la constante de los gases.

$M_A$  y  $M_B$ : son los pesos moleculares del vapor y del gas respectivamente.

Si  $R$  toma el valor de  $8.314 \text{ (N/m}^2\text{)(m}^3\text{)/mol.K}$ ;  $t_G = ^\circ\text{C}$  y  $p_t = \text{N/m}^2$  se tiene la forma simplificada:

$$v_H = 8315 \left( \frac{1}{M_B} + \frac{Y'}{M_A} \right) \frac{t_G + 273}{p_t}$$

Donde  $v_H = \text{m}^3/\text{kg}$

**Calor húmedo:**<sup>(3)</sup> Es el calor que se requiere para aumentar la temperatura de la masa unitaria del gas y su vapor acompañante en 1°C a presión constante. Es decir es la capacidad calorífica de una lb mol de gas seco más el de su vapor asociado. Para una mezcla de humedad  $Y'$ :

$$C_S = C_B + Y' C_A \quad (8)$$

Donde  $C_S$ : calor húmedo de la mezcla (por unidad de masa de gas B)

$C_B$  y  $C_A$ : capacidades caloríficas del gas B y vapor A respectivamente

$Y'$ : humedad (masa del vapor A / masa del gas B).

**Entalpía:** Se puede definir la entalpía de una mezcla de gas B y vapor A en función de una temperatura de referencia,  $t_0$ . El calor latente de evaporación del vapor es  $\lambda_0$ . Si se supone tener una masa de vapor  $m_A$  a la temperatura  $t_0$  de referencia a la que su entalpía se fija arbitrariamente como cero. Normalmente se toma la temperatura de referencia  $t_0 = 0$  °C. Se requieren:  $m_A \lambda_0$  de energía para evaporarla. Si se supone ahora tener una masa de gas  $m_B$  que se calienta desde  $t_0$  hasta  $t_G$  mediante una cantidad de calor:  $C_B m_B(t_G - t_0)$ . También al vapor, para elevar la temperatura desde  $t_0$  hasta  $t_G$  se necesita una cantidad de calor:

$C_A m_A(t_G - t_0)$ . Por lo tanto si se mezclan la masa de gas y la de vapor a la temperatura  $t_G$  en forma adiabática se tendrá gas húmedo cuyo contenido de calor a la temperatura  $t_G$  será la suma de todas las cantidades de calor aportadas desde la temperatura  $t_0$  (a la cual la entalpía se fija como cero) hasta la temperatura  $t_G$ . A esta cantidad de calor se le llamará  $h$  que no es otra cosa que la entalpía del gas húmedo a la temperatura  $t_G$ .

$h = m_A \lambda_0 + C_A m_A (t_G - t_0) + C_B m_B (t_G - t_0)$  ; al dividir por  $m_B$  y ordenando se tiene la entalpía  $H'$  del gas húmedo por masa unitaria de gas seco:

$$H' = C_B (t_G - t_0) + Y' [C_A (t_G - t_0) + \lambda_0] \quad (9)$$

Donde:  $H' = h/m_B$ ,  $Y' = m_A/m_B$

Simplificando con la ecuación (08) se tiene:

$$H' = C_S (t - t_0) + Y' \lambda_0$$

El primer término de la ecuación (09) viene a ser la entalpía del gas seco, y el segundo término la entalpía del vapor incluyendo energía de vaporización, ambos desde la temperatura de referencia  $t_0$  hasta la temperatura de aplicación  $t_G$ .

Para casos en que se presente un segundo vapor condensable  $C$  en la mezcla gaseosa se puede hacer extensivo la ecuación (09) de la siguiente forma:

$$H' = C_B (t_G - t_0) + Y'_A [C_A (t_G - t_0) + \lambda_{A0}] + Y'_C [C_C (t_G - t_0) + \lambda_{C0}] \quad (10)$$

Simplificando con la ecuación (08) se tiene:

$$= C_S (t - t_0) + Y'_A \lambda_{A0} + Y'_C \lambda_{C0}$$

Donde

$t_0$  : temperatura de referencia o base arbitraria

$t_G$ : temperatura del gas húmedo que es la temperatura de bulbo seco

$\lambda_{A0}, \lambda_{C0}$ : calor latente de evaporación de los condensables a la temperatura base

$C_C$ : capacidad calorífica de un segundo condensable

$Y'_A, Y'_C$ : humedades respecto de los condensables A y C.

## 2.8.- Relaciones fundamentales de Materia y Energía para el diseño <sup>(3)</sup>

En la figura 2.5 se muestra la nomenclatura y el sistema físico de una torre de área transversal unitaria. Donde  $L'_1, L'_2, G'_1, G'_2, Y'_1, Y'_2, t_{G1}, t_{G2}, t_{L1}$  y  $t_{L2}$  son los valores finales en las entradas y salidas de la torre. Se considera cuatro entornos para hacer balance de materia y energía en la torre: El fondo de la torre y la sección diferencial de la torre donde se distinguen entornos fase líquida, fase gas y ambas fases juntas.

### *Balance de masa y energía en el fondo de la torre*

Un balance de masa para la sustancia A en la parte inferior remarcada de la torre es:

$$L' - L'_1 = G'_s(Y' - Y'_1) \quad (11)$$

o

$$dL' = G'_s dY' \quad (12)$$

Donde  $L'$ : flujo másico del líquido a través de la sección de la torre (subíndice 1 indica el fondo de la torre)

$G'_s$ : flujo másico del gas seco a través de la sección de la torre (constante)

$Y'$ : humedad en una sección puntual de la torre (subíndice 1 indica fondo).

En la misma forma un balance de entalpía es:

$$L'H'_L + G'_s H'_1 = L'_1 H'_{L1} + G'_s H' \quad (13)$$

Donde

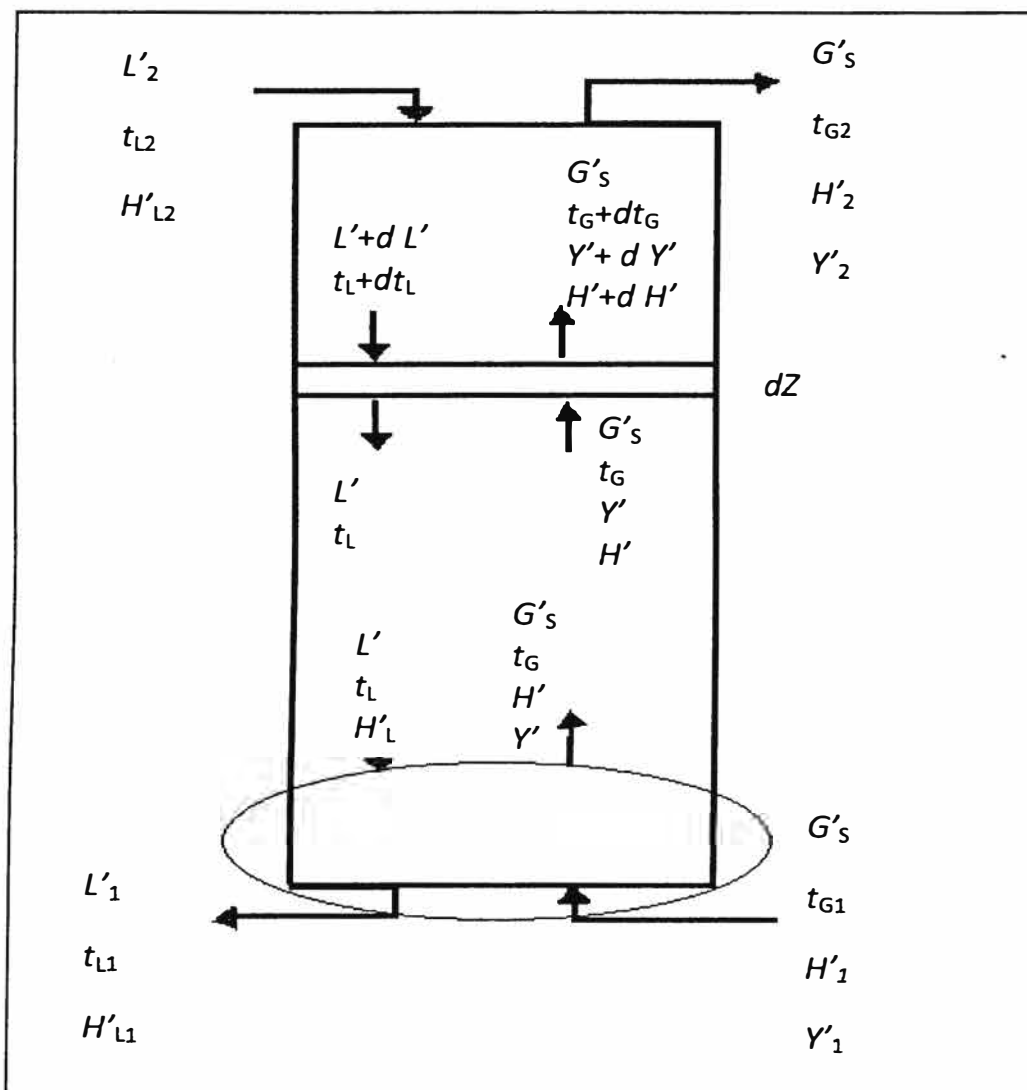
$H'_L, H'_{L1}$ : entalpías del líquido en una sección y el fondo de la torre respectivamente

$H', H'_1$ : entalpías de la mezcla gaseosa o gas húmedo en una sección y el fondo de la torre.



Esta misma ecuación (13) se puede aplicar a toda la torre con subíndice 2 en los términos sin enumerar.

**Figura 2.5:** Esquema de una columna que muestra las variables externas relativas a los balances de materia y energía <sup>(3)</sup>



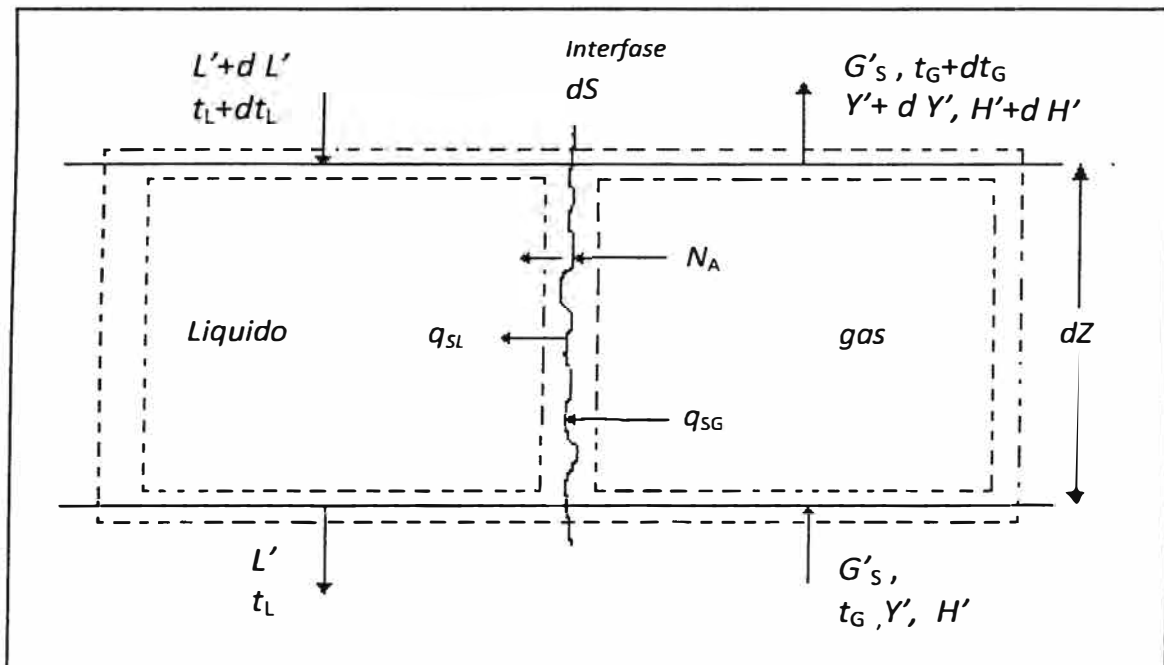
Las relaciones de rapidez de transferencia son bastante complejas y se desarrollarán a manera de Olander desarrollado por Treybal<sup>(3)</sup>. Para ello se analizará una sección de la torre de altura diferencial  $dz$ , donde el líquido y el gas fluyen uno al lado del otro, separados por una interfase gas-líquido como se indica

en la figura 2.6. Aquí todos los cambios son diferenciales. La superficie interfacial de la sección es  $dS$ , y la superficie interfacial específica/volumen del empaque es  $a$  (que es diferente a superficie empacada  $a_p$ ), y puesto que el volumen del empaque por sección transversal unitaria es  $dZ$ , entonces:

$$dS = a dZ \quad (14)$$

Si el empaque no está mojado completamente por el líquido, la superficie para la transferencia de masa es  $a_M$  (interface líquido – gas), que es menor que la superficie para la transferencia de calor  $a_H$  ya que la transferencia de calor puede darse entre el empaque y los fluidos. Tenemos:

**Figura 2.6:** Sección diferencial de una torre empacada <sup>(3)</sup>



La velocidad de transferencia de masa (flujo de masa/área de sección transversal de la torre):

$$N_A M_A a_M dZ = -G'_S dY' = M_A F_G \left( \ln \frac{1 - \bar{p}_{A,i}/p_t}{1 - \bar{p}_{A,G}/p_t} \right) a_M dZ \quad (15)$$

Donde

$\bar{p}_{A,i}$ : es la presión de vapor de A a temperatura de la interface  $t_i$

$\bar{p}_{A,G}$ : es la presión parcial de A en el cuerpo gaseoso a  $t_G$

$N_A$ : flux de transferencia de masa (moles transferidos)/(tiempo.área.presión)

$F_G$ : coeficiente de transferencia de masa para fase gaseosa

$M_A$ : peso molecular del vapor A.

La velocidad de transferencia de calor sensible (flujo de energía / área de la sección transversal de la torre).

En la fase gas:

$$q_{SG} a_H dZ = \frac{N_A M_A C_A}{1 - e^{-N_A M_A C_A / h_G}} (t_G - t_i) a_H dZ = h'_G a_H (t_G - t_i) dZ \quad (16)$$

En la fase líquida:

$$q_{SL} a_H dZ = h_L a_H (t_i - t_L) dZ \quad (17)$$

Donde

$q_{SG}$ ,  $q_{SL}$ : Flux de transferencia de calor sensible para fase gas y líquido respectivamente

$h'_G$ ,  $h_L$ : Coeficiente de transferencia de calor por convección para fase gas y líquido respectivamente.

