

00521
470



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

COLUMNA DE DESTILACION PILOTO PARA LA SEPARACION DE MEZCLAS DE DISOLVENTES UTILIZADOS EN LA INDUSTRIA.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
EDUARDO / DERBEZ SANCHEZ



MEXICO D.F.



2003

EXAMENES PROP... LES
FACULTAD DE QU... LA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado asignado:

Presidente	Prof. LUCILA CECILIA MENDEZ CHAVEZ
Vocal	Prof. JESÚS TORRES MERINO
Secretario	Prof. ROBERTO GALICIA GARCÍA
1^{er} Suplente	Prof. MA. LUISA GALICIA PINEDA
2^o. Suplente	Prof. MARÍA RAFAELA GUTIÉRREZ LARA

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Sitio donde se desarrolló el tema: Laboratorio de Ingeniería Química


Dr. Jesús Torres Merino
Asesor


Eduardo Derbez Sánchez
Sustentante



ÍNDICE

OBJETIVOS E INTRODUCCIÓN	1
CAPITULO 1.	
PRINCIPIOS TERMODINÁMICOS	3
1.1 Relación de propiedades fundamentales	4
1.2 Potencial químico como criterio para el equilibrio de fases	7
1.3 Fugacidad y coeficiente de fugacidad para una especie pura.	9
1.4 Relaciones de equilibrio entre fases.	15
CAPITULO 2.	
MODELACIÓN MATEMÁTICA	17
2.1 Métodos teóricos rigurosos utilizados en destilación	18
2.2 Modelo teórico para una etapa de equilibrio	18
2.3 Método de solución	22
CAPITULO 3	
DISPOSITIVOS INTERNOS EN LAS COLUMNAS DE DESTILACIÓN	26
3.1 Columnas de relleno	30
3.2 Dispositivos internos de torres de relleno	32
3.2.1 Distribuidores de líquido	32
3.2.2 Redistribuidores de líquido	33
3.2.3 Platos de soporte y de inyección de gas	33
3.2.4 Platos de sujeción (limitadores de lecho)	34
3.2.5 Platos de soporte para dispersión líquido-líquido	34
3.3 Caracterización y comparación de rellenos	34
3.4 Tamaño aproximado de una columna de empaques estructurados.	
3.4.1 Capacidad/Carga	35
3.4.2 Tamaño del empaque	38
CAPITULO 4	
EQUIPOS DE PROCESO PILOTO	41
4.1 Generalidades sobre equipos de proceso a escala piloto	42
4.2 Propósito de las plantas piloto	44
CAPITULO 5	
COLUMNA PILOTO	49
5.1 Diseño de una columna de destilación piloto para la separación de mezclas de solventes	50
5.2 Especificación general de la torre piloto	50
5.2.1 Columna empacada	51
5.2.2 Columna vacía	52
5.2.3 Cabeza de reflujo	52



5.2.4 Olla hervidora	52
5.2.5 Tanque de alimentación	52
5.2.6 Condensador	53
5.2.7 Bomba de alimentación y reflujo	53
5.2.8 Válvula de tres vías	53
5.2.9 Distribuidor de líquido	53
5.2.10 Compresor	54
5.2.11 Calentador de fondos	54
5.2.12 Precalentador de alimentación	54
Equipo de vidrio	
5.2.13 Enfriador de producto	54
5.2.14 Separador de fases	55
5.2.15 Colector de producto	55
5.2.16 Colector simple	55
5.2.17 Condensador de arrastres	55
CAPITULO VI	
EXPERIMENTACIÓN	59
6.1 Determinación del coeficiente de transferencia de calor global U del termosifón	60
6.2 Determinación de la altura de etapa teórica	62
CONCLUSIONES	64
APÉNDICES	65
BIBLIOGRAFÍA	80

AGRADECIMIENTOS

A MI MAMÁ, NELLY SÁNCHEZ ZAMORANO, POR TODO TU APOYO INCONDICIONAL EN TODO MOMENTO. 🌳 🌳 🌳 🌳 🌳 🌳

A LA MEMORIA DE MI PADRE, GUILLERMO DERBEZ MURO.

A LOS VIEJOS....AMIGOS: CÉSAR, HUGO, PUBERTO, CHACA, BEATLE E INCLUSO A ANDREST, YO CREO QUE YA NOS CHINGAMOS Y SEGUIREMOS SIENDO AMIGOS MUCHOS, MUCHOS AÑOS MÁS Y QUIZÁS ALGUN DÍA NOS TOQUE VER QUE EL OSO FINALMENTE SOLUCIONÓ SU PROBLEMA DE EXTREÑIMIENTO, CÉSAR ENGORDE Y PIERDA EL PELO, HUGO RECUPERE SU CABELLERA, EL CHEMO SEA UN CERDO CAPITALISTA Y EL BEATLE DURE MÁS DE DOS SEMANAS CON LA MISMA HEMBRA...

A MIS COMPAÑEROS Y AMIGOS VAGOS DE LAS DONAS, ME PERDONAN SI OLVIDO ALGUNO, PERO PREFIERO PONER SUS NOMBRES ASÍ QUE TOMARÉ EL RIESGO DE QUE ALGUIEN SE ENOJE Y ME RECLAME DESPUÉS:

*CUCHURRUMI (¿PORKE NO HAS CONTADO QUE YA TIENES NOVIA, CABRÓN?) ERIKA(LA PEQUEÑA NOVIERA ROMPE..CORAZONES DE LAS DONAS), TANIGUCHISBI....(NO SÉ QUE SIGNIFIQUE LO DE "BI", YO RESPETO LA VIDA PRIVADA DE CADA QUIEN), CHABELA (MI COMADRE QUE ADEMÁS ES MUY BUENA PREPARANDO TOLOACHE, Y SI NO ME CREEN PREGÜNTELE A CÉSAR), RODRIGO (LA FICHERA DE LAS DONAS) CHECOHUTE (EL ÚNICO CABRÓN QUE CONZCO QUE CAMBIARÍA UNA NOCHE DE PASIÓN POR UNA TARDE PAMBOLERA), CARLITOS YOMI YOMI (NO ME CONSTA LO DE YOMI YOMI, NI ME INTERESA PROBARLO), IVONNE, LA NIÑA "LINDA Y TIERNA" DE LAS DONAS Y PRUEBA VIVIENTE DE QUE MÁS PRONTO CAE UN HABLADOR QUE UN COJO...JEJEJE, RENÉ (NUNCA LE PRESENTEN A SU NOVIA A ESTE AMIGO), TOÑO EVELYNO (EL MAS MUSTIO DE TODOS)

BUENO, ESTOS DE ARRIBA FUERON LOS QUE ME VIERON A LA MENTE, SI OLVIDÉ A ALGUIEN Y SE SIENTE, YA QUE, ESPERO SUS RECLAMOS...

A MIS ESTIMADOS COMPAÑEROS DEL CEASPA CON QUIENES ME HE LLEVADO MUY BIEN ESTOS ÚLTIMOS MESES PREVIOS A LO QUE VIENE...



COLUMNA DE DESTILACIÓN PILOTO PARA LA SEPARACIÓN DE MEZCLAS DE DISOLVENTES UTILIZADOS EN LA INDUSTRIA

OBJETIVOS:

- Diseñar una columna de destilación piloto para determinar las condiciones de operación que permitan escalar el proceso de separación a nivel industrial con el fin de recuperar productos comercializables, a partir de mezclas de disolventes de desecho que contienen impurezas sólidas y disueltas de las cuáles no se tienen reportadas sus propiedades termodinámicas.

INTRODUCCIÓN

Uno de los problemas más conocidos en la industria química es la generación de residuos. En particular son de interés las mezclas de disolventes generados durante el proceso de elaboración de productos químicos o farmacéuticos.

Estas representan volúmenes considerables que es necesario recuperar y van desde los moderadamente tóxicos como el alcohol etílico o la acetona, hasta los que representan un serio peligro si no son manejados con las debidas precauciones, como el tetrahidrofurano y los éteres en general que con el simple almacenamiento generan mezclas explosivas (peróxidos) y deben ser periódicamente monitoreados, entre otros que generan otra gama de riesgos.

En la separación de estas mezclas encontramos todo tipo de problemas de equilibrios fisico-químicos tales como azeótropos homogéneos y heterogéneos (un ejemplo de esto es el butanol en la industria farmacéutica que es ampliamente utilizado en la extracción de sustancias activas), sistemas multicomponentes miscibles e inmiscibles, e incluso presencia de sólidos cuyo manejo dificulta mucho su tratamiento ya que provocan graves problemas de incrustación en los equipos de proceso si no son eliminados previamente y que para su exitosa separación se requiere utilizar todo tipo de procesos de separación como son la destilación, absorción, extracción y filtración con las diferentes variantes que cada una de estas técnicas presenta.

En este trabajo se exponen los principios termodinámicos que rigen la técnica de destilación, se presenta una parte de la herramienta matemática disponible para su representación, ya que esta es muy basta y sería motivo de otro trabajo exponerla en forma amplia, así como la necesidad de la experimentación para obtener los criterios, parámetros y valores termodinámicos necesarios para construir un equipo que sea capaz de llevar a cabo una operación de este tipo a escala industrial además de permitir -una vez que se posea la información suficiente con base en el equipo experimental- la utilización de modelos matemáticos.

La parte medular entonces, es la propuesta de un equipo piloto que sirva para hacer pruebas con las distintas mezclas que se desee separar. Estas pruebas son necesarias debido a la



naturaleza de los productos con los que se pretende trabajar, mezclas residuales, cuyas propiedades termodinámicas se desconocen, limitando de esta forma la exactitud de la modelación matemática que presupone valores termodinámicos bien definidos. Tampoco se conocen con certeza otros valores indispensables para la construcción de un equipo industrial como son los valores de coeficientes de transferencia de calor para reboiler y condensador así como la altura de las etapas teóricas del empaque que se pretende utilizar en dicho proceso entre otras más. Este tipo de variables únicamente podrían evaluarse de manera experimental y de ahí es que surge la necesidad de construir un equipo piloto que pueda servir para determinarlas y así diseñar con base en datos precisos lo cuál redituará evidentemente en un mejor y más eficiente proceso de separación, desde los puntos de vista técnico y económico.



CAPITULO I

PRINCIPIOS TERMODINÁMICOS.



PRINCIPIOS TERMODINAMICOS

Muchas de las aplicaciones de la termodinámica a la ingeniería química se hacen a los sistemas en donde gases o líquidos de componentes múltiples experimentan cambios en su composición como resultado de procesos de mezcla o de separación, por la transferencia de especies de una fase a otra o por alguna reacción química. Las propiedades de tales sistemas dependen de la composición así como de la temperatura y la presión.

Es por estas razones que se llega a la necesidad de desarrollar relaciones de propiedades fundamentales para soluciones homogéneas de composición variable. De esta forma fue introducida una nueva clase de propiedades termodinámicas conocidas como *propiedades parciales*. La definición matemática de estas magnitudes les da todas las características de las propiedades de las especies individuales, tal como existen en solución. Por ejemplo, en una solución líquida de etanol y agua se habla del volumen molar parcial del etanol y del volumen molar parcial del agua en la solución, y sus valores son diferentes, en general, de los volúmenes molares del etanol puro y de agua pura a la misma temperatura y presión.

Una propiedad parcial, de importancia fundamental debido a su aplicación en equilibrios de fase y de reacción química, es el potencial químico. También son útiles las relaciones de las propiedades válidas para mezclas de gases ideales, las cuales conducen al desarrollo de los conceptos de fugacidad y de solución ideal.

1.1 RELACIÓN DE PROPIEDADES FUNDAMENTALES.

La siguiente ecuación expresa la relación básica que asocia la energía de Gibbs con la temperatura y la presión en cualquier sistema cerrado:

$$\partial(nG) = (nV)\partial P - \partial T \quad (1)$$

Se aplica esta ecuación al caso de un fluido en una sola fase que no experimenta ninguna reacción química. Este sistema cerrado es, entonces, de composición constante, y se puede escribir de inmediato que:

$$\left[\frac{\partial(nG)}{\partial P} \right]_{T,n} = nV \quad \text{y} \quad \left[\frac{\partial(nG)}{\partial T} \right]_{P,n} = -nS \quad (2)$$



en donde el subíndice n indica que el número de moles de *todas* las especies químicas se mantiene constante.

Ahora se puede tratar el caso más general de un sistema *abierto* de una sola fase que puede intercambiar materia con el ambiente que lo rodea. La energía total de Gibbs nG es aún una función de T y P . Dado que el material puede ser tomado del sistema o añadido de él, ahora nG es también una función del número de moles de las especies químicas existentes. Así

$$nG = nG(P, T, n_1, n_2, \dots, n_i) \quad (3)$$

en donde las n_i son el número de moles de las especies. El diferencial total de nG es:

$$d(nG) = \left[\frac{\partial(nG)}{\partial T} \right]_{T,n} dT + \left[\frac{\partial(nG)}{\partial P} \right]_{P,n} dP + \sum_i \left[\frac{\partial(nG)}{\partial n_i} \right]_{P,T,n_j} dn_i \quad (4)$$

en donde la suma se da sobre todas las especies existentes, y el subíndice n_j indica que todos los números de moles, excepto el i ésimo, se mantienen constantes. Como se muestra arriba, se puede reemplazar las dos primeras derivadas parciales por (nV) y $-(nS)$:

$$d(nG) = (nV)dP - (nS)dT + \sum_i \left[\frac{\partial(nG)}{\partial n_i} \right]_{P,T,n_j} dn_i \quad (5)$$

La derivada de nG con respecto al número de moles de las especies i tiene una significación especial, y se le dan su símbolo y nombre propios. Así, se define el *potencial químico* de la especie i en la mezcla como

$$\mu_i = \left(\frac{\partial nG}{\partial n_i} \right)_{P,T,n_j} \quad (6)$$



Expresada en términos de μ_i , la ecuación general para $d(nG)$ es

$$d(nG) = (nV)dP - (nS)dT + \sum_i \mu_i dn_i \quad (7)$$

Esta ecuación es la relación de propiedades fundamentales para los sistemas de fluidos en una sola fase, de masa y composición constante o variable; es la ecuación fundamental sobre la que se construye la estructura de la termodinámica de las soluciones. Se puede escribir para el caso especial de un mol de solución en cuyo caso $n = 1$ y las n_i se reemplazan por las fracciones mol x_i ,

$$dG = VdP - SdT + \sum_i \mu_i dx_i \quad (8)$$

Por lo tanto,

$$G = G(T, P, x_1, x_2, \dots, x_i) \quad (9)$$

Una expresión que exhibe las relaciones funcionales de la energía molar de Gibbs con sus variables *canónicas* T , P y $\{x_i\}$. La ecuación

$$dG = VdP - SdT \quad (10)$$

es un caso especial de la ecuación (8), aplicable a una solución de composición constante. Aunque las n_i de la ecuación (7) son todas ellas variables independientes, esto no es cierto para las x_i en la ecuación (8), porque su suma debe ser la unidad. Esto lleva a ciertas operaciones matemáticas que dependen de la independencia de las variables. A pesar de ello, la ecuación (8) significa que



$$S = - \left(\frac{\partial G}{\partial T} \right)_{P, n} \quad (11)$$

y que

$$V = \left(\frac{\partial G}{\partial P} \right)_{T, n} \quad (12)$$

Otras propiedades de la solución se encuentran en las definiciones; la entalpía, por ejemplo, a partir de $H = G + TS$. Así se puede ver nuevamente que siempre que la energía de Gibbs se exprese como una función de sus variables canónicas, juega el papel de una función generadora, proporcionando los medios para el cálculo de todas las otras propiedades termodinámicas mediante operaciones matemáticas sencillas (diferenciación y álgebra elemental).

1.2 POTENCIAL QUÍMICO COMO CRITERIO PARA EL EQUILIBRIO DE FASES

Considere un sistema cerrado que consiste en dos fases en equilibrio. Dentro de este sistema *cerrado* cada una de las fases individuales es un sistema *abierto*, libre para transferir masa al otro. La ecuación (7) se puede escribir, por consiguiente, para cada fase:

$$d(nG)^\alpha = (nV)^\alpha dP - (nS)^\alpha dT + \sum_i \mu_i^\alpha dn_i^\alpha \quad (13)$$

$$d(nG)^\beta = (nV)^\beta dP - (nS)^\beta dT + \sum_i \mu_i^\beta dn_i^\beta \quad (14)$$

en donde los superíndices α y β identifican a las fases. Al escribir estas expresiones se ha supuesto que, en el equilibrio, T y P son uniformes a través de todo el sistema. El cambio



en la energía total de Gibbs del sistema de dos fases es la suma de estas ecuaciones. Cuando cada propiedad del sistema total se expresa por una ecuación de la forma

$$nM = (nM)^\alpha + (nM)^\beta \quad (15)$$

esta suma está dada por

$$d(nG) = nVdP - nSdT + \sum_i \mu_i^\alpha dn_i^\alpha + \sum_i \mu_i^\beta dn_i^\beta \quad (16)$$

Dado que el sistema de dos fases está cerrado, la ecuación (1) también debe ser válida. La comparación de las dos ecuaciones muestra que en el equilibrio

$$\sum_i \mu_i^\alpha dn_i^\alpha + \sum_i \mu_i^\beta dn_i^\beta = 0 \quad (17)$$

Los cambios δn_i^α y δn_i^β son el resultado de la transferencia de masa entre las fases y la conservación de masa requiere que

$$dn_i^\alpha = -dn_i^\beta \quad (18)$$

Por consiguiente,

$$\sum_i (\mu_i^\alpha - \mu_i^\beta) dn_i^\alpha \quad (19)$$



Dado que las δn_i^α son independientes y arbitrarias, la única forma en que el lado izquierdo de esta ecuación, puede, en general, ser cero, es precisamente que cada uno de los términos entre paréntesis, separadamente, sea cero. i.e.,

$$\mu_i^\alpha = \mu_i^\beta \quad (i = 1, 2, \dots, N) \quad (20)$$

en donde N es el número de especies existentes en el sistema.