Se requiere una serie de balances de energía sobre el diferencial de la sección en el esquema de la figura 2.5. Considerándose en esta sección las fases líquida y gas que fluyen uno al lado de la otra, cada fase formando un entorno sobre la que se aplicarán los balances de masa y calor.

*En la sección diferencial de la torre fase gaseosa*

Flujo de entalpía a la entrada =  $G'_S H'$

Flujo de entalpía a la salida =  $G'_S(H' + dH') - (G'_S dY')[C_A(t_G - t_0) + \lambda_0]$

El segundo término de esta ecuación es la entalpía del vapor transferido

Flujo de entrada – flujo de salida = rapidez de transferencia de calor

$$G'_S H' - G'_S(H' + dH') + (G'_S dY')[C_A(t_G - t_0) + \lambda_0] = h'_G a_H(t_G - t_i) dZ \quad (18)$$

Si  $dH'$ , obtenida por derivación de la ecuación 09, se sustituye, ésta se reduce a

$$-G'_S C_S dt_G = h'_G a_H(t_G - t_i) dZ \quad (19)$$

*En la sección diferencial de la torre fase líquida*

Flujo de entalpía a la entrada

$$=(L' + dL')C_{A,L}(t_L + dt_L - t_0) + (-G'_S dY')C_{A,L}(t_i - t_0) \quad (20)$$

Aquí, el segundo término es la entalpía del material transferido, que ahora es un líquido.

Flujo de entalpía a la salida =  $L'C_{A,L}(t_L - t_0)$

Flujo de salida = Flujo de entrada + rapidez de transferencia de calor

$$L'C_{A,L}(t_L - t_0) = (L' + dL')C_{A,L}(t_L + dt_L - t_0) - (G'_S dY')C_{A,L}(t_i - t_0) + h_L a_H(t_i - t_L) dZ \quad (21)$$

Si la ecuación (13) se sustituye y se ignora la diferencial de segundo orden  $dY'dt_L$ , esta ecuación se vuelve:

$$L'C_{A,L}dt_L = (G'_S C_{A,L} dY' - h_L a_H dZ)(t_i - t_L) \quad (22)$$

*En la sección diferencial de la torre ambas fases*

Flujo de entalpía a la entrada =  $G'_S H' + (L' + dL')C_{A,L}(t_L + dt_L - t_0)$

Flujo de entalpía a la salida =  $L'C_{A,L}(t_L - t_0) + G'_S(H' + dH')$

Flujo de entalpía a la entrada = Flujo de entalpía a la salida (operación adiabática)

$$G'_S H' + (L' + dL')C_{A,L}(t_L + dt_L - t_0) = L'C_{A,L}(t_L - t_0) + G'_S(H' + dH') \quad (23)$$

Sustituyendo la ecuación (13) y la diferencial de la ecuación (09) por  $dH'$  e ignorando el término  $dH'dt_L$ , se vuelve

$$L'C_{A,L}dt_L = G'_S \{C_S dt_G + [C_A(t_G - t_0) - C_{A,L}(t_L - t_0) + \lambda_0]dY'\} \quad (24)$$

### **Métodos generales** <sup>(3)</sup>

La operación de deshumidificación es comúnmente usado para sistemas aire-agua donde las relaciones ya presentadas son simplificadas mediante aproximaciones bastante razonables, pero para otros sistemas diferentes se usan métodos generales que se dan a continuación.

En el diseño de la torre empacada para sistemas diferentes a aire-vapor de agua como es el caso del presente informe se utilizarán las ecuaciones más generales, para ello igualando el lado derecho de las ecuaciones (22) y (24) se obtiene:

$$t_i = t_L + \frac{G'_S \{ C_S (dt_G/dZ) + [C_A t_G - C_{A,L} t_L + (C_{A,L} - C_A) t_0 + \lambda_0] (dY'/dZ) \}}{G'_S C_{A,L} (dY'/dZ) - h_L a_H} \quad (25)$$

El término  $t_i$  es relativo a la temperatura de la curva de saturación, que para un rango modesto de temperatura puede ser expresado por la ecuación de Antoine.

$$\ln(Pv) = A - \frac{B}{C+t_i} \quad (26)$$

El gradiente de humedad se obtiene de la ecuación (15)

$$\frac{dY'}{dZ} = - \frac{M_A F_G a_M}{G'_S} \ln \frac{Y' + M_A/M_B}{Y'_i + M_A/M_B} \approx \frac{k_y a_M}{G'_S} (Y' - Y'_i) \quad (27)$$

En donde las aproximaciones hechas son validas para concentraciones bajas de vapor. El gradiente de temperatura se toma de la ecuación 19.

$$\frac{dt_G}{dZ} = - \frac{h'_G a_H (t_G - t_i)}{G'_S C_S} \approx - \frac{h_G a_H (t_G - t_i)}{G'_S C_S} \approx - \frac{G'_S C_A (dY'/dZ)}{1 - e^{G'_S C_A (dY'/dZ) / h_G a_H}} \quad (28)$$

Generalmente el efecto de la aproximación no es importante. Las ecuaciones (27) y (28) se integran numéricamente, utilizando un procedimiento iterativo. Se requiere el uso frecuente de procedimiento al tanteo, puesto que se necesita  $t_i$  de la ecuación (25) antes de poder calcular  $\bar{p}_{A,i}$  (o  $Y'_i$ ). La relación  $t_i - \bar{p}_{A,i}$  es relativo a la curva de presión de vapor. Si en cualquier momento durante el cálculo  $\bar{p}_{A,G}$  (o  $Y'$ ), a cierta  $t_G$ , es mayor que la concentración de vapor a saturación correspondiente, se formará una niebla en la fase gaseosa, en cuyo caso todos los cálculos posteriores serán infructuosos y se deben escoger nuevas condiciones en los puntos finales de la torre.

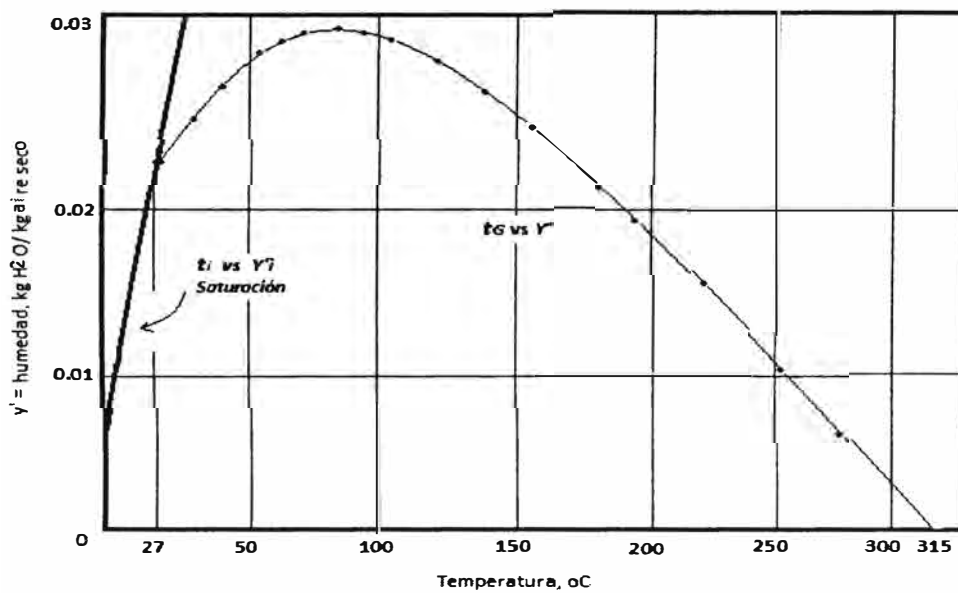
*Aplicación del método para el diseño de la torre:*

De las 9 variables externas  $G'_s$ ,  $Y'_1$ ,  $t_{G1}$ ,  $t_{L2}$  y  $Y'_2$  son conocidas, en los gases de salida  $t_{G2}$  y  $Y'_2$  son relativos a la curva de saturación. Puesto que es probable que los vapores salen casi saturados, entonces faltaría fijar una de las cuatro restantes para hacer el problema determinado; este será  $L'_2$ , quedando así el sistema reducido a tres incógnitas:  $t_{L1}$ ,  $t_{G2}$  y  $L'_1$ , se tiene la ecuación de balance total de materia y la ecuación de balance total de energía, la tercera ecuación que se requiere relativo a  $t_{G2}$  y  $Y'_2$  desafortunadamente serán determinadas en función de la transferencia de masa y calor en cada punto dentro de la columna, por lo tanto la relación final se obtendrá haciendo cálculos repetitivos punto a punto a lo largo de la columna. Así mismo para iniciar los cálculos una condición final puede ser asumida  $L'_1$  y  $t_{L1}$  obtenidas de la ecuación (11) y (13) una vez que los cálculos incrementales son completados para una altura  $z$  en el cual el valor de  $Y'_2$  es igual al valor especificado, entonces el valor calculado para el resto de las variables externas podrían compararse a la asunción inicial; si esto no concuerda, una nueva asunción debe ser hecha y repetir los cálculos. Una vez que las variables han sido calculadas se pueden usar en los balances diferenciales de materia y energía, que son la base para el cálculo incremental dentro de la columna.

En la figura 2.6 se presenta los resultados en forma gráfica de valores calculados de  $t_G - Y'$  junto con la curva de humedad a saturación para un caso planteado en el ejemplo 7.14 Treybal <sup>(3)</sup> aplicando el método general. Aquí se observa que se inician los cálculos con los valores de condición final conocidas de la columna. Se calculan los valores de  $Y'_2$  para cada incremento de  $t_G$  partiendo de 315 °C a lo largo de la columna hasta obtener la temperatura y composición del gas saliente asumidas con un mínimo error aceptable.

Se van a enfriar, a  $27\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $5\text{ m}^3/\text{s}$  de un gas pobre, 65%  $\text{N}_2$ , 35%  $\text{CO}$ , inicialmente seco a 1 atm a  $315\text{ }^{\circ}\text{C}$ , mediante contacto a contracorriente con agua que entra a  $18\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Se va utilizar una torre empacada con anillos Raschig de cerámica de 50 mm, con  $L'_2/G'_2 = 2$ . Especificar el diámetro de una torre adecuada para este propósito y la altura del empaque.

Figura 2.6: Temperaturas y humedades calculadas para el ejemplo 7.14 <sup>(3)</sup>



## Equipo

Cualquier equipo de torres empacadas puede servir para la operación de deshumidificación. El dimensionamiento de torres adecuadas para sistemas diferentes a aire-agua generalmente requiere un tratamiento más preciso que el método entálpico de potencial estándar. El diseño para una operación particular empieza con:

Velocidad de flujo, temperatura y contenido del gas de alimentación.

Temperatura de entrada de refrigerante (podría ser la misma sustancia que el vapor condensable).

Contenido de vapor deseado o temperatura de gas de salida.



La velocidad de flujo de refrigerante podría no ser especificada. El parámetro más importante de diseño (el más difícil de determinar) es la altura o área interfacial de la unidad. Debido a los repentinos cambios de temperatura y composición y a las interacciones entre los fenómenos de transferencia de masa y calor dentro de la columna, ninguna ecuación simple puede predecir la altura total como una simple función de las condiciones finales, geometría del sistema y propiedades del fluido.

Para llevar a cabo el enfriamiento del líquido o agente de separación antes de introducir a la columna se requerirá un equipo de enfriamiento como un Chiller, que es un sistema de refrigeración que consiste de condensador, compresor, evaporador, bomba, válvula de expansión, control de temperatura y otros componentes. Para un estudio completo de lo que son las torres empacadas y sus componentes se requiere un mayor desarrollo y análisis del mismo, lo cual sale del alcance del presente informe. En todo caso, se puede presentar una breve descripción.

*Descripción de una torre empacada:* <sup>(7)</sup> Una torre empacada consiste en una coraza cilíndrica, o columna, equipada con sistemas de alimentación y distribución de las fases, así como con dispositivos para la salida, en el fondo y en la cima. Cuenta con un lecho de sólidos inertes que constituye el empaque. El fluido menos denso, usualmente un gas o vapor, ingresan por el fondo de la columna y ascienden a través del área transversal libre, en tanto que el líquido más denso se dirige hacia abajo desde la cima de la torre.

Para el funcionamiento apropiado de una columna empacada se requieren ciertos elementos adicionales a la coraza y al empaque. Estos accesorios, denominados constituyentes internos de la columna se identifican como: Distribuidores de líquido, sistema de alimentación, retenedores del empaque, soportes del empaque, colectores del líquido y eliminadores de arrastre. No todos los constituyentes citados están presentes en una columna. La decisión de incorporarlos o no, es el resultado de un cuidadoso estudio costo-beneficio.

En cada párrafo siguiente se describen cada uno de los constituyentes mencionados:

Los distribuidores del líquido; es esencial para una operación eficiente, una distribución uniforme en la cima de la torre. Por lo tanto, los distribuidores del líquido son claves en el diseño de cualquier columna empacada. La distribución perfecta puede definirse como la provisión de líquido a igual velocidad por unidad de área de superficie del lecho. El líquido puede aplicarse mediante rociadores, rebosaderos u orificios, a presión o por gravedad.

Lograr el desempeño deseado de una torre con un sistema de alimentación, requiere el manejo apropiado de todas las corrientes que ingresan a la columna. Para alimentadores de mezclas líquido-vapor la selección depende del tipo de distribuidor de líquido debajo de la alimentación, las velocidades de flujo, la altura del lecho empacado y el mezclado de estas con las corrientes que internamente ascienden. Para escoger alimentadores de gas o vapor es indispensable tener en cuenta dos factores: la energía cinética y la composición del gas que ingresa.

Los retenedores de empaque tienen la función principal de prevenir la expansión o fluidización del lecho empacado, así como mantener horizontal su superficie. El retenedor no debe interferir con los flujos en la columna, por lo que su área libre ha de ser muy elevada.

El soporte del empaque tiene el propósito primario de sostener sin ofrecer una restricción excesiva al flujo de las fases. También puede servir como distribuidor de las dos corrientes.

Los colectores del líquido son necesarios cuando se requiere interrumpir el flujo del líquido sin bloquear el flujo ascendente, para lograr el mezclado efectivo del líquido antes de retirarlo o redistribuirlo.

Un aspecto muy importante describir es la caída de presión. Este es uno de los parámetros más empleados para especificar la capacidad de una torre empacada. En particular la caída de presión del flujo ascendente (mezcla gaseosa) se considera como el parámetro más importante del flujo en dos fases. La caída de presión puede determinarse mediante correlaciones empíricas o modelos teóricos del flujo de dos fases en lechos empacados.