Considerando sucesivamente pares de fases, se puede generalizar fácilmente para más de dos fases la igualdad de los potenciales químicos; el resultado para π fases es

$$\mu_i^\alpha = \mu_i^\beta = \dots = \mu_i^\pi \quad (i = 1, 2, \dots, N) \quad (21)$$

Así, múltiples fases a la misma T y P están en equilibrio cuando el potencial químico de cada especie es el mismo en todas las fases.

La aplicación de la ecuación (21) a problemas específicos de equilibrio de fases requiere el uso de *modelos* del comportamiento de soluciones, los cuales proporcionan expresiones para G o para las μ_i como funciones de la temperatura, la presión y la composición.

1.3 FUGACIDAD Y COEFICIENTE DE FUGACIDAD PARA UNA ESPECIE PURA

Como es evidente de la última ecuación, el potencial químico μ_i es fundamental para la formulación de criterios para el equilibrio de fases. Esto es verdad también para el equilibrio de reacciones químicas. No obstante, el potencial químico exhibe ciertas características desafortunadas, las cuales mitigan su uso en la solución de problemas prácticos. La energía de Gibbs, y por tanto μ_i , se define en relación con la energía interna y la entropía, ambas cantidades primitivas para las cuales desconocemos sus valores absolutos. Como resultado, no tenemos valores absolutos inequívocos para el potencial químico. Mas aún, la ecuación

$$\mu_i^{gi} = \Gamma(T) + RT \ln x_i P \quad (22)$$



que es la expresión para el potencial químico en una mezcla de gases ideales, donde $\Gamma(T)$ es una constante de integración a T constante que sale al obtener esta expresión, muestra que para una mezcla de gases ideales, μ_i se aproxima al infinito negativo cuando P o x_i se aproxima a cero. Esta observación no está limitada a los gases ideales, sino que es verdadera para cualquier gas. En tanto que las características no impiden el uso de potenciales químicos, la aplicación de los criterios de equilibrio se facilita por la introducción de la *fugacidad*, una magnitud que toma el lugar de μ_i , pero la cual no presenta sus características menos deseables.

El origen del concepto de fugacidad reside en la ecuación

$$G_i^{Rl} = \Gamma_i(T) + RT \ln P \quad (23)$$

Una ecuación válida solamente para las especies puras en el estado de gas ideal. Para un fluido real, se escribe una ecuación análoga:

$$G_i = \Gamma_i(T) + RT \ln f_i \quad (24)$$

En la que la presión P es reemplazada por una propiedad nueva f_i , que tiene unidades de presión. Esta ecuación sirve como definición parcial de f_i que se llama *fugacidad* de la especie pura i .

Al restar la ecuación (23) de la ecuación (24), escritas ambas para la misma temperatura y presión, se obtiene:

$$G_i - G_i^{Rl} = RT \ln \left(\frac{f_i}{P} \right) \quad (25)$$

Donde $G_i - G_i^{Rl}$ se conoce como *energía residual de Gibbs*, G_i^R . La relación adimensional f_i/P es una nueva propiedad denominada *coeficiente de fugacidad* y se le da el símbolo ϕ_i . Así,

$$G_i^R = RT \ln \phi_i \quad (26)$$



de donde

$$\phi_i = \frac{f_i}{P} \quad (27)$$

El concepto de fugacidad fue ampliado para mezclas por Lewis y Randall y utilizado para formular la definición de *solución ideal*

$$f_i^V = y_i f_i^{0V} \quad (28)$$

$$f_i^L = x_i f_i^{0L} \quad (29)$$

donde los superíndices V y L se refieren a las fases de vapor y de líquido, respectivamente. Las soluciones líquidas ideales se presentan cuando los diámetros moleculares son iguales, no existen interacciones químicas y las fuerzas intermoleculares entre moléculas semejantes y distintas son iguales. Estos mismos requerimientos se aplican a la fase gaseosa, donde a bajas presiones las moléculas no están próximas entre sí y el comportamiento es muy aproximadamente el de una solución gaseosa ideal.

Para representar la desviación de ambos tipos de idealidad (ley de los gases ideales y de las soluciones gaseosas ideales) es conveniente definir los siguientes *coeficientes de fugacidad de una mezcla*

$$\phi_i^V = \frac{f_i^V}{y_i P} \quad (30)$$

$$\phi_i^L = \frac{f_i^L}{x_i P} \quad (31)$$

En el límite, cuando se tiende al comportamiento del gas ideal, $f_i^{0V} \longrightarrow P$; y en la fase de vapor $v_i^{0V} = 1.0$. Análogamente, $f_i^{0L} \longrightarrow P$; y $v_i^{0L} = 0$.



Para una determinada temperatura, la relación entre la fugacidad de un componente de una mezcla y la fugacidad en un estado de referencia se denomina *actividad*. Si como estado de referencia se elige la especie pura a la misma presión y condición de fase que la mezcla,

$$a_i = \frac{f_i}{f_i^0} \quad (32)$$

Para una solución ideal, substituyendo se obtiene que

$$a_i^V = y_i \quad (33)$$

$$a_i^L = x_i \quad (34)$$

Para representar la desviación de la actividad con respecto a la fracción molar cuando las soluciones no son ideales, generalmente se utilizan *coeficientes de actividad* basados en las concentraciones expresadas en fracciones molares,

$$\gamma_i^V = \frac{a_i^V}{y_i} \quad (35)$$

$$\gamma_i^L = \frac{a_i^L}{x_i} \quad (36)$$

Para soluciones ideales, $\gamma_i^V = 1.0$ y $\gamma_i^L = 1.0$

En la tabla de la siguiente se presentan magnitudes termodinámicas que resultan de utilidad para los cálculos de equilibrio entre fases.



MAGNITUD TERMODINÁMICA	DEFINICIÓN	SIGNIFICADO	VALOR LIMITE PARA GAS Y SOLUCIÓN IDEAL
Potencial químico	$\mu_i \equiv \left(\frac{\partial G}{\partial n_i} \right)_{P, T, n_j}$	Energía libre parcial molar	$\mu_i = G_i$
Fugacidad	$f_i \equiv \Gamma(T) \exp\left(\frac{\mu_i}{RT}\right)$	Presión termodinámica	$f_i^V = y_i P$ $f_i^L = x_i P^s$
Coefficiente de fugacidad para especies puras	$v_i^0 \equiv \frac{f_i^0}{P}$	Desviación de la fugacidad debida a la presión	$v_i^{0V} = 1.0$ $v_i^{0L} = \frac{P_i^s}{P}$
Coefficiente de fugacidad para especies en mezclas	$\phi_i^V \equiv \frac{f_i^V}{y_i P}$ $\phi_i^L \equiv \frac{f_i^L}{x_i P}$	Desviación fugacidad por presión y composición	$\phi_i^V = 1.0$ $\phi_i^L = \frac{P_i^s}{P}$
Actividad	$a_i \equiv \frac{f_i}{f_i^0}$	Presión termodinámica relativa	$a_i^V = y_i$ $a_i^L = x_i$
Coefficiente de actividad	$\gamma_i^V = \frac{a_i^V}{y_i}$ $\gamma_i^L = \frac{a_i^L}{x_i}$	Desviación de fugacidad debido a la composición	$\gamma_i^V = 1.0$ $\gamma_i^L = 1.0$



1.4 RELACIONES DE EQUILIBRIO ENTRE FASES

Es conveniente definir una relación de equilibrio como la relación entre las fracciones molares de una especie en dos fases que se encuentran en equilibrio. Para el caso de vapor - líquido, la constante se denomina *valor K* o relación de equilibrio vapor-líquido y esta dada por la relación $K_i = y_i/x_i$.

Para los cálculos de etapas de equilibrio que intervienen en la separación de dos o más componentes, se definen factores de separación formando cocientes de relaciones de equilibrio. Para el caso de vapor-líquido se define la *volatilidad relativa* como $\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j}$.

Para otros tipos de equilibrio se definen relaciones semejantes.

Partiendo del criterio de equilibrio establecido por la igualdad en los potenciales químicos de cada fase presente en el sistema, las relaciones de equilibrio se pueden expresar según una variedad de formulaciones.