*Altura del empaque:* La determinación de la altura de la torre corresponde a un tema amplio de diseño, teniendo los datos de alimentación de la mezcla gaseosa, las condiciones del líquido de entrada y las asunciones de condiciones finales de operación con los cuales se sigue el método descrito anteriormente desarrollado en la bibliografía, <sup>(03)</sup> donde se determinan los coeficientes de transferencia de masa y calor en cada punto a lo largo de la torre para cada valor incremental de la altura hasta alcanzar tales valores finales de operación. Se consideran diversas correlaciones apropiadas según el tipo y el tamaño del empaque a usar. La caída de presión es uno de los parámetros más empleados para especificar la capacidad de una torre empacada; en particular la caída de presión del fluido ascendente que es la mezcla gaseosa se considera como el parámetro más importante del flujo en las dos fases. Valores recomendados para la caída de presión para procesos de absorción que es parecida al proceso de deshumidificación deben estar entre 200 y 400 (N/m<sup>2</sup>)/m.<sup>(7)</sup>

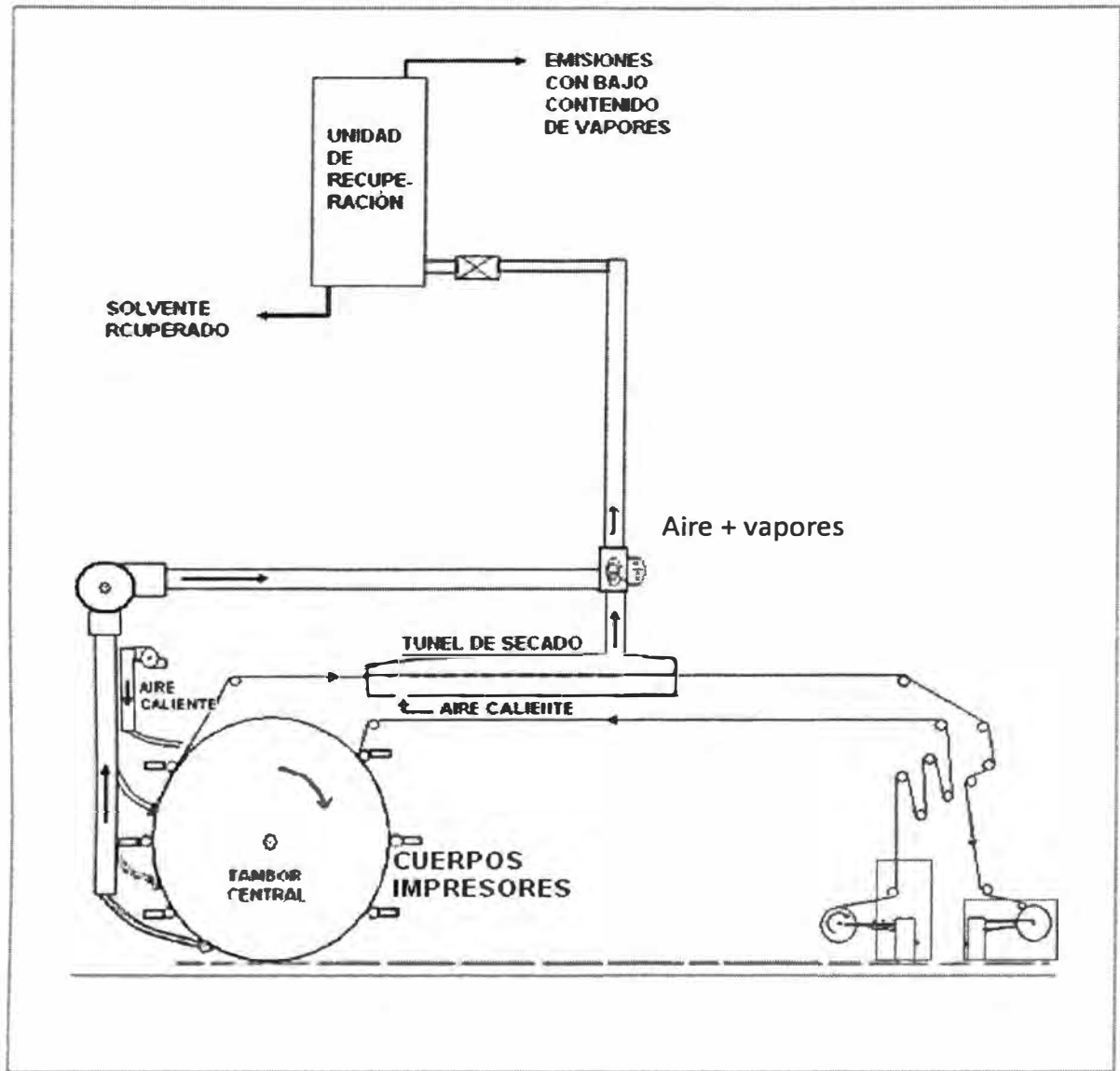
### **3.- DESARROLLO DEL TEMA**

#### **3.1.- Impresión flexográfica**

El proceso de impresión flexográfica consiste en transferir tinta al sustrato mediante placas grabadas en relieve, estas placas están hechas de fotopolímeros. Cada color que se quiere imprimir requiere de una de estas placas, el sistema está conformado por varias estaciones que corresponden a cada color distribuidas en la circunferencia del tambor central y en cada una de estas se ubican una bandeja de tinta, un rodillo anilox y un rodillo portadora de una placa, inmediatamente después de cada estación se ubica el secador que consiste en inyección de aire caliente y extracción de la mezcla gaseosa, el mecanismo de funcionamiento automático de estos flujos de aire es parte de las máquinas impresoras, estos flujos extraídos de todas las estaciones se juntan en la chimenea de cada máquina, además una corriente adicional proviene del túnel de secado, que es donde se da el secado final del material impreso. Por lo tanto, típicamente existen dos corrientes de mezcla gaseosa provenientes del secado de la tinta aplicada al sustrato, que se emiten al ambiente por chimeneas individuales por cada máquina impresora, el primero viene de las estaciones correspondientes a cada color o llamados cuerpos impresores y la otra desde el túnel de secado, ver figura 3.1.

Se plantea unir estas dos corrientes para direccionar por succión en forma conveniente en espacio y ubicación, hacia el equipo de recuperación de los vapores como se muestra en la figura 3.1. Por las condiciones del proceso de impresión la mezcla gaseosa sale a una temperatura promedio de 60 °C que es el rango de temperaturas requeridas para el secado de la tinta sobre el sustrato que básicamente depende del tipo de material, contenido de disolvente en las tintas y la velocidad de trabajo. Para este proceso se utiliza aire caliente cuya temperatura se regula en la medida que permita tener un buen secado y no afecte la estabilidad del sustrato.

Figura 3.1: Diagrama de procesos para la recuperación de vapores



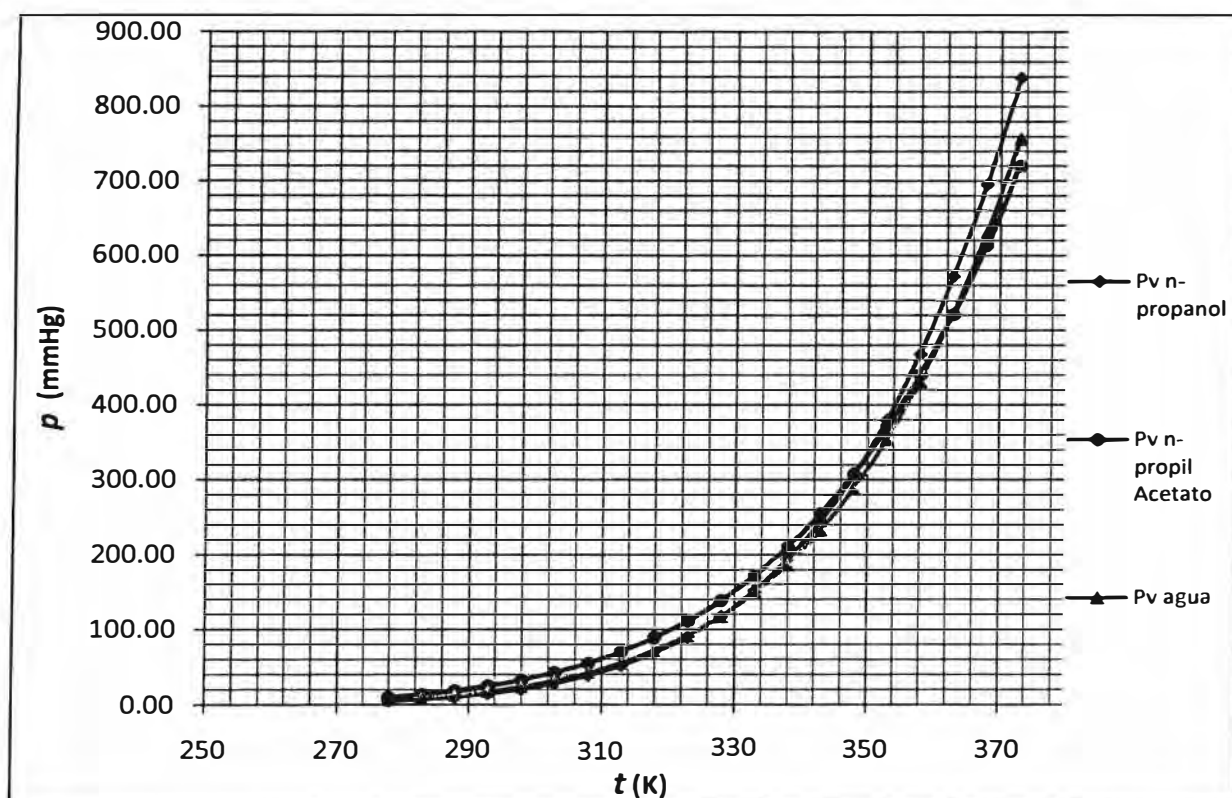
Esquema de una estación o cuerpo impresor



### 3.2.- Evaluación de las emisiones

Haciendo un análisis exhaustivo de la mezcla gaseosa, el aire que transporta los vapores contendrá en realidad vapor de agua, n-propanol y n-propilacetato. Es importante analizar las curvas de vapor en un diagrama presión ( $p$ ) vs temperatura ( $t$ ) a una presión fija de 1 atm, que se grafica en la figura 3.2. Aquí se observa una gran similitud entre las tres curvas de vapor esto indica que la separación individual será compleja en un solo proceso y son compuestos totalmente miscibles, pero no es el objetivo del presente informe obtener los componentes en forma separada si no condensar por contacto directo la mayor cantidad posible de los condensables de las emisiones atmosféricas. Esto es en función a la reutilización que se le dará al recuperado como en limpieza de accesorios y como diluyente en algunas tintas.

**Figura 3.2:** Curvas de presión de vapor para n-propanol, n-propilacetato y agua obtenidas con la ecuación de Antoine



Para tener un estimado de la cantidad de disolvente liberado puede determinarse a partir de los registros de consumo promedio mensual de tintas o por medición directa de los flujos en cada máquina impresora.

*Estimación:* Para el desarrollo del tema se supondrá que la planta flexográfica consume mensualmente 20000 kg de tinta en promedio, con 60% contenido de solventes volátiles, trabajando 26 días al mes y 12 horas continuas de trabajo diario, considerando también un 80% de colección de vapores, da 30.77 kg/h (0.5128 kg/min) flujo másico de vapores; así:

$$\left(20000 \frac{kg}{mes}\right) (60\%) \left(\frac{1 mes}{26 día}\right) \left(\frac{1 día}{12 hora}\right) (80\%) = 30.77 \frac{kg}{hora}$$

*Método directo:* La cantidad total del flujo de la mezcla gaseosa de n-propanol y n-propilacetato se obtendrá sumando las emisiones de todas las impresoras, por medición directa tomando la velocidad de los gases en las chimeneas con un anemómetro, se podrá fácilmente tener el caudal multiplicando por el área de la sección transversal. Luego se medirá la temperatura de bulbo seco y bulbo húmedo para obtener un estimado promedio de composición a partir de presiones de vapor para la mezcla que consiste en: n-propanol y n-propil acetato.

Cabe precisar que la base disolvente usado en las tintas están en relación de n-propanol a n-propilacetato como 90 a 10 en peso, y el secado en el proceso de impresión es casi completa, entonces con mucha aproximación se puede afirmar que la composición respecto a las dos sustancias en la fase vapor también mantienen la misma relación en peso. Por lo tanto las cantidades de los solventes emitidos al ambiente con posibilidad de recuperar son:

$$\text{n-propanol: } \left(30.77 \frac{kg}{hora}\right) 0.9 = 27.69 \frac{kg}{hora} \text{ y}$$

$$\text{n-propilacetato: } \left(30.77 \frac{kg}{hora}\right) 0.1 = 3.08 \frac{kg}{hora}$$

### 3.3.- Determinación de las propiedades del gas de alimentación a la torre

A la mezcla gaseosa que ingresa a la torre, que viene a ser la única corriente real conocida, se podrá analizar y determinar sus propiedades como:

Composición

Temperatura de Rocio.

Capacidad calorífica.

Entalpia.

*Composición:* Existen muchas formas de analizar y determinar la composición de la mezcla gaseosa. En este caso se determinará a partir del balance global de consumo de tinta, como ya se estimó anteriormente se tiene un promedio de 30.77 kg/h que equivale a 0.513 kg/min entre n-propanol y n-propilacetato en relación de 9 a 1 en peso. Por otro lado se tiene el ingreso de aire del ambiente con cierta humedad y calentada, necesario para secar la tinta en las estaciones de cada color. El flujo de aire se conoce fácilmente midiendo directamente en las tomas de aire en cada máquina.

Considerando temperatura ambiente promedio de 23 °C y una humedad relativa promedio de 65%, mediante la ecuación de Antoine se determina la presión de saturación del agua en el aire, luego con la ecuación (04) se determina la humedad absoluta del aire que ingresa al proceso. Donde A por ahora representa el agua y B al aire seco:

$$p_{A,sat} = e^{\left(18.3036 - \frac{3816.4}{273 - 46.13}\right)} = 20.8856 \text{ mmHg}; \quad \text{presión de saturación del agua a } 23^\circ\text{C}$$

$$p_A = 0.65 * 20.8856 = 13.5757 \text{ mmHg}; \quad \text{Presión parcial del agua; Ec. (04):}$$

$$Y' = Y \frac{M_A}{M_B} = \frac{\bar{p}_A}{\bar{p}_t - \bar{p}_A} \frac{M_A \text{ masa } A}{M_B \text{ masa } B} = 0.0113 \text{ kg de A/kg de B}$$



Mediante la ecuación (07), se determina el volumen húmedo del aire

$$v_H = \left( \frac{1}{M_B} + \frac{Y'}{M_A} \right) \frac{RT}{p_t} = 0.85281 \frac{m^3}{kg \text{ aire seco}}$$

$$M_A = 18 \text{ kg/kgmol y } M_B = 28.85 \text{ kg/kgmol}$$

El ingreso de aire es de  $2 \text{ m}^3/\text{min}$  medidos a  $p = 1 \text{ atm}$  y  $23 \text{ }^\circ\text{C}$

Entonces el flujo másico ( $G$ ) del aire seco es:

$$G = \frac{\left( 2 \frac{m^3}{min} \right)}{\left( 0.85281 \frac{m^3}{kg \text{ aire seco}} \right)} = 2.3452 \frac{kg \text{ aire seco}(B)}{min}$$

Este flujo permanecerá constante en todo el proceso de deshumidificación.

Por lo tanto la mezcla gaseosa a procesar estará formada por todo lo que se ha adicionado para conformar esta mezcla. En la siguiente tabla se muestra en resumen la composición del gas de alimentación a la columna.

**Tabla 3.1:** Composición de la mezcla gaseosa de alimentación.  $y^*$  es la fracción molar respecto sólo al total de los vapores (A).

Compuesto		Flujo (kg/min)	Flujo (kmol/min)	Fracción molar ( $y$ )	Humedad $Y'_j$	Fracción Molar $y^*$
(A)	n-propanol	0.4616	0.00768	0.084782	0.19680756	0.7956
	n-propilac.	0.0513	0.00050	0.005544	0.02186750	0.0520
	Agua	0.0265	0.00147	0.016249	0.01129825	0.1524
(B)	Aire	2.3452	0.08086	0.893366		

En virtud a la similitud química entre los vapores, analizada en la figura 3.2, a partir de ahora A se referirá a la mezcla de vapores y B al aire seco, de la tabla anterior se puede determinar la humedad ( $Y'$ ) de A de entrada que viene a ser la suma de todos los condensables entre la masa de aire seco (B):

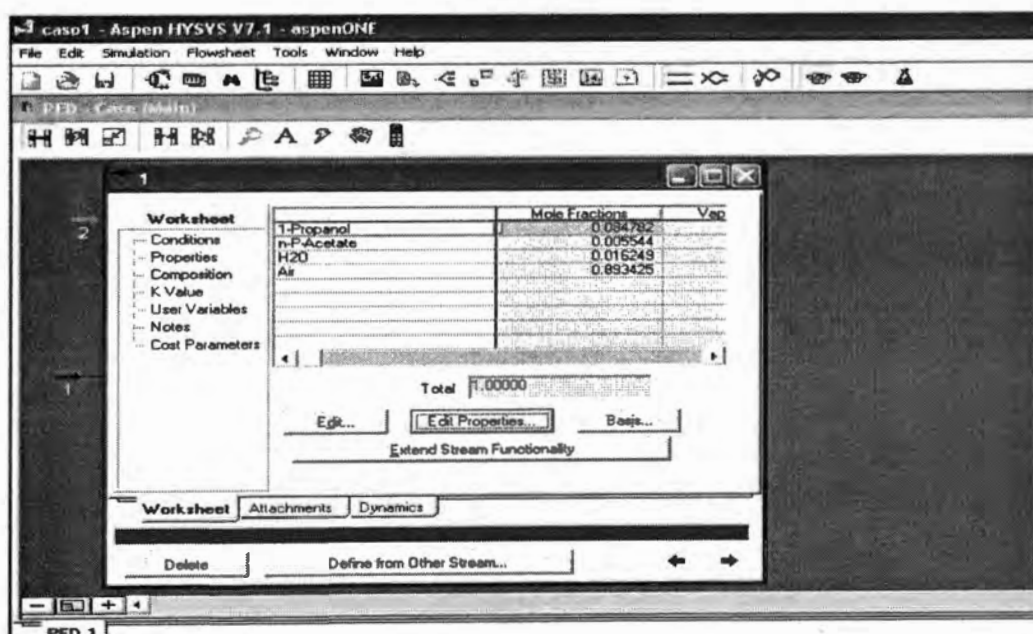
$$Y'_1 = \frac{(0.4616 + 0.0513 + 0.0265)}{2.3452} = 0.22997 \frac{kg (A)}{kg (B)}$$

**Temperatura de rocío:** Según procedimiento termodinámico para determinar la temperatura de rocío de mezclas gaseosas cuando está presente en ella un componente incondensable como es el aire, se determinará usando un software reconocido para simulación de procesos HYSYS. Para ello se requiere conocer la composición de la mezcla gaseosa y la presión total. El simulador también requiere elegir el paquete de propiedades termodinámicas, el mismo software recomienda para compuestos polares usar UNIQUAC que es un modelo de actividad.

Para composición molar de la tabla 3.1 y presión total de 1 atm

**Figura 3.3:** Uso de un simulador de procesos para determinar la temperatura de rocío de la mezcla gaseosa de alimentación.

*a:* Composición de la mezcla



b: Condición de la mezcla a 1 atm y composición molar de la tabla 3.1

Worksheet	Stream Name	1	Vapour Phase	Liquid Phase
Condition	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Properties	Temperature [C]	44.90	44.90	44.90
Composition	Pressure [kPa]	101.3	101.3	101.3
K Value	Molar Flow [kgmole/h]	5.435	5.435	0.0000
User Variables	Mass Flow [kg/h]	172.9	172.9	0.0000
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0.1993	0.1993	0.0000
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.757e+004	-2.757e+004	-3.052e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	163.9	163.9	30.49
	Heat Flow [kJ/h]	-1.498e+005	-1.498e+005	0.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	<empty>	<empty>	0.0000
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

El simulador determina todas las propiedades con los datos ingresados, se observa que la temperatura de saturación de la mezcla es de 44.9 °C. Esto vendría a ser la temperatura de rocío de la mezcla gaseosa a procesar.

*Capacidad Calorífica (calor húmedo):* La capacidad calorífica de la mezcla se determina según la ecuación (8). Antes, se determinan los  $C_p$  con las correlaciones del apéndice 7.2 para gases de cada componente puro a temperatura de entrada (333 K), luego con los valores de  $Y'_j$  de la tabla 3.1 se tiene:

$$C_{S1} = 1006.64 + 0.1968 * 1564.02 + 0.0219 * 1451.52 + 0.01129 * 1874.37 \\ = 1365.58 \text{ kJ/kg aire seco.K}$$

*Entalpia de la mezcla ( $H'$ )*

Se determina aplicando la ecuación (10), donde para facilitar el cálculo por computadora se puede escribir así:

$$H' = C_B(t_G - t_0) + \sum Y'_j [C_j(t_G - t_0) + \lambda_{0j}],$$

donde:

$\lambda_{0j}$ : Calor latente de vaporización a la temperatura de referencia  $t_0$

$j$ : se refiere a componente condensable.

$Y'$ : kg vapor/kg aire seco para cada condensable.

$C_B$ ,  $C_j$ : capacidades caloríficas de aire seco y los vapores condensables respectivamente.

$t_G, t_0$ : temperaturas de la mezcla y de referencia respectivamente, se considera  $t_0 = 0^\circ\text{C}$  y  $t_G = 60^\circ\text{C}$ .

Con los datos del calor latente (apéndice 7.2) resulta la siguiente tabla:

Componente	$Y'_j$	$\lambda_{0j}$ (J/kg)	$C_p$ (J/kg.K)	$Y'_j(C_p(t_G-t_0)+\lambda_{0j})$
n-propanol	0.1968	8291196.2	1556.287	181569.416
n-propil acetato	0.0219	333724.1	1445.295	9194.0134
Agua	0.0113	2483358.7	1873.71	29327.795
Aire (B)	1		1006.52	60391.171
			Sumatoria:	280482.4

La entalpía del gas de alimentación a la torre será:

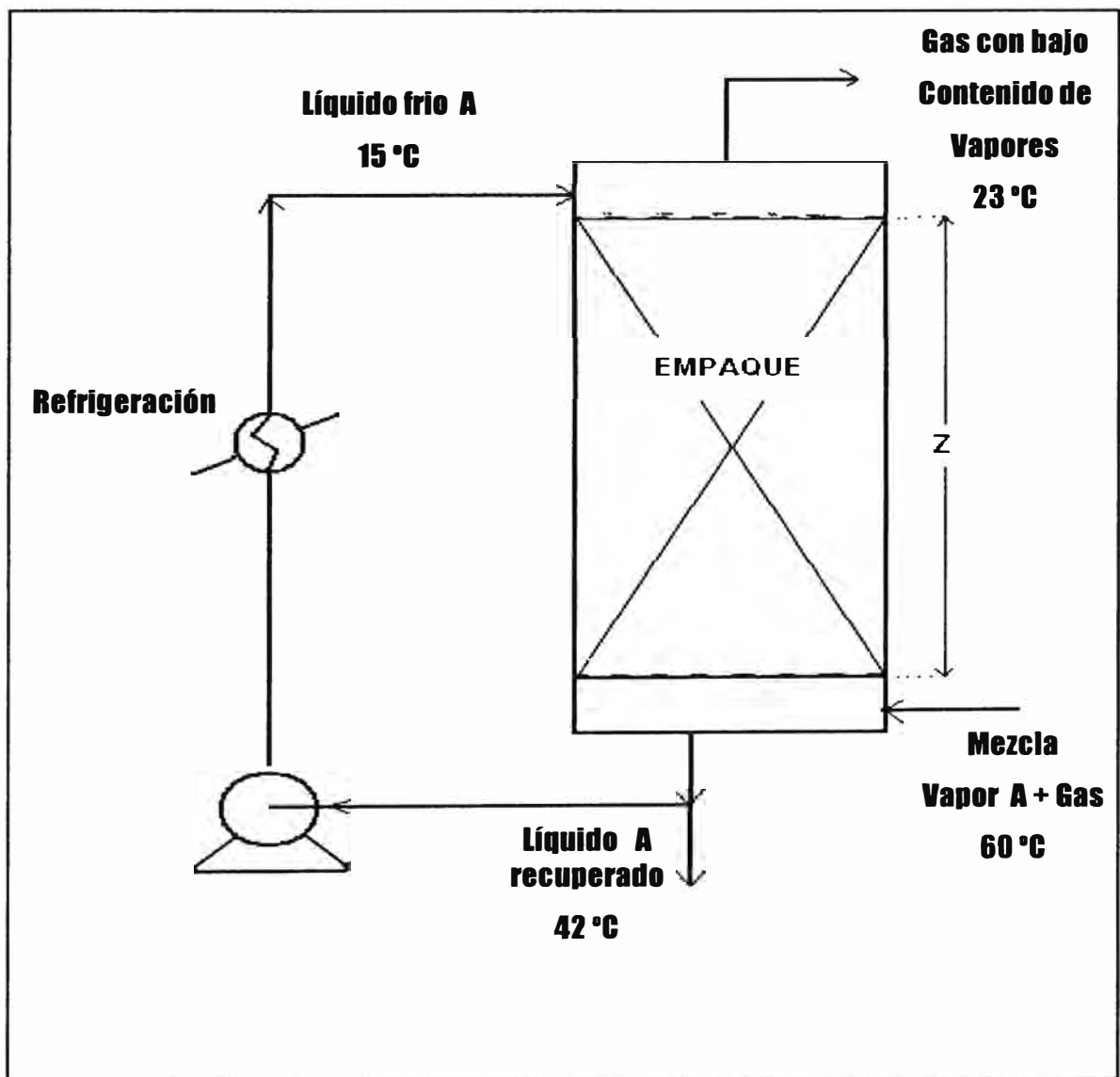
$$H'_j = 280482.4 \text{ J/kg aire seco}$$

### 3.4.- Agente de separación (Líquido a usar)

En el presente informe se eligió el método de separación por condensación de contacto directo, usando como agente de separación el mismo condensado enfriado en la línea de recirculación debido principalmente a que se evitará usar algún otro proceso posterior para obtener el solvente recuperado. El líquido enfriado será rociado a través del empaque en contracorriente del flujo de la mezcla gaseosa, la mezcla gaseosa ingresa a la torre por el fondo con una temperatura de  $60^\circ\text{C}$ , lo cual está por encima de su temperatura de rocío, esta condición es necesaria para evitar la formación de niebla en el cuerpo gaseoso.

Se propone un diagrama de proceso para la recuperación de solventes como el que se muestra en la figura 3.4. Donde la temperatura del líquido que se fija aquí será determinante para la obtención del recuperado, si menor es la temperatura del líquido mayor será la cantidad de condensado y menor el contenido de solventes en la emisión gaseosa pero estará limitado por el consumo energético de refrigeración. Luego se puede fijar la temperatura del tope de los gases considerando una diferencia  $8\text{ }^{\circ}\text{C}$  por encima de la temperatura del líquido de entrada:

**Figura 3.4:** Diagrama de proceso propuesto para la unidad de recuperación



Si se fija la temperatura del líquido  $t_{L2} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$  entonces la temperatura de los gases del tope será:  $t_{G2} = 15 + 8 = 23 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{L2}$  resulta ser menor que la temperatura de rocío de los gases de entrada ( $44.9 \text{ }^\circ\text{C}$ ) determinado usando HYSYS. Con esto se asegura que la condensación ocurrirá.

### 3.5.- Comportamiento de cada soluto

El uso de n-propilacetato en las tintas, es para mejorar la disolución del material colorante y las resinas que conforman la tinta, mientras que el n-propanol que es el componente de mayor proporción, principalmente cumple la función del vehículo.