Para el equilibrio líquido-vapor, el equilibrio se puede expresar:

$$f_i^L = f_i^V$$

Para formar una relación de equilibrio se substituyen las fugacidades por las expresiones equivalentes en función de fracciones molares. Las substituciones pueden ser muy diversas. Dos parejas comunes son:

$$\begin{aligned} \text{Pareja 1:} \quad f_i^V &= \gamma_i^V y_i f_i^{0V} \\ f_i^L &= \gamma_i^L x_i f_i^{0L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pareja 2} \quad f_i^V &= \phi_i^V y_i P \\ f_i^L &= \phi_i^L x_i P \end{aligned}$$

Estas ecuaciones representan dos formulaciones simétricas y otras dos no simétricas para los valores de K. Las simétricas son:



$$K_i = \left[\frac{\gamma_i^L}{\gamma_i^V} \right] \cdot \left[\frac{f_i^{OL}}{f_i^{OV}} \right]$$

$$K_i = \left[\frac{\phi_i^L}{\phi_i^V} \right]$$

Las formulaciones no simétricas son:

$$K_i = \frac{\phi_{iL} \cdot P}{\gamma_{iV} \cdot f_{iV}^0} = \frac{\phi_{iL}}{\gamma_{iV} \cdot v_{iV}^0}$$

$$K_i = \frac{\gamma_{iL} \cdot f_{iL}^0}{\phi_{iV} \cdot P} = \frac{\gamma_{iL} \cdot v_{iL}^0}{\phi_{iV}}$$

La penúltima ecuación ha sido ignorada, pero desde 1960, la última ecuación ha recibido una considerable atención. Aplicaciones de esta ecuación a importantes sistemas industriales han sido presentadas por Chao y Seader.



CAPITULO II

MODELACIÓN MATEMÁTICA



2.1 MÉTODOS TEÓRICOS RIGUROSOS UTILIZADOS EN DESTILACIÓN

La disponibilidad de grandes calculadoras electrónicas hace posible la resolución rigurosa de los modelos de equilibrio en etapas, y la exactitud en el cálculo de una columna de destilación de múltiple etapa se encuentra limitada solamente por la precisión de los datos de equilibrio entre las fases y entalpía utilizados. El problema en la práctica se tiene en cuando no se dispone de tales datos y no queda mas remedio que obtenerlos de manera experimental, siendo este el caso de las mezclas de disolventes que vienen de ser utilizadas en muy diversas aplicaciones y por lo tanto están contaminadas de con substancias cuya composición química es hasta cierto punto desconocida, al menos para fines de buscar sus propiedades termodinámicas en tablas. Esto se debe a que al ser residuos, su composición puede variar mucho de un lote a otro, siendo además innecesario para la industria que los genera, especificar su composición exacta pues no se encuentran obligados a ello, sino que las normas que regulan este aspecto de la industria se limitan a mencionar rangos de concentraciones de algunas sustancias que no deben rebasarse, bastando con esto para ellas pero siendo por consecuencia una incógnita la composición exacta de los mismas. En vez de esto, lo que se especifica es nombres genéricos que se les dan a ciertas "familias" de compuestos. De esta forma es muy común en esta área de la ingeniería escuchar nombres tales como CELLOSOLVES, NAFTAS, AROMINAS, etc cuya composición química realmente puede ser muy diferente de un lote a otro ya que estos nombres se refieren a mas de una sustancia y por lo tanto es muy difícil encontrar el dato de interés en la literatura para una AROMINA determinada, y proveniente de un proceso en particular, por ejemplo.

Por otra parte, el diseño final del equipo de etapa múltiple para realización de separaciones multicomponentes requiere una determinación rigurosa de temperaturas, presiones, flujos de las corrientes, composiciones y velocidades de transferencia de calor para cada etapa, sin perder nunca de vista que los métodos de cálculo rigurosos no pueden justificarse cuando las propiedades físicas del sistema multicomponente o la eficacia de las etapas no son bien conocidas. Esta determinación se realiza resolviendo los balances de materia y energía (de entalpía, realmente ya que no se toman en cuenta las pequeñas contribuciones de energía potencial y cinética de este tipo de sistemas) así como las relaciones de equilibrio para cada etapa. Desafortunadamente, estas relaciones son ecuaciones algebraicas no lineales que interaccionan entre sí fuertemente. En consecuencia, los métodos de resolución se vuelven complejos y tediosos. Sin embargo, una vez que estos métodos de resolución han sido programados o se tienen a la mano en un simulador de procesos comercial, las soluciones se alcanzan de forma rápida y casi rutinaria. Estos programas se encuentran fácilmente disponibles y son ampliamente utilizados.

2.2 MODELO TEÓRICO PARA UNA ETAPA DE EQUILIBRIO.

Considérese un separador líquido-vapor continuo y en estado estacionario, con un cierto número de etapas dispuestas en cascada en contracorriente. Admitase que en cada etapa se alcanza el equilibrio entre fases y que no tiene lugar ninguna reacción química. En la figura



que se muestra en la siguiente página se muestra el esquema en forma general de una etapa de equilibrio j para un separador líquido-vapor, donde las etapas están numeradas de arriba hacia abajo.

La entrada de la etapa j puede ser una corriente de alimentación de una o dos fases de flujo molar F_j , con una composición global de fracción molar $z_{i,j}$ en el componente i , temperatura T_{Fj} , presión P_{Fj} , y entalpía molar global H_{Fj} . Admitase que la presión de alimentación es igual o mayor que la presión de la etapa P_j . Cualquier sobrepresión en la alimentación ($P_F - P_j$) se reduce a cero adiabáticamente mediante la válvula F .

La entrada a la etapa j también puede ser un líquido interetapas procedente de la etapa superior $j - 1$, de flujo molar L_{j-1} , con una composición de fracción molar $x_{i,j-1}$, entalpía $H_{i,j-1}$, temperatura T_{j-1} y presión P_{j-1} , que ha de ser menor o igual que la de la etapa j . La presión de la corriente líquida procedente de la etapa $j - 1$ aumenta de forma adiabática por variación de carga hidrostática en L .

De la misma forma, de la etapa inferior $j + 1$ puede entrar a la etapa j una corriente de vapor interetapas de flujo molar V_{j+1} , con una composición de fracción molar $y_{i,j+1}$, entalpía H_{Vj+1} , temperatura T_{j+1} y presión P_{j+1} . Cualquier sobrepresión ($P_{j+1} - P_j$) se elimina adiabáticamente mediante la válvula V .



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



La corriente en fase vapor que abandona la etapa j posee unas propiedades intensivas $y_{i,j}$, $H_{v,j}$, T_j y P_j . Esta corriente puede dividirse en una corriente lateral de vapor de flujo molar W_j y una corriente inter. - etapas de flujo molar V_j que va ala etapa $j - 1$ o si $j = 1$, abandona el separador como un producto. El líquido que sale de la etapa j tiene unas propiedades intensivas $x_{i,j}$, $H_{L,j}$, T_j y P_j y está en equilibrio con el vapor ($V_j + W_j$). Este líquido puede también dividirse en una corriente líquida lateral de flujo molar U_j y una corriente interetapas o de producto de flujo molar L_j , que pasa a la etapa $j+1$ o, si $j = N$, abandona el separador como un producto.

Se puede transmitir calor con un flujo Q_j desde (+) o hacia (-) la etapa j para simular enfriadores, calentadores, condensadores y ebulliciones interetapas.

- Asociadas a cada etapa teórica general existen las siguientes ecuaciones expresadas en función del conjunto de variables que se muestran en la figura. Sin embargo, puede utilizarse un conjunto de variables distintos de éste. Por ejemplo, se pueden reemplazar las fracciones molares por los flujos de cada uno de los componentes, y los flujos de las corrientes laterales pueden expresarse como fracciones de flujos interetapas. De acuerdo con Wang y Henke en su artículo publicado en la Hydrocarbon Processing, 45 (8), 155 - 163 (1966), estas ecuaciones se denominan ecuaciones MESH.

1. Ecuaciones M. Balance de Materia para cada componente (C ecuaciones para cada etapa).

$$M_{i,j} = L_{j-1} X_{i,j-1} + V_{j+1} y_{i,j+1} + F_j z_{i,j} - (L_j + U_j) X_{i,j} - (V_j + W_j) y_{i,j} = 0$$

2. Ecuaciones E. Relaciones de Equilibrio entre fases para cada componente (C ecuaciones para cada etapa)

$$E_{i,j} = y_{i,j} - K_{i,j} x_{i,j} = 0$$

Donde $K_{i,j}$ representa la relación de equilibrio entre fases. Es un factor no lineal que es función de T , P así como de la composición.

3. Ecuaciones S. Sumatorias de las fracciones molares. (una para cada etapa)

$$(S_y)_j = \sum y_{i,j} - 1 = 0$$

$$(S_x)_j = \sum x_{i,j} - 1 = 0$$

4. Ecuaciones H. Balance de energía (Entalpía H), uno para cada etapa.

$$H_i = L_{j-1} H_{L,j-1} + V_{j+1} H_{v,j+1} + F_j H_{Fj} - (L_j + U_j) H_{Lj} - (V_j + W_j) H_{v,j} - Q_j = 0$$

Donde se ignoran las variaciones de energía cinética y potencial.