Analizando el sistema n-propanol / n-propilacetato a la presión de 1 atm en un diagrama temperatura versus composición mostrado en la tabla 3.2 desarrollado siguiendo el método presentado en Smith Van Ness Abbott ejemplo 10.1.b. <sup>(01)</sup>

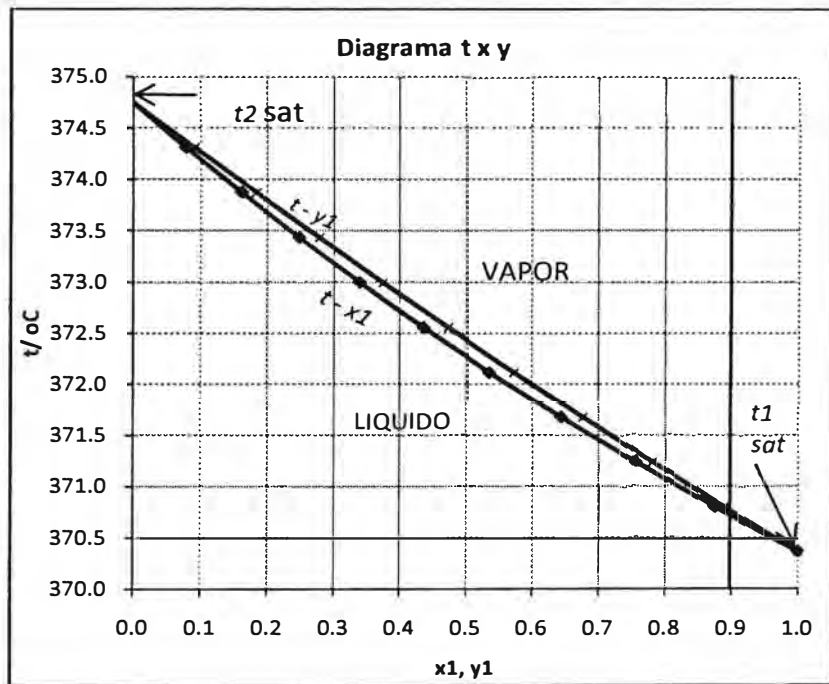
La manera más simple para preparar un diagrama  $t-x_1-y_1$  es seleccionando valores de  $t$  entre las dos temperaturas de saturación correspondientes a n-propanol(1) y n-propilacetato(2) a la presión de 1 atm, calcular  $P_1^{sat}$ ,  $P_2^{sat}$  para esas temperaturas con la ecuación de Antoine y, evaluar  $x_1$  mediante las ecuaciones  $x_1 = (P - P_2^{sat}) / (P_1^{sat} - P_2^{sat})$  y  $y_1 = x_1 P_1^{sat} / P$ . La parte del gráfico representa el diagrama de fase, trazado para una presión constante de 1 atm, en donde la curva  $t - y_1$  representa estados de vapor saturado, con estados de vapor sobrecalentado que se ubican por encima de esta.

Si se sigue un proceso de enfriamiento a presión constante de un vapor sobrecalentado a líquido subenfriado, se observa que la distribución de composiciones entre las dos fases en la estrecha región de equilibrio es muy parecida para una composición global de 0.9 de n-propanol y 0.1 de n-propilacetato.

La relación  $y^*$  en el tabla 3.3, representa la fracción molar de los vapores respecto a moles totales del vapor, que se puede considerar igual a la composición en la fase líquida en el equilibrio. Sería de mucha utilidad considerar que esta relación de composición es la misma entre las fases existentes y se mantiene en la salida de los gases y en cualquier punto dentro de la columna. Por tanto se puede aplicar la misma proporción a la cantidad total de vapores en la salida de la torre incluyendo el vapor de agua. Esto permitirá hacer los cálculos del diseño de la torre con la mezcla de vapores como un hipotético compuesto (A) para poder aplicar el método general recomendado en la bibliografía,<sup>(03)</sup> Con propiedades promedio de densidad, peso molecular, viscosidad, conductividad térmica y capacidades caloríficas mostradas en la tabla 3.3.

**Tabla 3.2:** Sistema n-propanol (1) / n-propilacetato (2) obtenida por la ley de Raoult

$x_1$	$y_1$	$t$ (°C)
1.00	1.00	370.4 ( $t_1^{sat}$ )
0.87	0.89	370.8
0.76	0.78	371.2
0.64	0.68	371.7
0.54	0.57	372.1
0.44	0.47	372.6
0.34	0.37	373.0
0.25	0.28	373.4
0.16	0.18	373.9
0.08	0.09	374.3
0.00	0.00	374.8 ( $t_2^{sat}$ )



**Tabla 3.3:** Determinación de las propiedades promedio del vapor que sale de la torre a 23 °C y 1 atm

	$P_i^{sat}$	$y^* \approx x_i$	$x_i P_i^{sat}$	$y^* M_i$	$C_{pi}$ (J/Kg.K)	$y^* C_{pi}$ (J/kg.K)	$y_i \lambda_0$ (J/kg)
n-propanol	17.7173	0.7956	14.096	47.815	1413.204	1209.3979	709613.1
n-propil acetato	29.1931	0.0520	1.5187	5.3129	1323.59	125.85717	31732.9
Agua	20.6951	0.1524	3.1534	2.7450	1863.39	91.5459116	122003.8
Propiedad del vapor A		1.0	<b>18.7681</b>	<b>55.874</b>		<b>1426.801</b>	<b>863349.7</b>

Aquí:  $C_p$  del vapor = 1426.801 J/kg.K

$\lambda_0$  del vapor = 863349.72 J/kg

Considerando que la mezcla que sale de la torre esta en equilibrio liquido vapor, la presión de vapor aquí en forma aproximada será la presión parcial de la mezcla.

De la tabla anterior:

$$\bar{p}_{A2} = 18.768 \text{ mmHg}$$

Aplicando la ecuación (04)

$$Y'_2 = \frac{\bar{p}_{A2}}{p_t - \bar{p}_{A2}} \frac{M_A}{M_B} = \frac{18.768}{760 - 18.768} \frac{55.8738}{28.9} = 0.049036 \text{ kg vapor/kg aire seco}$$

En base a este valor de humedad correspondiente a la saturación, se fija un valor real de humedad. Puesto que es probable que no se llegue a la saturación.

Suponiendo:

$$Y'_2 = 0.0525 \text{ kg vapor/kg aire seco}$$



### 3.6.- Calor a retirar.

El calor a retirar será la diferencia energética entre el gas de entrada y el gas de salida. De la misma forma como se calculó la entalpía ( $H'_1$ ) de la mezcla gaseosa de entrada, aplicando la ecuación (10) se obtiene para la mezcla gaseosa que sale de la torre ( $H'_2$ ), con los valores de la tabla 3.3:

$$\begin{aligned} H'_2 &= C_B(t_G - t_0) + Y'_2[C_A(t_G - t_0) + \lambda_0] \\ &= 29.02(296 - 273) + 0.0525[1426.801(296 - 273) + 863349.72] \\ &= 70170.28 \text{ J/kg aire seco.} \end{aligned}$$

$$H'_1 = 280482.4 \text{ J/kg aire seco}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{retirado}} &= G(H'_1 - H'_2) \\ &= 2.3452(280482.4 - 70170.28) \left(\frac{J}{\text{min}}\right) \left(\frac{60 \text{ min}}{\text{hora}}\right) \left(\frac{9.47831 \cdot 10^{-4} \text{ Btu}}{J}\right) \\ &= 28049.389 \text{ Btu/hora} \end{aligned}$$

Donde  $G$  el flujo másico del gas seco

Si 1 Tonelada de refrigeración es 12000 Btu/hora.

Entonces se requiere  $28049.389/12000 = 2.3374$  toneladas de refrigeración.

*Tonelada de refrigeración:* Equivale a una potencia capaz de extraer 12000 BTU de calor por hora, se usa como unidad para medir la capacidad de producir frío de las máquinas refrigeradoras.

### 3.7.- Método para el diseño del equipo. <sup>(03)</sup>

La deshumidificación del aire caliente húmedo se lleva a efecto en lavadores de rocío, puede lograrse efectivamente mediante el uso de una torre de enfriamiento. Según los estudios que muestran en la bibliografía la tasa de deshumidificación es igual a la deshumidificación, siendo aplicable a ambos los mismos datos de  $K_x a$ . Los parámetros de diseño más difíciles de estimar y los más críticos son los coeficientes de transferencia de calor y masa. Debido a que cambian con la temperatura y composición, ellos serán función de posición dentro de la torre, sin embargo los mecanismos de transferencia de calor y masa son similares.

Para determinar las dimensiones de la torre se sigue un procedimiento iterativo, empezando en el fondo de la torre ( $Z = 0$ ) y alcanzando una altura  $z$  en la cual  $t_G$ ,  $t_L$ ,  $p$  y  $L'$  son conocidos, las condiciones correspondientes a  $z + dz$  pueden ser obtenidas de la siguiente secuencia asumiendo valores incrementales  $\Delta z$  y  $\Delta t_G$ .

Cuando la condición asumida ha sido alcanzada, mediante los cálculos incrementales es decir la temperatura del gas es igual a  $t_{G2}$  y la composición igual a  $Y'_2$ , quedando definido los valores finales, por lo tanto se culminarán los balances de materia y energía totales.

#### *Desarrollo del método de diseño:*

Se determinará primero el diámetro de la torre en la zona de mayor flujo másico, que es el fondo de la torre. Para ello, se determinará la razón de flujo másico del gas por área de sección transversal en la base de la torre ( $G'_1$ ), se asume como base de diseño la relación  $L'/G' = 2.2$  y caída de presión  $\Delta p = 400$  (N/m<sup>2</sup>)/m. Se utiliza el gráfico de Eckert (apéndice 7.2) para encontrar en este caso el valor de  $G'_1$ . Al tratarse de un método riguroso se considera las propiedades físicas en función de la temperatura en cualquier punto de la columna donde se requiera. Para la temperatura del gas y del líquido en el fondo ( $t_{G1}$ ) y ( $t_{L1}$ ) respectivamente, se calculan la densidades del líquido ( $\rho_L$ ) y del gas ( $\rho_G$ )

respectivas, usando para el líquido la correlación del apéndice 7.1, para los gases la densidad es obtenida de la ecuación universal de gases ideales. Las viscosidades del líquido ( $\mu_L$ ) y del gas ( $\mu_G$ ) son también función de la temperatura y se obtienen también con las correlaciones del apéndice 7.1. Para determinar la propiedad física promedio del gas y del líquido a partir de propiedades físicas de compuestos puros, en forma aproximada se hará un ponderado con la composición constante asumida anteriormente.

**Tabla 3.4:** Determinación de propiedades del líquido y del gas en el fondo de la torre a partir de propiedades de compuestos puros.  $t_{GI}= 333$  K,  $t_{LI}= 315$  K

Compuesto	$\rho_L$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu_L$ (kg/m.s)	$\mu_G$ (kg/m.s)	$k_L$ (W/m.s)	$k_G$ (W/m.s)	$\sigma_L$ (N/m)
n-propanol	784.8728	0.00134	8.57E-06	0.152433	0.017642	0.035738
n-propil ac.	864.0314	0.000458	7.64E-06	0.135698	0.012012	0.023167
Agua	995.70	0.000649	1.11E-05	1.371128	0.002602	0.103347
Aire			2.01E-05		0.02843	
<b>Promedio</b>	<b>802.7573</b>	<b>0.00122257</b>	<b>1.7928E-05</b>	<b>0.210714</b>	<b>0.026177</b>	<b>0.037864</b>

En el gráfico de Eckert, si el eje de las abscisas es  $x$  y el eje de las ordenadas es  $y$ :

$$x = \frac{L'}{G'} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0.5} \quad (29)$$

$$y = \frac{G'^2 C_f \mu_L^{0.1j}}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c} \quad (30)$$

Donde viscosidad del líquido a  $t_{LI}$ :  $\mu_L = 0.00122257$  kg/m.s

Peso molecular promedio del gas:  $M_{pr} = \frac{1+Y'_{11}}{1/28.85+Y'_{11}/55.874} = 31.719$  kg/kgmol

$$\text{Densidad del gas: } \rho_G = \left( \frac{p_t M_{pr}}{R t} \right) = 1.1608 \text{ kg/m}^3$$

Factor de empaque (apéndice 7.3):  $C_f = 155$ ;  $g_c = 1$ ,  $j = 1$  para unidades del SI

$$x = 2.2 \left( \frac{1.1608}{784.765 - 1.1608} \right)^{0.5} = 0.08467$$

Para la caída de presión de 400 (N/m<sup>2</sup>)/m en el gráfico de Eckert para este valor de  $x$  el valor de  $y$  es 0.04, entonces de la ecuación (30):

$$G'_1 = \left[ \frac{y\rho_G(\rho_L - \rho_G)g_c}{C_f\mu_L^{0.1}j} \right]^{0.5} = 0.676 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

De la tabla 3.1 el flujo total de gases ( $G_1$ ) es la suma de los vapores y el aire:

$G_1 = (0.4616 + 0.0513 + 0.0265 + 2.3452)/60 = 0.048075 \text{ kg/s}$ . El área de la sección de la torre será:

$$\text{Área} = G_1/G'_1 = 0.0711 \text{ m}^2$$

que corresponde a un diámetro de 0.3009 m ó aproximadamente:

$$\text{Diámetro de la torre} = 0.30 \text{ m}$$

con lo cual la nueva área es: 0.07548 m<sup>2</sup>.

Aplicando la relación  $L'_1/G'_1 = 2.2$ :

$$L'_1 = 2.2 * 0.676 = 1.48675 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

El flujo de gases en el tope de la torre:

$$G'_2 = \frac{G'_1(1+Y'_2)}{\text{área}} = \frac{0.03909*(1+0.0525)}{0.07548} = 0.54503 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

aplicando balance global de masa ecuación (11) se tiene:

$$L'_2 - 1.48675 = 0.51786 * (0.0525 - 0.22997)$$

$$L'_2 = 1.3948 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

Para determinar la temperatura del líquido se asumió inicialmente un valor, luego de varias pruebas aplicando la ecuación de balance global de energía (13) se comprobó  $t_{L1} = 314.3$  K:

$$\begin{aligned} L'_{12}C_{PL2}(t_{L2} - t_0) + G'_s[C_{S1}(t_{G1} - t_0) + Y'_1\lambda_0] \\ = L'_1C_{PL1}(t_{L1} - t_0) + G'_s[C_{S2}(t_{G2} - t_0) + Y'_2\lambda_0] \end{aligned}$$

De aquí  $t_{L1} = 314.24$  K (comprobado). En forma aceptable

*Altura del empaque de la torre:* Con los valores finales de la torre ya fijados, es decir las cinco variables:  $G'_s$ ,  $Y'_1$ ,  $t_{G1}$ ,  $t_{L2}$  y  $Y'_2$ , quedaría por determinar  $t_{G2}$ ,  $t_{L1}$ ,  $L'_1$  y  $L'_2$ .

De la relación  $L'_1/G'_1 = 2.2$ , se determinó el valor de  $L'_1 = 1.48675$  kg/m<sup>2</sup>.s, del balance global de materia, se determinó el valor de  $L'_2 = 1.3948$  kg/m<sup>2</sup>.s y del balance global de energía se determinó el valor de  $t_{L1} = 314.24$  K .