Como ya se mencionó, estos sistemas de ecuaciones son no lineales, debido a la complicada funcionalidad que tienen K y H con la temperatura, presión y composición. Por esta razón, durante mucho tiempo se estuvieron probando diferentes algoritmos de resolución numérica los cuales frecuentemente eran muy limitados cuando querían ser aplicados a problemas industriales reales a causa de diversos factores como son el hecho de aceptar solo un conjunto determinado de variables o alcanzar la convergencia muy lentamente, teniendo en consideración para esto último que muchos de estos algoritmos fueron desarrollados antes de la década de los 70's, lo que implicaba que uno de los grandes problemas para solucionar cuando los mismos eran programados era precisamente que requerían demasiada memoria del ordenador. Sin embargo en los últimos años de la década de los 60's y principios de los 70's hubo un boom en el desarrollo de este tipo de métodos iterativos ya que aunque los ingenieros contaban con computadoras de baja capacidad, el simple hecho de contar con esa herramienta, la computadora, para ayudarlos a resolver problemas representaba ya una ventaja enorme con la cuál nunca antes habían contado y a la que estaban decididos a sacarle el máximo provecho posible. Es por eso que en esos años se publicaron una cantidad considerable de artículos que hablaban de simulaciones numéricas de procesos industriales en revistas como Chemical Engineering, Petrochemical Processes y AIChE Journal solo por mencionar algunas.

En 1971 en la edición de enero de la revista AIChE Journal, los investigadores Leonard M. Naphtali y Donald P. Sandholm del Polytechnic Institute of Brooklyn, publicaron una metodología para la resolución de las ya muy famosas entonces ecuaciones MESH, que es hasta la fecha una de las más utilizadas en los mejores simuladores de procesos que hay en el mercado. Su metodología de resolución se basó en la linearización de dichas ecuaciones para ser resueltas mediante un método de eliminación gaussiana conjuntamente con la técnica de Newton-Raphson. Este método será explicado con detalle, pero antes se mencionarán algunas de las ventajas que presentó en esa época con respecto a los algoritmos que hasta entonces habían sido desarrollados:

- Los rangos de volatilidad de los componentes no afectan la convergencia. Absorbedores, agotadores y rectificadores pueden ser calculados con el mismo algoritmo usado para destilación sin hacer modificaciones al algoritmo
- La presencia de soluciones no ideales no representa un problema, simplemente se tomaría la funcionalidad correspondiente en los coeficientes de reparto K y en las entalpías H . La metodología de resolución no se ve afectada.
- Se pueden especificar todo tipo de variables de entrada como por ejemplo, Temperaturas, composición o relación del componente clave, reflujo, recuperación o cualquier otra función de los flujos del condensador y rehervidor.
- La eficiencia de Murphree puede ser incluida sin dificultad si se quiere ser más riguroso.
- La convergencia se acelera a medida que nos acercamos a la solución de manera superlineal.
- No aparecen dificultades o complicaciones si los flujos de algún componente llegan a ser demasiado pequeños.



La principal desventaja que encontraban estos investigadores era que si el problema era demasiado complicado, la cantidad de memoria que requeriría la computadora sería demasiado grande, siendo esta la principal limitante del algoritmo en aquella época. Esta dificultad por supuesto, no existe ya en nuestros días.

2.3 Método de solución

Existen $2C + 1$ ecuaciones y variables en cada plato, lo que significa un total de $n(2C+1)$ a lo largo de toda la columna de destilación. Muchos métodos dividen las ecuaciones en grupos y resuelven un conjunto de estos para solucionar un problema determinado, manteniendo otro conjunto como un sub-problema. De esta forma se tiene un conjunto de estas ecuaciones para resolver un determinado problema pero no un grupo de ellas que pueda resolver todas las variedades posibles.

La alternativa a esta metodología es resolver todas las ecuaciones simultáneamente. Un procedimiento modificado de Newton-Raphson fue escogido para resolver estas ecuaciones no lineales ya que este método se basa en la linearización de las mismas lo cual se vuelve más exacto a medida que se aproxima a la solución. Así, conforme los valores calculados se acercan más a la solución, la convergencia se acelera. Este comportamiento contrasta con otras técnicas numéricas en que la velocidad de convergencia disminuye a medida que se acerca a la solución. Naphtali encontró que si las ecuaciones y variables eran agrupadas de acuerdo al plato, la matriz de derivadas parciales necesarias en este método asume una forma que es fácil de resolver y reduce drásticamente la cantidad de memoria y cálculos requeridos.

$$\text{Sea } \mathbf{X} = \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \\ \cdot \\ \cdot \\ X_n \end{bmatrix} \quad \text{y} \quad \mathbf{F} = \begin{bmatrix} F_1 \\ F_2 \\ \cdot \\ \cdot \\ F_n \end{bmatrix}$$

Donde X_i es el vector de variables en el plato i , mientras que F_i es el vector de funciones de ese plato, de esta forma tenemos que:



$$\begin{array}{c}
 \begin{array}{|c|} \hline V_{i1} \\ \hline V_{i2} \\ \hline V_{i3} \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline V_{ic} \\ \hline T_i \\ \hline L_{i1} \\ \hline L_{i2} \\ \hline L_{i3} \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline L_{ic} \\ \hline \end{array}
 =
 \begin{array}{|c|} \hline X_{i1} \\ \hline X_{i2} \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline X_{ic} \\ \hline X_{i,c+1} \\ \hline X_{i,c+2} \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline X_{i,2c+1} \\ \hline \end{array}
 &
 \&
 \begin{array}{|c|} \hline H_i \\ \hline M_{i1} \\ \hline M_{i2} \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline M_{ic} \\ \hline E_{i1} \\ \hline E_{i2} \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline E_i \\ \hline \end{array}
 =
 \begin{array}{|c|} \hline F_{i1} \\ \hline F_{i2} \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline F_{i,c+1} \\ \hline F_{i,c+2} \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline \cdot \\ \hline F_{i,2c+1} \\ \hline \end{array}
 \end{array}$$

Usando esta notación, el planteamiento del método de Newton – Raphson resulta ser:

$$\Delta \underline{X}^{m+1} = - \left(\frac{\partial F}{\partial X} \right)^{-1} * F_m \quad \& \quad \underline{X}^{m+1} = \underline{X}^m + \Delta \underline{X}^{m+1}$$

Donde $\Delta \underline{X}^{m+1}$ es la corrección calculada que es sumada al vector \underline{X}^m para obtener los nuevos valores de las variables \underline{X}^{m+1} . Si las funciones F^m fueran lineales, esta corrección haría los valores de cada función igual a cero. Sin embargo debido a que como ya se había mencionado, son funciones no lineales, $\Delta \underline{X}^{m+1}$ es solo una aproximación a la corrección necesaria para que esto ocurra. $\left(\frac{\partial F}{\partial X} \right)$ es la matriz de derivadas parciales de todas las funciones con respecto a todas las variables evaluadas en el valor actual \underline{X}^m i.e., es el Jacobiano de las funciones MESH el cuál en forma desarrollada presenta la siguiente forma:



$$\left(\frac{\partial F}{\partial X}\right) = \begin{pmatrix} \frac{\partial F_1}{\partial X_1} & \frac{\partial F_1}{\partial X_2} & \dots & \frac{\partial F_1}{\partial X_n} \\ \frac{\partial F_2}{\partial X_1} & \frac{\partial F_2}{\partial X_2} & \dots & \frac{\partial F_2}{\partial X_n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial F_n}{\partial X_1} & \frac{\partial F_n}{\partial X_2} & \dots & \frac{\partial F_n}{\partial X_n} \end{pmatrix} \text{ donde cada elemento de la matriz es a su vez otra}$$

matriz.

Donde

$$\left(\frac{\partial F_i}{\partial X_j}\right) = \begin{pmatrix} \frac{\partial F_{i1}}{\partial X_{j1}} & \frac{\partial F_{i1}}{\partial X_{j2}} & \dots & \frac{\partial F_{i1}}{\partial X_{j,2c+1}} \\ \frac{\partial F_{i2}}{\partial X_{j1}} & \dots & \dots & \frac{\partial F_{i2}}{\partial X_{j,2c+1}} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial F_{i,2c+1}}{\partial X_{j1}} & \dots & \dots & \frac{\partial F_{i,2c+1}}{\partial X_{j,2c+1}} \end{pmatrix}$$

Ahora bien, si observamos las ecuaciones MESH notaremos que las funciones de un plato i , involucran únicamente a variables de los platos $i + 1$ e $i - 1$. Así las derivadas parciales de las funciones de ese plato con respecto a las variables de cualquier otro plato que no esté inmediatamente arriba o inmediatamente abajo del mismo serán iguales a cero. De esta forma, la última expresión toma la siguiente forma:



$$\left(\frac{\partial F}{\partial X} \right) = \begin{vmatrix} B_1 & C_1 & 0 & 0 & \dots & \dots & 0 \\ A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & A_3 & B_3 & C_3 & 0 & \dots & 0 \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & A_{n-2} & B_{n-2} & C_{n-2} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & A_{n-1} & B_{n-1} & C_{n-1} \\ 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & A_n & B_n \end{vmatrix}$$

Donde $\left(\frac{\partial F_i}{\partial X_{i-1}} \right) = A_i$; $\left(\frac{\partial F_i}{\partial X_i} \right) = B_i$ & $\left(\frac{\partial F_i}{\partial X_{i+1}} \right) = C_i$

La forma del arreglo de $\left(\frac{\partial F}{\partial X} \right)$ es conocido como de bloque tridiagonal o cuasitridiagonal y esta estructura simplifica en mucho la solución. Esta solución se lleva a cabo por medio de una eliminación Gaussiana en la que únicamente las matrices C requieren ser almacenadas en un banco de memoria.

Comenzando en la etapa 1, C_1 es sustituida por el producto matricial de $B_1^{-1} * C_1$, F_1 se cambia por $B_1^{-1} * F_1$ y B_1 se cambia por la submatriz identidad I. De esta forma solo se almacenan C_1 y F_1 . Para las etapas de $j = 2$ a $N - 1$, C_j es reemplazado por $(B_j - A_j * C_{j-1})^{-1} * F_j$ lo es por $(B_j - A_j * C_{j-1})^{-1} * (F_j - A_j * F_{j-1})$. Entonces A_j se reemplaza por 0 y B_j por I. Se almacenan C_j y F_j para cada etapa. Para la última etapa F_N cambia por $(B_N - A_N * C_N)^{-1} * (F_N - A_N * F_{N-1})$, A_N por 0 y B_N por I, y por lo tanto $\Delta X_N = -F_N$. Esto completa los pasos de eliminación progresiva. Los restantes valores de ΔX_N se obtienen mediante sustitución sucesiva siguiendo el camino inverso según $\Delta X = -F_j$ reemplazado por $-(F_j - C_j * F_{j+1})$. Esta forma de eliminación Gaussiana es conocido como Algoritmo de Thomas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



CAPITULO III

DISPOSITIVOS INTERNOS DE LAS COLUMNAS DE DESTILACIÓN



DISPOSITIVOS INTERNOS DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN

El problema de diseño, para el caso de una columna de destilación, consiste en construir un dispositivo que tenga el número requerido de etapas y que sea económico, digno de confianza, seguro y fácil de operar. Las dos clases de dispositivos de verdadera importancia comercial son los de contacto por etapas y los de contacto continuo. Un equipo de contacto por etapas implica platos, mientras que uno de contacto continuo implica empaques.

Los platos más frecuentemente utilizados tienen caperuzas o válvulas de borboteo para mantener el líquido sobre el plato y dirigir el flujo del gas, así como también los platos perforados en los que el gas se dispersa a través de pequeños orificios, manteniendo el líquido sobre el plato exclusivamente a causa de la caída de presión.

En los equipos de contacto continuo, no existen etapas diferenciadas, y la separación de las fases ocurre en los extremos del aparato. Generalmente la fase gaseosa es continua, siendo el objetivo del relleno promover la turbulencia al provocar un camino tortuoso del flujo de gas a través del líquido, que fluye por el interior y alrededor del relleno.

Cuando se toman en cuenta parámetros de diseño, es evidente que no todos los parámetros son de igual importancia en todas las operaciones. La caída de presión es de capital importancia en una destilación al vacío de crudo, pero su importancia es muy pequeña en la extracción líquido-líquido de penicilina a partir de líquidos de fermentación; la eficacia de las etapas no es importante en el diseño de una columna de destilación de whisky, que necesita pocas etapas, pero puede resultar crítica para un desisobutanizador, que puede requerir más de cien etapas..

Es importante también que una columna esté diseñada para operar con un intervalo de composiciones, así como de flujos de vapor y líquido, tan amplio como sea posible. En los años 50's y 60's algunas compañías petrolíferas construyeron unidades de refinería que tan sólo podían operar eficazmente en un estrecho intervalo de capacidad. Durante el embargo del petróleo árabe aprendieron una costosa lección, cuando la falta de crudos del Oriente Medio obligaron a una reducción de la producción.

A causa de la labilidad térmica y a la posibilidad de reacciones químicas tales como polimerizaciones y oxidaciones, con frecuencia es preciso operar a alto vacío. En este caso la caída de presión es también importante en los sistemas que tienden a formar espuma; una elevada caída de presión acentúa esta tendencia.

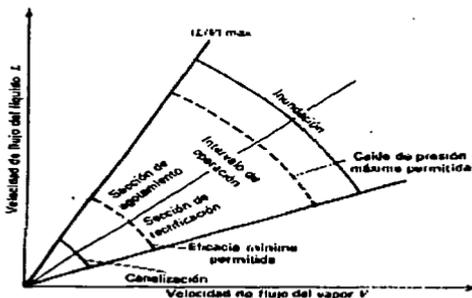
La carcasa de la columna, más las bombas auxiliares, los cambiadores de calor, el calderín y el condensador de reflujo cuestan de tres a seis veces más que los platos o el relleno de una instalación típica situada al aire libre y que opera a presión o vacío. En casos especiales, pueden variar los órdenes de magnitud, aunque esto puede no ser del todo cierto para los nuevos empaques estructurados que existen actualmente en el mercado, los cuáles debido a sus características de alta eficiencia pueden llegar a representar el desembolso más fuerte.



Los empaques, también llamados internos, para sistemas vapor-líquido utilizados en columnas de contacto continuo pueden llegar a presentar varios problemas:

1. **Inundación.** Esta condición ocurre cuando las velocidades del vapor y / o el líquido son tan grandes que la caída de presión del gas es superior a la carga neta de gravedad del líquido, que de esta forma es arrastrado hacia arriba de la columna.
2. **Canalización (bypass).** La función del relleno es promover la turbulencia de los fluidos y la transferencia de materia mediante la dispersión del líquido que, idealmente, fluye formando una película sobre la superficie del relleno y como gotitas entre los cuerpos de relleno y por el interior de los mismos. Para flujos bajos de líquido y / o vapor, o si la alimentación líquida no es uniformemente distribuida sobre el relleno, tenderá a descender por las paredes mientras que el vapor circula por la parte central. A velocidades de flujo muy bajas puede no haber suficiente líquido para mojar la superficie del relleno.

La inundación y la canalización restringen los intervalos de los flujos de líquido y vapor para la operación de la columna. En la figura que se muestra a continuación, se presentan esquemáticamente, para una aplicación típica de destilación, los límites de operación de una columna en función de las velocidades de flujo del líquido y del vapor. Aunque el intervalo máximo de operabilidad está regido por la inundación y la canalización, consideraciones de tipo práctico limitan el intervalo entre alcanzar una eficacia mínima y la caída de presión máxima permitida.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Aunque las columnas de platos pueden generalmente operar dentro de intervalos más amplios de flujo de vapor y líquido que las columnas de relleno, tienen también sus propios problemas. Estas disfunciones de los platos dependen en alguna medida del tipo de plato que se utilice: perforados, de válvula o caperuza de borboteo. Las disfunciones más frecuentes que conducen a disminución de la eficacia e inoperancia son:

1. **Formación de espuma.** Este problema, que es muy parecido al que se presenta en destilación extractiva y en absorción, se agrava por la presencia de impurezas (frecuentemente durante la puesta en marcha), bajas presiones y elevadas velocidades de la fase gaseosa. En un régimen de "espumación" moderadamente elevado, el líquido es arrastrado por el gas hasta la etapa siguiente y las eficacias de la separación disminuyen, como máximo, en un 50%. Por otra parte, la espuma puede también arrastrar vapor hacia la etapa inferior. En casos extremos, los tubos de bajada (que conducen el flujo de líquido entre las etapas) se pueden llenar totalmente de espuma y provocar inundación de una forma análoga a lo que ocurre en columnas de relleno. Por otra parte, las columnas de platos pueden inundarse aún cuando no se forme espuma si las caídas de presión o las velocidades de flujo del líquido son suficientemente grandes para que el nivel de líquido sobrepase el espaciado entre los platos, dando lugar a retroceso del líquido en los tubos de descenso.
2. **Arrastre.** En una columna que funciona correctamente, la mayor parte de la transferencia de materia tiene lugar en una capa de espuma o niebla turbulenta con una elevada área interfacial que se forma sobre el líquido del plato. Una inadecuada separación del líquido y el vapor que forman la espuma da lugar a que ésta se mezcle con el líquido del plato superior, con la consiguiente disminución de la eficacia. El arrastre se debe con frecuencia a un tamaño inadecuado de los tubos de descenso o del espaciado entre los platos.
3. **Mala distribución del líquido.** Para controlar la altura del líquido sobre el plato se utilizan vertederos situados a la entrada de los tubos de descenso. En platos muy grandes o mal diseñados puede variar la altura del líquido a través del plato dando lugar a un apreciable gradiente hidráulico. Esto puede provocar un flujo no uniforme del gas y, en casos extremos, flujos inestables con oscilaciones del gas y el líquido. Las medidas habituales de prevención consisten en utilizar varios tubos descendentes o pasos y divisiones en los platos, o bien dirigir el flujo de vapor de forma que fuerce el líquido a circular a través del plato.
4. **Goteo.** Los platos perforados, y también de otro tipo de platos, solamente cuentan con la presión del gas para mantener el líquido sobre el plato, de forma que en el *punto de goteo*, comienza a caer líquido a través de los orificios de los platos. El caso extremo recibe el nombre de *vaciamiento*.