$t_{G2}$  está relacionada con  $Y'_2$  a través de lo que ocurre con la transferencia de masa y calor a lo largo de la torre conforme varían las temperaturas del gas y del líquido y la composición del gas en cada punto incremental.

Se inicia los cálculos en fondo de la torre ( $z = 0$  m) donde se conocen las temperaturas del líquido y el gas. Aquí se determinan las propiedades físicas promedio, usando las correlaciones en función de la temperatura respectiva.

Para resumir el procedimiento, se presenta la tabla 3.5 donde se sigue una secuencia de cálculo para encontrar la altura del empaque de la torre que satisface los valores finales de humedad en la salida de la torre. Se usará como empaque anillos Raschig de 25mm, con caída de presión de 400 (N/m<sup>2</sup>)/m.

Las propiedades listadas en la siguiente tabla son calculadas en forma secuencial en cada punto dentro de la columna empezando por el fondo ( $z = 0$ ) y terminado en el tope cuando el valor de la temperatura de los gases alcanza el valor fijado anteriormente ( $23\text{ }^{\circ}\text{C}$ ); para el cual la altura de la torre alcanza 2.04 m y una humedad de 0.0565 después de 12 repeticiones de cálculo.

**Tabla 3.5:** Resultado de cálculos incrementales en la torre empacada, desarrollado en Excel. En las filas se encuentran las propiedades a calcular en forma secuencial y en las columnas están cada uno de los puntos donde se repite el cálculo.

Propiedades	Simb.	Unidad	Valores calculados en cada punto incremental					
			0 (fondo)	1	...	10	11	Tope
Incremento de Temperatura	$\Delta t$	K	-8	-7	...	-0.2	0	
Incremento de la altura	$\Delta z$	m	0.0000	0.1227	...	0.0079	0.0052	0.0000
Altura del empaque	Z	m	0.0000	0.1227	...	2.0380	2.0432	<b>2.0432</b>
Calor humedo	$C_s$	J/Kg.K	1365.583	1338.107	...	1087.282	1086.190	1085.470
Humedad kg(A)/kg(aire seco)	$Y'$		<b>0.2300</b>	<b>0.2124</b>	...	<b>0.0577</b>	<b>0.0570</b>	<b>0.0565</b>
Peso molecular prom. fase gas.	$M_{prG}$	kg/kgmol	31.719	31.522	...	29.632	29.623	29.617
Temperatura de la interface	$t_i$	K	316.000	315.372	...	287.353	287.138	287.006
Temperatura del líquido	$t_L$	K	314.635	311.159	...	286.686	286.555	286.490
Temperatura fase gaseosa	$t_G$	K	<b>333.0</b>	<b>325.0</b>	...	<b>296.2</b>	<b>296.0</b>	<b>296.0</b>
Presión parcial de vapores	$p_{AG}$	mmHg	80.6698	75.1069	...	21.9778	21.7133	
Densidades de líquidos: n-propanol	$\rho_L$	kg/m <sup>3</sup>	785.1355	788.2212	...	809.3016	809.4120	
n-propil acetato	$\rho_L$	kg/m <sup>3</sup>	864.3556	868.1677	...	894.3769	894.5148	
Agua	$\rho_L$	kg/m <sup>3</sup>	995.81	997.06	...	1002.82	1002.83	
Densidad promedio del líquido	$\rho_L$	kg/m <sup>3</sup>	<b>803.01837</b>	<b>806.08307</b>	...	<b>826.89840</b>	<b>827.00658</b>	
Viscosidades de líquidos: n-propanol	$\mu_L$	(kg/m.s)	0.00135	0.00145	...	0.00258	0.00258	
n-propil acetato	$\mu_L$	(kg/m.s)	0.00046	0.00048	...	0.00063	0.00063	
Agua	$\mu_L$	(kg/m.s)	0.00065	0.00070	...	0.00119	0.00120	
Viscosidad promedio del líquido	$\mu_L$	(kg/m.s)	<b>0.00123</b>	<b>0.00132</b>	...	<b>0.00232</b>	<b>0.00233</b>	
Conductiv. térmica de líquidos: n-propanol	$K_L$	(W/m.K)	0.15250	0.15325	...	0.15852	0.15855	
n-propil acetato	$K_L$	(W/m.K)	0.13579	0.13687	...	0.14444	0.14448	
Agua	$K_L$	(W/m.K)	1.36944	1.34954	...	1.20942	1.20867	
Conductiv. térmica del líquido	$K_L$	(W/m.K)	<b>0.21069</b>	<b>0.21046</b>	...	<b>0.20881</b>	<b>0.20880</b>	
Capacidad calorífica de líquidos: n-propanol	$C_{pL}$	J/kg.K	2560.535	2526.000	...	2305.230	2304.151	
n-propil acetato	$C_{pL}$	J/kg.K	1999.914	1986.843	...	1894.802	1894.308	
Agua	$C_{pL}$	J/kg.K	4175.891	4176.550	...	4198.192	4198.403	
	$C_{pL}$	J/kg.K	<b>2586.587</b>	<b>2555.822</b>	...	<b>2359.202</b>	<b>2358.242</b>	
Numero de Prandtl	$Pr_L$		15.102	16.077	...	26.250	26.326	

Las propiedades listadas en la siguiente tabla son calculadas en forma secuencial en cada punto dentro de la columna empezando por el fondo ( $z = 0$ ) y terminado en el tope cuando el valor de la temperatura de los gases alcanza el valor fijado anteriormente ( $23\text{ }^{\circ}\text{C}$ ); para el cual la altura de la torre alcanza 2.04 m y una humedad de 0.0565 después de 12 repeticiones de cálculo.

**Tabla 3.5:** Resultado de cálculos incrementales en la torre empacada, desarrollado en Excel. En las filas se encuentran las propiedades a calcular en forma secuencial y en las columnas están cada uno de los puntos donde se repite el cálculo.

Propiedades	Simb.	Unidad	Valores calculados en cada punto incremental					
			0 (fondo)	1	...	10	11	Tope
Incremento de Temperatura	$\Delta t$	K	-8	-7	...	-0.2	0	
Incremento de la altura	$\Delta z$	m	0.0000	0.1227	...	0.0079	0.0052	0.0000
Altura del empaque	Z	m	0.0000	0.1227	...	2.0380	2.0432	<b>2.0432</b>
Calor humedo	$C_s$	J/Kg.K	1365.583	1338.107	...	1087.282	1086.190	1085.470
Humedad kg(A)/kg(aire seco)	$Y'$		<b>0.2300</b>	<b>0.2124</b>	...	<b>0.0577</b>	<b>0.0570</b>	<b>0.0565</b>
Peso molecular prom. fase gas.	$M_{prG}$	kg/kgmol	31.719	31.522	...	29.632	29.623	29.617
Temperatura de la interface	$t_i$	K	316.000	315.372	...	287.353	287.138	287.006
Temperatura del líquido	$t_L$	K	314.635	311.159	...	286.686	286.555	286.490
Temperatura fase gaseosa	$t_G$	K	<b>333.0</b>	<b>325.0</b>	...	<b>296.2</b>	<b>296.0</b>	<b>296.0</b>
Presión parcial de vapores	$p_{AG}$	mmHg	80.6698	75.1069	...	21.9778	21.7133	
Densidades de líquidos: n-propanol	$\rho_L$	kg/m <sup>3</sup>	785.1355	788.2212	...	809.3016	809.4120	
n-propil acetato	$\rho_L$	kg/m <sup>3</sup>	864.3556	868.1677	...	894.3769	894.5148	
Agua	$\rho_L$	kg/m <sup>3</sup>	995.81	997.06	...	1002.82	1002.83	
Densidad promedio del líquido	$\rho_L$	kg/m <sup>3</sup>	<b>803.01837</b>	<b>806.08307</b>	...	<b>826.89840</b>	<b>827.00658</b>	
Viscosidades de líquidos: n-propanol	$\mu_L$	(kg/m.s)	0.00135	0.00145	...	0.00258	0.00258	
n-propil acetato	$\mu_L$	(kg/m.s)	0.00046	0.00048	...	0.00063	0.00063	
Agua	$\mu_L$	(kg/m.s)	0.00065	0.00070	...	0.00119	0.00120	
Viscosidad promedio del líquido	$\mu_L$	(kg/m.s)	<b>0.00123</b>	<b>0.00132</b>	...	<b>0.00232</b>	<b>0.00233</b>	
Conductiv. térmica de líquidos: n-propanol	$K_L$	(W/m.K)	0.15250	0.15325	...	0.15852	0.15855	
n-propil acetato	$K_L$	(W/m.K)	0.13579	0.13687	...	0.14444	0.14448	
Agua	$K_L$	(W/m.K)	1.36944	1.34954	...	1.20942	1.20867	
Conductiv. térmica del líquido	$K_L$	(W/m.K)	<b>0.21069</b>	<b>0.21046</b>	...	<b>0.20881</b>	<b>0.20880</b>	
Capacidad calorífica de líquidos: n-propanol	$C_{pL}$	J/kg.K	2560.535	2526.000	...	2305.230	2304.151	
n-propil acetato	$C_{pL}$	J/kg.K	1999.914	1986.843	...	1894.802	1894.308	
Agua	$C_{pL}$	J/kg.K	4175.891	4176.550	...	4198.192	4198.403	
	$C_{pL}$	J/kg.K	<b>2586.587</b>	<b>2555.822</b>	...	<b>2359.202</b>	<b>2358.242</b>	
Numero de Prandtl	$Pr_L$		15.102	16.077	...	26.250	26.326	

## Continuacion

Viscosidad en fase gaseosa: npropano	$\mu_G$	kg/m.s	8.57E-06	8.344E-06	...	7.519E-06	7.514E-06
n-propil acetato	$\mu_G$	kg/m.s	7.64E-06	7.447E-06	...	6.753E-06	6.748E-06
Agua	$\mu_G$	kg/m.s	1.11E-05	1.078E-05	...	9.721E-06	9.714E-06
Aire	$\mu_G$	kg/m.s	2.01E-05	1.971E-05	...	1.836E-05	1.835E-05
Viscosidad promedio de la fase gas.	$\mu_G$	kg/m.s	1.79E-05	1.759E-05	...	1.776E-05	1.776E-05
	$\rho_G$	kg/m <sup>3</sup>	1.16038	1.18153	...	1.21872	1.21915
Determinacion de la difusividad de vapores en el gas (apéndice 7.5)	T*		1.17519	1.14696	...	1.04532	1.04461
	$\Omega D$		1.33405	1.34916	...	1.40984	1.41030
	$D_{AB}$	m <sup>2</sup> /s	0.00001	0.00001	...	0.00001	0.00001
Numero de Schmidt	$Sc_G$		1.34685	1.36125	...	1.60040	1.60219
Capacidad calorífica de líquidos: n-propil acetato	$Cp_G$	J/kg.K	1556.287	1525.271	...	1413.969	1413.204
n-propil acetato	$Cp_G$	J/kg.K	1445.295	1420.087	...	1324.298	1323.598
Agua	$Cp_G$	J/kg.K	1873.710	1871.165	...	1863.441	1863.396
Aire	$Cp_G$	J/kg.K	1006.520	1006.078	...	1004.882	1004.876
Capci. calorífica promedio fase gas.	$Cp_G$	J/kg.K	1110.254	1006.078	...	1004.882	1004.876
Capacidad calorífica fase gas.: n-propil acetato	$K_G$	W/m.K	0.01764	0.01689	...	0.01430	0.01428
n-propil acetato	$K_G$	W/m.K	0.01201	0.01144	...	0.00950	0.00949
Agua	$K_G$	W/m.K	0.00260	0.00254	...	0.00230	0.00230
Aire	$K_G$	W/m.K	0.02843	0.02787	...	0.02583	0.02582
Capacidad calorífica prom. fase gas.	$k_G$	W/m.K	0.02618	0.02574	...	0.02515	0.02514
Numero de Prandtl	$Pr_G$		0.76038	0.68762	...	0.70970	0.70998
Flujo másico del líquido	$L'$	kg/m <sup>2</sup> .s	1.48675	1.47764	...	1.39752	1.39715
Fracción de volumen retención total	$\psi_{LTW}$		0.03352	0.03343	...	0.03264	0.03263
Fracción de volumen retención estática	$\psi_{LSW}$		1.4E-06	1.398E-06	...	1.398E-06	1.398E-06
Fracción de volumen de operación	$\psi_{LOW}$		0.0335	0.0334	...	0.0326	0.0326
Tensión superficial de líquidos: n-propil acetato	$\sigma$	N/m	0.0358	0.0365	...	0.0414	0.0414
n-propil acetato	$\sigma$	N/m	0.0232	0.0236	...	0.0266	0.0266
Agua	$\sigma$	N/m	0.1035	0.1048	...	0.1142	0.1142
Tensión superficial promedio del liq.	$\sigma_L$	N/m	0.0379	0.0386	...	0.0435	0.0436
Factor de corrección para frac. de vol	$H=$		1.0588	1.0683	...	1.1474	1.1479
	$\psi_{LO}$	Retencion liquido	0.0355	0.0357	...	0.0374	0.0375
	$\psi_{LS}$	liquido	0.0079	0.0081	...	0.0091	0.0091
	$\psi_{Lt}$	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	0.0434	0.0438	...	0.0466	0.0466
Superficie interfacial aire agua	$a_{AW}$	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	42.8437	42.6985	...	41.4047	41.3986
	$a_{vW}$	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	36.4186	36.2952	...	35.1955	35.1903
Superficie interfacial específica	$a_A$	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	45.3609	45.6163	...	47.5067	47.5197
Superficie interfacial gas liquido	$a_V$	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	47.1783	47.5450	...	50.2118	50.2286
Espacio de operación	$\epsilon_{Lo}$		0.6966	0.6962	...	0.6934	0.6934
	$L'/G'$		2.2000	1.9569	...	1.5110	1.5104
Abcisas	X	Eckert	0.0837	0.0750	...	0.0580	0.0580
Ordenadas	Y	Cordenadas	0.0486	0.0499	...	0.0719	0.0719

Continua...