Las columnas de relleno que se utilizan en equipos de contacto continuo se caracterizan por la altura equivalente a un plato teórico, HETP por sus siglas en inglés. Dos magnitudes relacionadas son: (a) la altura de la unidad de transferencia, HTU, que es aproximadamente



proporcional a la HETP y en general algo más pequeña, y (b) los coeficientes de transferencia de materia $K_{G,a}$ o $K_{L,a}$ que son inversamente proporcionales a la HTU. La eficacia del relleno es inversamente proporcional a la HETP, que puede ser tan baja como 10 cm para relleno de tela metálica de alta eficacia y aún menor o tan alta como 1 metro para anillos de relleno grandes.

Los equipos de contacto continuo, se evalúan en función de la eficacia del plato, que es inversamente proporcional al acercamiento existente entre la composición de las corrientes que abandonan una etapa con respecto a las composiciones de las mismas si estuviesen en equilibrio. Para obtener el número de etapas para una determinada separación se divide el número de etapas teóricas calculadas por una eficacia media empírica de los platos (eficiencia de Murphy).

Los valores de la eficacia de los platos y de la HETP son funciones complejas de propiedades físicas (temperatura, presión, composición, densidad, viscosidad, difusividad y tensión superficial); de factores hidrodinámicos (caída de presión y velocidades de flujo del líquido y del vapor); además de otros factores que no se pueden predecir o que no son fácilmente medibles, como son la tendencia a la formación de espuma, turbulencia del líquido y del gas, tamaño de las burbujas y de las gotas, oscilaciones del flujo, emulsificación, tiempo de contacto, formación de niebla o espuma sobre el plato, entre otros. Los valores para la eficacia de platos, HETP o HTU, especialmente cuando se utilizan con fines comparativos, se toman en general para un intervalo limitado de concentración y de la relación líquido a vapor. Cabe mencionar en este punto la imperiosa necesidad de disponer de datos experimentales que reproduzcan las condiciones de operación a las que serán sometidos estos dispositivos ya que dependiendo de estas, su comportamiento puede variar mucho, por lo que es práctica común entre las compañías comercializadoras de internos, dar estos datos en base a algún sistema y algunas condiciones de operación.

3.1 Columnas de relleno

Antes de 1915 se utilizaban como internos, coque o trozos de vidrio o cerámica rotos con formas al azar, por lo cual nunca dos torres se comportaban de la misma forma. Los anillos de Rasching, ampliamente conocidos fueron desarrollados por Frederick Rasching en 1915 y con ello se introdujo un cierto grado de normalización en esta industria. Los anillos de Rasching, juntamente con las monturas de Berl, fueron los cuerpos de relleno más ampliamente utilizados hasta 1965. Sin embargo, desde 1970 estos materiales fueron en gran parte substituidos por anillos Pall y por monturas de formas más elaboradas como Norton's Intalox[®], Glitsch's Ballast Saddle[®], etc. En la página siguiente se ilustran algunos de estos empaques.

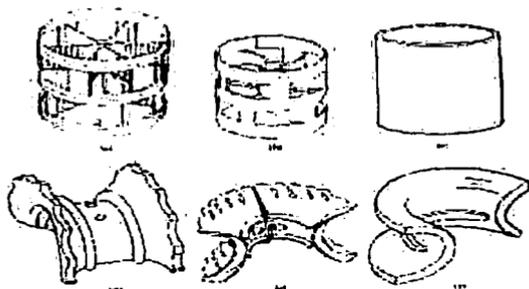
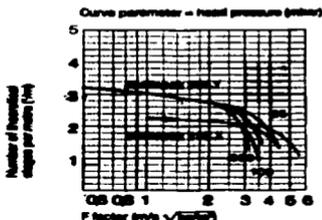


Figura 2.7. Estructuras de relleno: (a) Anillo Puro de plástico; (b) Anillo Puro de metal; (c) Anillo (Metal y Plástico) Super Tenax®; (d) Mallas de Aluminio de plástico; (e) Mallas Tenax®; (f) Otro sistema de Mallas [2].

En la actualidad los internos de mayor tecnología son los llamados *empaques estructurados* los cuáles presentan una forma completamente nueva a la de los rellenos tradicionales. Estos empaques estructurados, como su nombre lo indica, constituyen verdaderas estructuras prefabricadas, constituidos por elementos de forma cilíndrica o en cortes a manera de "queso" de modo que puedan armarse para embonar perfectamente dentro de la columna, aprovechando de esta manera al máximo el espacio disponible para generar área de contacto. Las compañías que se dedican a comercializar este tipo de empaques, han logrado crear verdaderos nichos de mercado para estos productos ya que actualmente podemos encontrar casi un interno distinto para cada aplicación que se pueda imaginar dentro de las industrias petroleras, farmacéuticas, química básica o fina, perfumes, para escala piloto o laboratorio, e incluso existen algunos especialmente diseñados para trabajar con algún producto en especial como el ácido fluorhídrico, y para la separación de sistemas de mezclas típicos como el de benceno/estireno o el de ciclohexanona/ciclohexanol.

Los parámetros que varían para cada aplicación son el tipo de material (materiales metálicos y materiales plásticos) con el que está construido el empaque estructurado, la porosidad, tamaño, caída de presión por unidad de empaque o por plato teórico, rangos de flujos de inundación, resistencia a la temperatura, resistencia al ataque de sustancia química, tipo de operación (altas presiones o vacío). Es importante en todos los casos que además, resulten ser lomas ligeros posibles.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Empaque estructurado de la compañía Sulzer

3.2 Dispositivos interiores de torres de relleno

3.2.1 Distribuidores de líquido.

El relleno, por sí solo, no conduce a una adecuada distribución del líquido de alimentación. Un distribuidor ideal tendría las siguientes características:

1. Distribución uniforme del líquido.
2. Resistencia a la oclusión y ensuciamiento.
3. Elevada flexibilidad de operación (máximo intervalo entre los caudales máximo y mínimo con los que puede operar)
4. Elevada área libre para flujo de gases.
5. Adaptabilidad a la fabricación con numerosos materiales de construcción.
6. Construcción modular para una mayor flexibilidad de instalación.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Sistemas de descarga típicos de distribuidores de líquido



Distribuidor tipo canal

Distribuidor para altas cargas de líquido Formado con sistemas del tipo 1 ó 2

3.2.2 Redistribuidores de líquido.

Son necesarios por cada 3 ó 6 metros de relleno para recoger el líquido que baja por las paredes y redistribuirlo después para establecer un modelo uniforme de irrigación. Los criterios de diseño son similares a los anteriormente mencionados.

3.2.3 Platos de soporte y de inyección de gas.

Además de soportar el peso del relleno, los platos de soporte deben de estar diseñados para permitir un flujo relativamente libre del líquido y del gas. Actualmente es común que los redistribuidores de líquido asuman esta función.



Rejillas de soporte: La primera es para ser colocada en un anillo previamente soldado al interior de la columna, de manera tal que la rejilla misma queda libre y puede ser desmontada fácilmente. La segunda que se presenta, incluye su propio anillo con el cual va soldado a la columna.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



3.2.4 Platos de sujeción (limitadores de lecho)

Los platos de sujeción se colocan en la parte superior del relleno para evitar el desplazamiento, la dispersión o la expansión del lecho a causa de elevadas caídas de presión u oleadas de líquido. Se usan principalmente con relleno de cerámica, que puede romperse fácilmente, y con relleno de plástico, que puede flotar y salir del lecho.

3.2.5 Platos de soporte para dispersión líquido-líquido.

Este tipo de platos de soporte se utilizan en torres de relleno para extracción líquido-líquido. En la parte inferior de la torre su función es la de actuar como soporte y dispersión de la fase ligera. También se colocan cada 2 ó 4 metros de lecho, actuando como soportes y redispersores para la fase ligera. Cuando se colocan en la parte superior de la torre se pueden utilizar para dispersar la fase pesada o bien hacer continua la fase ligera. En general, la fase dispersa entra a través de los orificios y la pesada a través de las secciones disponibles para ascender.