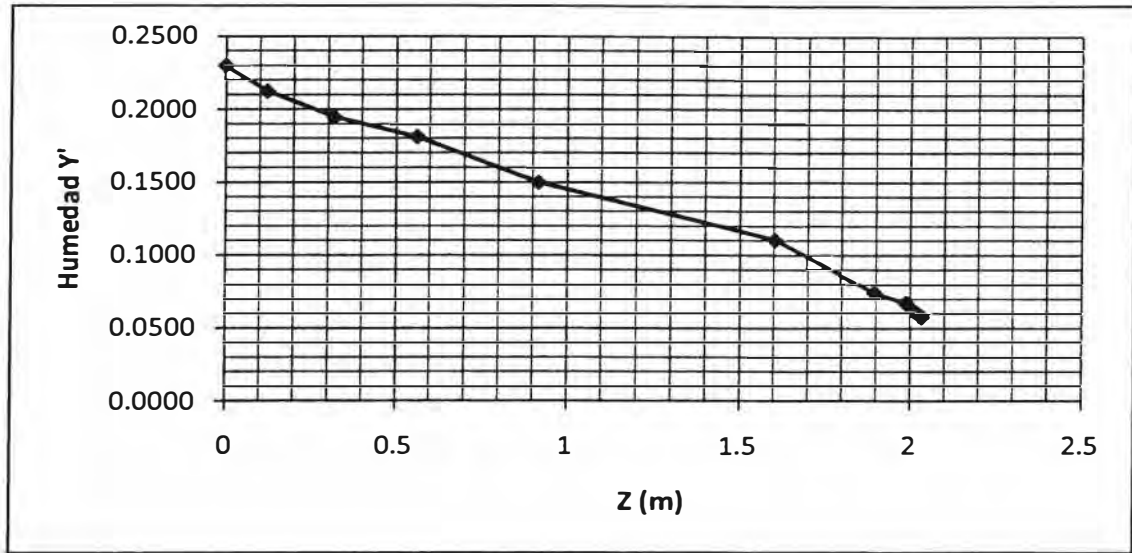


Flujo másico del gas por sección	$G'$	kg/m <sup>2</sup> .s	0.7551	0.7710	...	0.9250	0.9251
	$G$	kmol/m <sup>2</sup> .s		0.0242	...	0.0290	0.0290
	$j_D$		0.0559	0.0551	...	0.0520	0.0520
Coef. transferencia de masa en fase gas	$F_G$	kmol/m <sup>3</sup> .s	0.0011	0.0011	...	0.0011	0.0011
Coef. transferencia de masa volumétrica	$FGav$	kmol/m <sup>3</sup> .s	0.0515	0.0517	...	0.0554	0.0554
	$h_G$	W/m <sup>2</sup> .s	56.2723	54.9096	...	60.7464	60.7382
	$h_L$	W/m <sup>2</sup> .s	3137.4088	3119.7836	...	2994.6891	2994.1477
Coef. transferencia de calor fase gas	$h_{GaV}$	W/m <sup>3</sup> .s	2654.8350	2610.6787	...	3050.1861	3050.7999
coef. transferencia de calor fase líquida	$h_{LaV}$	W/m <sup>3</sup> .s	148017.7	148330.2	...	150368.7	150392.0
Presión de vapor: n-propanol	$P_{iSat}$	mmHg	61.4671	59.3021	...	9.6060	9.4545
n-propil acetato	$P_{iSat}$	mmHg	81.0279	78.6651	...	17.7421	17.5148
Agua	$P_{iSat}$	mmHg	64.1888	62.1052	...	11.9701	11.8021
Presión de vapor promedio de vapores	$p_{Ai}$	mmHg	62.8994	60.7365	...	10.3895	10.2315
Gradiente de humedad en la torre	$dY'/dz$	(Kg A/kg B)/m	-0.1435	-0.0699	...	-0.0910	-0.0908
Capacidad calorífica de vapores: n-propanol	$Cp_A$	J/kg.K	1556.2869	1525.2705	...	1413.9686	1413.2042
n-propil acetato	$Cp_A$	J/kg.K	1445.2946	1420.0867	...	1324.2979	1323.5982
Agua	$Cp_A$	J/kg.K	1873.7102	1871.1655	...	1863.4414	1863.3957
capacidad calorífica promedio de vapores	$Cp_A$	J/kg.K	1561.3275	1532.2622	...	1427.5240	1426.8010
Aprox. coef. volumétrico trans. calor	$h'_{Ga}$		2713.2608	2638.5090	...	3083.9373	3084.4669
Gradiente de temperatura en la torre	$dt_G/dz$	K/m	-65.2244	-35.9232	...	-3.85792	-38.6528
	ec.25 [ ]	J/kg	849337.5	845499.3	...	864179.9	864200.8
Nuevos valores calculados	$t_i$	K	315.3718	311.5365	...	287.1380	287.0064
	$\Delta z$	m	0.1227	0.1949	...	0.0052	0.0000
	$t_G$	K	325.0	318.0	...	296.0	296.0
	$Y'$	kg A/kg aire	0.2124	0.1948	...	0.0570	0.0565
	$p_{AG}$	Atm	75.1069	69.4522	...	21.7133	21.5386
	$C_s$	J/kg.K	1338.107	1304.529	...	1086.190	1085.470
	$L'$	kg/m <sup>2</sup> .s	1.4776	1.4685	...	1.3972	1.3969
	$t_L$	K	311.1592	307.7989	...	286.5547	286.4905
	$L'/G'$		1.9569	1.9046	...	1.5104	1.5100

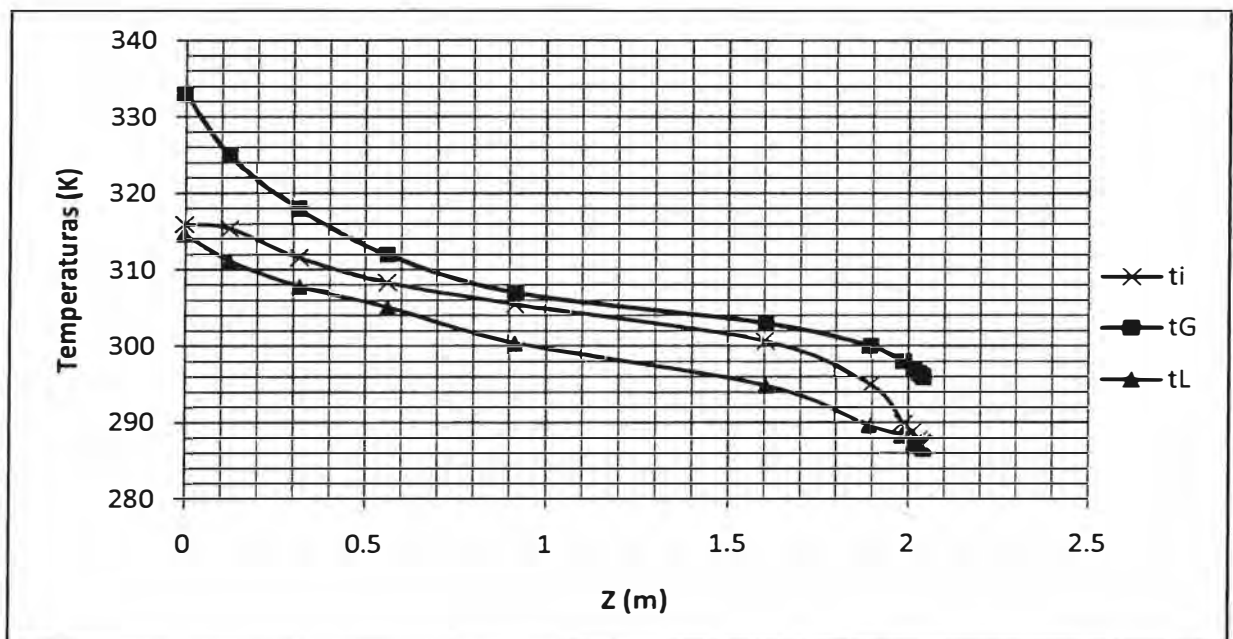
Luego de realizar los cálculos siguiendo la secuencia mostrada en la tabla anterior, se ha determinado una altura del empaque de la torre de 2.043 m.

En forma gráfica se presentan los siguientes resultados:

**Figura 3.5:** Humedad a lo largo de la torre empacada determinada en la tabla 3.5.



**Figura 3.6:** Perfiles de temperatura a lo largo de la torre empacada;  $t_i$ : temperatura de la interface,  $t_G$ : temperatura del gas y  $t_L$ : temperatura del liquido



#### 4.- RESULTADOS

$$\text{Recuperación global de solventes} = G(Y'_1 - Y'_2)$$

$$\text{Altura del empaque de la torre} = 2.043 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro de la torre} = 0.3 \text{ m}$$

De los cálculos incrementales en la torre se obtuvieron los siguientes valores finales:

Propiedad	Valor	Unidad
$Y'_1$	0.2299	
$Y'_2$	0.0565	
$L'_1$	1.4868	kg/m <sup>2</sup> .s
$G'_1$	0.6758	kg/m <sup>2</sup> .s
$L'_2$	1.3931	kg/m <sup>2</sup> .s
$G'_2$	0.9251	kg/m <sup>2</sup> .s
$t_{G1}$	333	K
$t_{G2}$	296	K
$t_{L1}$	314.63	K
$t_{L2}$	286.6	K

Se observa que el valor de  $Y'_2 = 0.0565$  difiere del valor supuesto al iniciar los cálculos a pesar de que la temperatura  $t_G = 296 \text{ K}$  y  $t_{L2} = 286.6 \text{ K}$  casi convergen. Esto probablemente se debe a imprecisiones a partir de asunciones de gases ideales comparadas con el uso de correlaciones de propiedades más precisas. Para determinar la recuperación de vapores se tomarán los valores finales calculados en forma incremental en la torre:

$$\text{Flujo total de aire seco: } G = 2.347 \text{ kg/min}$$

$$\text{Recuperación} = 2.345(0.2299 - 0.0565)$$

$$= 0.4068 \text{ kg/min} = 24.41 \text{ kg/hora} = 292.92 \text{ kg/día}$$

$$\text{Porcentaje de recuperación de solventes} = (0.4068/0.513)*100 = 79 \%$$

Tomando en cuenta las asunciones hechas respecto a la composición de la mezcla de salida, se aplica la misma relación de composiciones. La recuperación en moles totales será:

$$(24.41)/(55.87 \text{ kg-mol/kg.hora}) = 0.4369 \text{ kg-mol/hora}$$

**Tabla 4.1:** Recuperación de solventes por día

Compuesto	Composición(mol) ≈ fija	kg/día (12horas)
n-propanol	0.796	261.458
n-propilacetato	0.052	29.051
Agua	0.152	15.009
Total	1	305.518

El agua presente en el recuperado proviene del aire empleado para el secado de la tinta, que se considera una impureza que deberá separarse, si se desea reutilizar como diluyente en algunas tintas especiales o substratos especiales. Pero hay substratos porosos como el papel donde podría reutilizarse sin mayores problemas. Al margen de esta posibilidad, el solvente recuperado con las características mostradas en el cuadro de la tabla 4.1, se podrá utilizar en el lavado de los accesorios en los diferentes procesos; pasando así los solventes al otro sistema de recuperación en la fase líquida donde se recuperan nuevamente por destilación.

Respecto al uso del recuperado tiene mayor aplicación después del uso en limpieza, cuando este se va usar en impresiones sobre papel debido a la porosidad que presentan los diferentes tipos de papeles, ya que no afecta el secado de la tinta a la velocidad del trabajo. Pero si se imprimen en plásticos, el secado podría verse afectado debido a la evaporación retardada del agua, disminuyendo el anclaje de la tinta sobre el substrato.

## **5.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

-Para las plantas flexográficas que usan n-propanol y n-propilacetato como solvente en sus tintas, aplicando el método de recuperación por condensación de contacto directo, se obtendrían alrededor de 79 % del total de vapores colectados.

-El presente desarrollo una solución factible para recuperar solventes volátiles es particularmente útil para las sustancias en las composiciones que se han aplicado, no se podrán generalizar las asunciones hechas, para cualquier otra aplicación parecida sin un análisis de similitud de propiedades y composición entre los componentes volátiles.

- La altura del empaque determinado relativamente corto aplicando el proceso de condensación por contacto directo empleando el mismo líquido enfriado, muestra la efectividad en la recuperación en este tipo de operaciones.

- La recuperación de vapores de solventes representa un campo de oportunidad ya que este tipo de proyectos pueden ser replicables en distintas instalaciones donde se emplean compuestos orgánicos volátiles.

- Los solventes recuperados se podrán reutilizar en la dilución de algunas tintas para imprimir en papeles debido a la porosidad que presentan.

- Como recomendación, para que este proceso sea integro se debe considerar el aspecto de la seguridad, a pesar de que las condiciones de operación en cuanto a presión y temperatura son seguras, la mezcla se califica como explosiva a temperaturas altas que pueden alcanzar por motivos externos.

## 6.- BIBLIOGRAFÍA

- 1.- D. M. Himmelblau, Principios básicos y cálculos en ingeniería química, Sexta edición, Prentice Hall, página 307.
- 2.- J. M. Smith, H. C. Van Ness, M. M. Abbott, Introducción a la termodinámica en ingeniería química, séptima edición, páginas 334, 350 y 354.
- 3.- Treybal R., Operaciones de transferencia de masa, segunda edición, 1980, páginas 218 y 254.
- 4.- Foust A., Wensel L., Clumb C., Maus L., Andersen L., Principios de Operaciones Unitarias, Décima reimpresión Compañía editora Continental, México, 2006, página 441.
- 5.- W. L. McCabe, J. C. Smith, P. Harriott, Operaciones unitarias en ingeniería química, cuarta edición, página 785.
- 6.- D. W. Geen, R. H. Perry, Chemical Engineer's handbook, octava edición.
7. - H. J. De la Hoz, Diseño de un módulo para el dimensionamiento hidráulico de torres empacadas, Universidad nacional de Colombia, página 2.
- 8.- B. E. Poling, J. M. Prausnitz, J. P. O'Connell, The properties of gases and liquids, quinta edición, Mc Graw Hill, página 629.

## 7.- APENDICES

### Apéndice 7.1: Correlaciones para determinar las propiedades físicas

#### Constantes para la ecuación de Antoine<sup>(2)</sup>

$$\ln(P(\text{mmHg}))=A- B/(T(K)+C)$$

Compuesto	M (kg/kgmol)	T ebullición-n (K)	Calor latente (J/kg) a 0 °C , 1 atm	A	B	C
n-propanol	60.1	370.95	829196.2	17.5439	3166.38	-80.15
n-propilac.	102.13	374.8	333724.1	16.2291	2980.47	-64.15
Agua	18.015	373.161	2483358.7	18.3036	3816.44	-46.13
Aire	28.851	132.2				

#### Constantes para determinar capacidades caloríficas<sup>(6)</sup>

Gases	$C_p(\text{J/mol.K}) = C_1 + C_2[(C_3/T)/\sinh(C_3/T)]^2 + C_4[(C_5/T)/\cosh(C_5/T)]^2 ; T(K)$				
Compuesto	C1	C2	C3	C4	C5
n-propanol	61900	202130	1629.3	129560	727.4
n-propil ac.	179940	175300	1196	-412000	108.2
Agua	33363	26790	2610.5	8896	1169
Aire	28958	9390	3012	7580	1484

Líquidos	$C_p (\text{J/mol.K}) = C_1 + C_2 * T + C_3 * T^2 + C_4 * T^3 + C_5 * T^4 ; T(K)$				
Compuesto	C1	C2	C3	C4	C5
n-propanol	158760	158760	158760	158760	158760
n-propil ac.	83400	83400	83400	83400	83400
Agua	276360	276360	276360	276360	276360
Aire					

Donde:

$T = t_G$  para los gases;  $T = t_L$  para los líquidos

**Constantes para determinar las viscosidades<sup>(6)</sup>**

Gases	$\mu(\text{Pa.s}) = C1 \cdot T^{C2} / (1 + C3/T + C4/T^2); T(\text{K})$			
Compuesto	C1	C2	C3	C4
n-propanol	7.9E-07	0.5491	415.8	0
n-propil ac.	2.14E-07	0.689417	178.57	
Agua	1.7E-08	1.1146	0	0
Aire	1.4E-06	0.5039	108.3	0

Líquidos	$\mu(\text{Pa.s}) = \text{EXP}(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4 T^{C5}); T(\text{K})$				
Compuesto	C1	C2	C3	C4	C5
n-propanol	23.467	116.07	-5.3372	2.88E+09	-4.0267
n-propil ac.	17.797	-252.43	-4.291		
Agua	-52.843	3703.6	5.866	-5.88E-29	10
Aire					

**Constantes para determinar la conductividad térmica<sup>(6)</sup>**

Gases	$K(\text{W/m.K}) = C1 \cdot T^{C2} / (1 + C3/T + C4/T^2); T(\text{K})$				
Compuesto	C1	C2	C3	C4	C5
n-propanol	-613.84	0.7927	-1.16E+09		
n-propil ac.	1325.3	1	1.22E+10		
Agua	6.20E-06	1.0397			
Aire	0.000314	0.7786	-0.7116	2121.7	

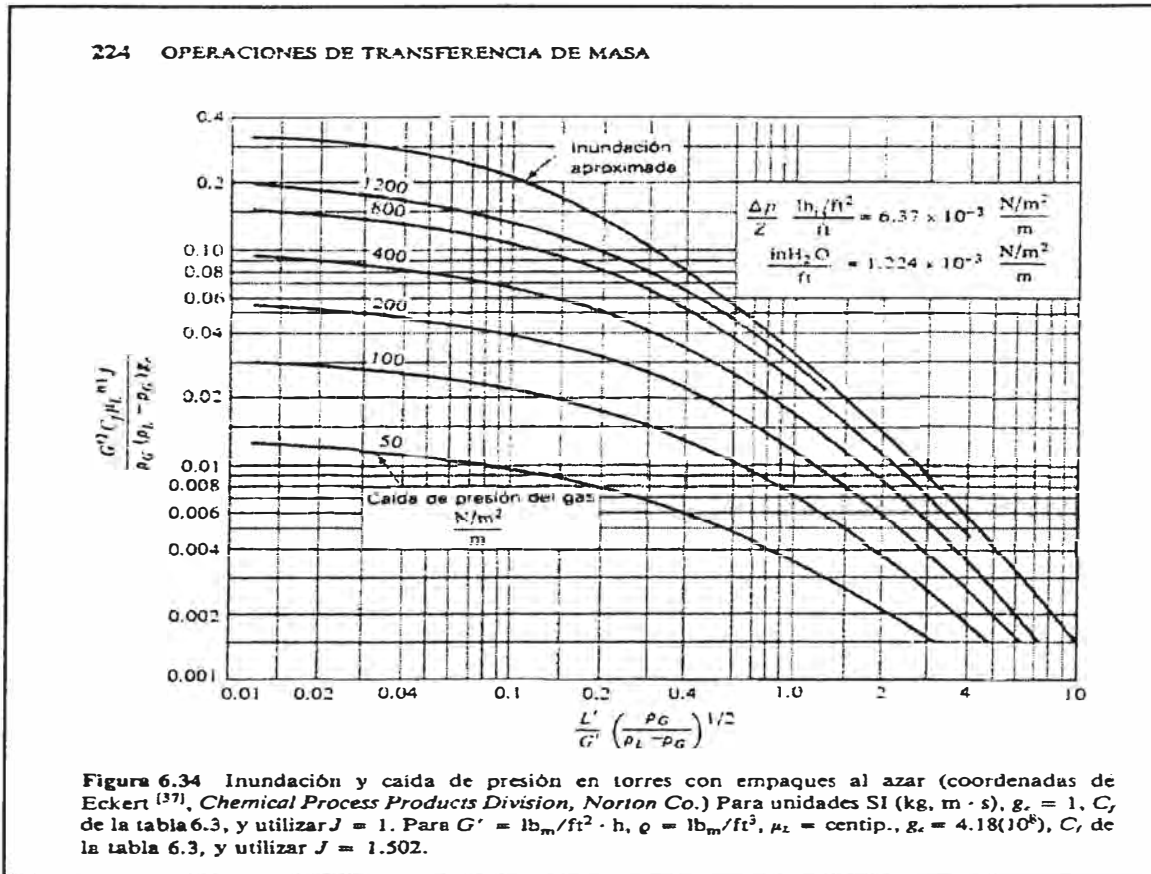
Líquidos	$K(\text{W/m.K}) = C1 + C2 \cdot T + C3 \cdot T^2 + C4 \cdot T^3 + C5 \cdot T^4; T(\text{K})$				
Compuesto	C1	C2	C3	C4	C5
n-propanol	0.2203	-2E-04			
n-propil ac.	0.2332	-3E-04			
Agua	-0.432	0.0057			

**Constantes para densidad de líquidos<sup>(6)</sup>**

Líquidos	$\rho = C1 / (C2^{1 + (1 - T/C3)^{C4}}); T(\text{K})$			
Compuesto	C1	C2	C3	C4
n-propanol	1.2457	0.27281	536.8	0.23994
n-propil ac.	0.73041	0.25456	549.73	0.27666
Agua	-13.851	0.64038	-0.00191	1.82E-06



## Apéndice 7.2: Correlación de la caída de presión en torres empacadas Eckert <sup>(3)</sup>



## Apéndice 7.3: Características y correlaciones del empaque <sup>(3)</sup>

Características del empaque aleatorio.

Relleno:	Tamaño (mm)	Factor de empaque para flujo de dos fases ( $C_f$ )	Constante empírica $C_D$	Fracción volumen vacío del empaque seco ( $\epsilon$ )	Superficie específica del empaque $a_p$ ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )	Diámetro de esfera equivalente a superficie de un anillo $d_s$ (m)
Anillos Raschig de cerámica	25	155	301	0.73	190	0.036

Retención del líquido en torres empacadas<sup>(3)</sup>

Constante empírica $\beta$	Fracción volumen del empaque retención total del si el líquido es agua $\Psi_{ltw}$	Fracción volumen del empaque retención estática si líquido es agua $\Psi_{Lsw}$	Fracción volumen del empaque retención estática del líquido $\Psi_L$	Factor de corrección para torres empacadas cuando el líquido no es agua $H$
$1.508d_s^{0.376}$	$\frac{(2.09 \times 10^{-6})(737.5L')^\beta}{d_s^2}$	$\frac{0.000247}{d_s^{1.21}}$	$\frac{0.0486\mu_L^{0.02}\sigma^{0.99}}{d_s^{1.21}\rho_L^{0.37}}$	$\frac{975L'^{0.57}\mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84}(2.024L'^{0.43} - 1)}$ $\left(\frac{\sigma}{0.073}\right)^{0.1737 - 0.262\text{Log}L'}$

Constantes empíricas para área interfacial en absorción y desorción, líquidos acuosos, anillos raschig 25mm<sup>(3)</sup>

$L'$ (kg/m <sup>2</sup> .s)	$m$	$n$	$\rho$
0.68 – 2.0	34.42	0	0.552

**Apéndice 7.4:** Cálculo de coeficientes de transferencia de masa y calor<sup>(3)</sup>

Con las correlaciones del apéndice 7.3, se sigue el siguiente procedimiento:

$$\Psi_{LoW} = \Psi_{ltw} - \Psi_{Lsw}$$

$$\Psi_{Lo} = \Psi_{LoW} H$$

$$\Psi_{lt} = \Psi_{Lo} + \Psi_L$$

Donde:  $\Psi_{Lo}$  = Fracción volumen del empaque de operación ó móvil para el líquido

Superficie interfacial para el contacto aire agua ( $a_{AW}$ ):

$$a_{AW} = m \left( \frac{808 G'}{\rho_G^{0.5}} \right)^n L'^P$$

Superficie interfacial específica para el contacto del gas con líquidos no acuosos en absorción ( $a_A$ ):

$$a_A = a_{AW} (\Psi_{Lo} / \Psi_{LoW})$$

Superficie interfacial específica para el contacto del gas con el líquido ( $a_v$ ) en procesos de evaporación:

$a_v = 0.85 a_A (\psi_{Ll} / \psi_{Lo})$ ; se recomienda usar esta área para el proceso de deshumidificación.

Coefficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa ( $F_G$ ) para anillos Raschig y las sillas Berl:

$$\frac{F_G S_{CG}^{2/3}}{G} = 1.195 \left[ \frac{d_S G'}{\mu_G (1 - \epsilon_{Lo})} \right]^{-0.36} = j_D$$

Donde

$\epsilon_{Lo}$ : Espacio vacío de operación y está dado por:  $\epsilon_{Lo} = \epsilon - \psi_{Lt}$

$G'$ : Flujo másico del gas por sección transversal de la torre ( $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$ )

$G$ : Flujo molar del gas por sección transversal de la torre ( $\text{kgmol/m}^2 \cdot \text{s}$ )

$S_{CG}$ : Número de Schmidt, está dado por:  $S_{CG} = \mu_G / \rho_G D_{AB}$ .

$F_G$ : Coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa ( $\text{kgmol/m}^2 \cdot \text{s}$ )

$\mu_G$ : Viscosidad del gas a la temperatura  $t_G$  ( $\text{kg/m} \cdot \text{s}$ )

El coeficiente de transferencia de masa volumétrico en la fase gaseosa está dado por:

$$F_G a_v \quad (\text{kgmol/m}^3 \cdot \text{s})$$

A falta de datos experimentales, la difusividad de los gases se puede determinar con las correlaciones del apéndice 7.5 en cualquier punto de la columna donde se conozcan la temperatura de los gases y la presión total.

En la fase líquida no se determinará el coeficiente de transferencia de masa puesto que, es el mismo compuesto. Pero sí se necesitan los coeficientes de transferencia

de calor por convección tanto para el gas como para el líquido. Por analogía de transferencia de masa y calor:  $j_D = j_H$  (flux total).

$$j_H = \frac{h_G}{C_{PG}G'} Pr_G^{2/3}; \quad Pr_G = \frac{C_{PG}\mu_G}{k_G}$$

De donde el coeficiente de transferencia de calor de la fase gaseosa ( $h_G$ ) está dado por:

$$h_G = \frac{j_D C_{PG} G'}{Pr_G^{2/3}} \quad (\text{W/m}^2.\text{K}).$$

En forma similar, el análogo de la transferencia de calor de la fase líquida ( $h_L$ ) está relacionado con el número de Nusselt:

$$Nu = \frac{h_L d_S}{k_{th}} = 25.1 \left( \frac{d_S L'}{\mu_L} \right)^{0.45} Pr_L^{0.5}$$

De donde:

$$h_L = \left( \frac{k_{th}}{d_S} \right) 25.1 \left( \frac{d_S L'}{\mu_L} \right)^{0.45} Pr_L^{0.5} \quad (\text{W/m}^2.\text{K})$$

Los coeficientes volumétricos de transferencia de calor correspondientes son:

$$\text{Fase gaseosa} = h_G a_V \quad (\text{W/m}^3.\text{K})$$

$$\text{Fase líquida} = h_L a_V \quad (\text{W/m}^3.\text{K})$$

$\mu_L$ : Viscosidad del líquido a temperatura  $t_L$  (kg/m.s)

$k_{th}$ : Conductividad térmica (W/m.K)

Estos valores de coeficientes de transferencia de masa y calor se determinan para cada punto incremental dentro de la columna en el proceso de determinación de la altura del empaque.

**Apéndice 7.5:** Correlaciones para determinar la difusividad de gases ( $D_{AB}$ )<sup>(8)</sup>

$$D_{AB} = \frac{0.00266t_G^{3/2}}{p_t M_{AB}^{0.5} \sigma_{AB}^2 \Omega_D}$$

$$\Omega_D = \frac{a}{T^b} + \frac{c}{\text{Exp}(dT)} + \frac{e}{\text{Exp}(fT)} + \frac{g}{\text{Exp}(hT)} + 0.19 \frac{\delta_{AB}^2}{T}$$

$$a=1.06036; \quad b=0.1561; \quad c=0.193; \quad d=0.47635; \quad e=1.03587; \quad f=1.52996; \\ g=1.76474; \quad h=3.89411$$

$$\delta_{AB} = (\delta_A \delta_B)^{0.5}$$

$$\delta_j = \frac{1490 \mu_{dj}^2}{V_{bj} t_{bj}}; \quad j=A, B$$

$$T = t_G / \left(\frac{\epsilon}{k}\right)_{AB}; \quad \left(\frac{\epsilon}{k}\right)_{AB} = \left[\left(\frac{\epsilon}{k}\right)_A \left(\frac{\epsilon}{k}\right)_B\right]^{0.5}; \quad \left(\frac{\epsilon}{k}\right)_j = 1.18(1 + 1.3\delta_j^2)t_{bj}$$

$$\sigma_{AB} = (\sigma_A \sigma_B)^{0.5}; \quad \sigma_j = \left[\frac{1.585 V_{bj}}{(1 + 1.3\delta_j^2)}\right]^{1/3}; \quad V_{bj} = 0.285 V_{cj}^{1.048}$$

$$M_{AB} = \frac{2}{\left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right)}$$

Donde:

$M$ : Peso molecular del compuesto (g/mol)

$\mu_d$ : Momento dipolar (debyes)

$t_b$ : Temperatura de ebullición normal (K)

$V_b$ : Volumen molar del líquido a la temperatura  $t_b$  (cm<sup>3</sup>/mol)

$\frac{\epsilon}{k}$ : Constante de fuerza de gases (K)

$t_G$ : Temperatura de los gases (K)