3.3 Caracterización y comparación de rellenos.

No existe una normativa universal sobre datos de ensayo con fines comparativos de distintos relleno. Por ejemplo, Glitsch Company vende un relleno metálico perforado por estampación, con perforaciones irregulares, con un espacio libre del 97%, que se utiliza para la destilación al vacío de crudo petrolífero y que un subproducto de sus operaciones de fabricación de platos perforados. Si este relleno se compara con el relleno estructurado de Sulzer, utilizado en un sistema estándar tal como etanol – propanol, por supuesto que conduciría resultados muy inferiores por lo que respecta a la HETP. Sin embargo, la comparación no es significativa ya que el relleno Sulzer probablemente no podría utilizarse para la destilación al vacío de crudo muy viscoso. Otro factor de gran importancia es la relación entre los flujos de masa de líquido a gas, que en absorción puede ser muy superior a 4, mientras que en destilación dicha relación es mucho menor. Por tanto, al efectuar comparaciones es preciso tener muy en cuenta el régimen hidrodinámico. Otras cuestiones que dan lugar a que los datos de ensayo obtenidos con sistemas “modelo”, tal como el aire – agua, tengan una importancia menos general son:

- ¿Mojará el líquido al relleno?
- ¿Hay efectos térmicos o químicos?
- ¿Se desea generar la turbulencia en la fase gaseosa o en la fase líquida?

Solamente después de conocer la naturaleza del servicio que ha de prestar el relleno y la importancia relativa de los factores de transferencia de materia se pueden establecer las evaluaciones significativas de las características de operación de un relleno.

Los datos técnicos disponibles sobre rellenos generalmente corresponden a características físicas (área total, superficie libre, resistencia a la tensión, así como estabilidad térmica y química), características hidrodinámicas (caída de presión y velocidad de flujo posibles) y eficacia (HETP, HTU y K_{Ga} o K_{La}).



Partiendo de las investigaciones iniciales de T. Sherwood, W. Lobo, M. Leva y J. Eckert, se han desarrollado correlaciones modernas para las velocidades de flujo posibles en función de las propiedades de los fluidos y la geometría del relleno. El factor de relleno F , que es una constante determinada experimentalmente, y que está relacionada con el cociente entre el área del relleno y el cubo de la fracción hueca del lecho, se utiliza para predecir la caída de presión y la inundación del lecho en función de las velocidades de flujo y de las propiedades de los fluidos. Alternativamente, se pueden calcular las velocidades de flujo permitidas a partir de las caídas de presión que se provoquen. Observando los valores representativos de F se llega a la conclusión de que F aumenta con la caída de presión ΔP para una velocidad de flujo dada y que la capacidad de la columna es inversamente proporcional a \sqrt{F} . También se observa un notable aumento de la eficacia entre 1965 y 1975 y que en la actualidad hay mas tamaños y materiales de construcción. Los anillos de alta eficacia solamente se construyen en metal o plástico, mientras que las monturas sol son de plástico o cerámica.

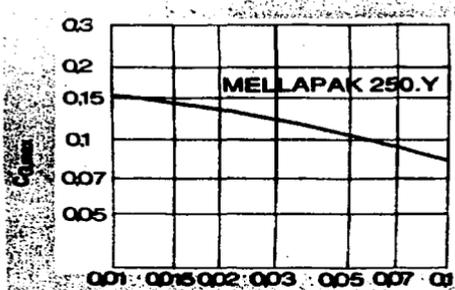
Para la columna piloto que se propondrá más adelante, han sido seleccionados los internos de la compañía Sulzer. Hablando de estos empaques de manera general, podemos decir que tienen una estructura superficial característica que permite una separación eficiente en altas y bajas cargas de líquido. Poseen diversas superficies específicas: 125, 250, 500, 750 m^2/m^3 los cuáles dependen del diámetro hidráulico de los canales característicos del empaque. El ángulo de inclinación de dichos canales es de 30° para las series X y de 45° para la Y; esto es con referencia a los empaques Mellapak. Por otro lado, los MellapakPlus tienen la peculiaridad de estar estructurados de tal manera que al final de una sección y comienzo de la siguiente, la transición es suave, i.e., en lugar de cambiar bruscamente la dirección del flujo en los canales por un cambio abrupto de dirección en ángulo ya sea de 30° o de 45° , se tiene que este cambio de dirección en el canal se logra a través de una suave curvatura. Esto logra reducir la velocidad del flujo de la fase gaseosa hasta cerca del 25% reduciendo también significativamente la caída de presión en la columna.

3.4 Tamaño aproximado de una columna con empaques estructurados.

Para la determinación del diámetro y la altura de la columna se toman en cuenta factores como el número de etapas teóricas (NTS), flujo de gas (G), presión de operación de la columna (P) y los factores característicos del tipo de empaque (factor F o número de etapas teóricas por metro NTSM).

3.4.1 Capacidad/Carga.

La máxima carga definida para los fines que aquí se pretenden es la condición de operación a la cuál la caída de presión sea de 12 mbar/m. En el siguiente diagrama, el factor de carga máxima $C_{G \text{ máx}}$ se grafica como una función del parámetro de flujo Ψ .



Maximum load factor as function of the flow parameter.

La trazada en el diagrama aplica para el empaque MELLAPAK® 250.Y. El cálculo de $C_{G_{m\acute{a}x}}$ para los demás empaques se hace de acuerdo a la fórmula:

$$C_{G_{m\acute{a}x}} = C * C_{G_{m\acute{a}x}} (\text{MELLAPAK 250.Y})$$

El factor de corrección C para los diferentes empaques es el siguiente:

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



	Tipo de empaque	Factor de corrección C
MELLAPAK	64.X	2.0
	64.Y	1.5
	125.X	1.5
	125.Y	1.25
	170.Y	1.51
	170.X	1.14
	M2.X	1.41
	M2.Y	1.09
	250.X	1.25
	250.Y	1.0
	350.Y	0.85
	500.X	1.0
	500.Y	0.7
	750.Y	0.63
Empaque	BX	1.0
Sulzer	CY	0.65

La derivación del parámetro de flujo Ψ , depende de las condiciones hidráulicas requeridas. El máximo factor de carga, $C_G \text{ máx}$, se obtiene a partir del diagrama. En la práctica el valor de C_G se toma del orden de 75 a 80% del máximo para propósitos de diseño.

Para una nueva columna, la sección transversal corresponde a:

$$A_C = \frac{C}{g} = \frac{G/3600}{C_G \sqrt{\rho_G(\rho_L - \rho_G)}}$$

y el diámetro a:

$$d_C = \sqrt{\left(\frac{4}{\pi} * A_C\right)} = 1.13 * \sqrt{A_C}$$

Cuando se desea reempacar una columna ya existente, se sigue el procedimiento contrario. El factor de carga requerido se obtiene a partir del diámetro de la columna y el flujo de la corriente gaseosa:



$$C_G = \frac{G / 3600}{A_C \cdot \sqrt{\rho_G (\rho_L - \rho_G)}}$$

El factor de corrección c puede determinarse con ayuda del diagrama de carga vs. parámetro de flujo Ψ el cuál a su vez se deriva de los datos hidráulicos.

$$C = \frac{C_G}{C_{G_{máx}}}$$

Como regla, el empaque deberá tener un valor de C 20% mayor que el valor calculado. De esta forma, obtendremos el empaque más adecuado a la columna disponible.

3.4.2 Tamaño del empaque.

La altura del empaque está en función de la eficacia del empaque para separar una determinada mezcla, expresada por el número de etapas teóricas por metro (NTSM, por sus siglas en inglés). Para esto, se hacen aquí las siguientes consideraciones:

1. La NTSM mostrada en las gráficas del presente trabajo (abajo) esta dada para mezclas cloro-benceno/etil-benceno. Esto es una buena aproximación para trabajar en destilación con mezclas orgánicas cuyo peso molecular se encuentra entre 60 y 150 kg/mol.
2. Para diseños más exactos es necesario obtener datos experimentales derivados de pruebas en equipo piloto con el producto que se pretende trabajar.
3. Se debe tener una eficacia satisfactoria del distribuidor de líquido, utilizando el apropiado para el tipo de empaque. La mala distribución repercute negativamente en la NTSM.
4. En las aplicaciones de absorción, la NTSM depende mucho de la mezcla a ser tratada. Desviaciones con un factor arriba de 10 son muy posibles.



Type of packing

MELLAPAK 64X/64.Y
MELLAPAK 125X/125.Y
MELLAPAK 170X/170.Y
MELLAPAK 2 1/2 Y
MELLAPAK 250X/250.Y
MELLAPAK 350.Y
MELLAPAK 300X/300.Y
MELLAPAK 750.Y

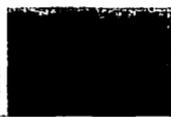
MELLAPAK 125 X/Y
MELLAPAK 250 X/Y
from plastics

Mellagrid MG 40.Y
Mellagrid MG 64.X
Mellagrid MG 64.Y
Mellagrid MG 90.X

Mellacorben 125.Y
Mellacorben 250.Y
Mellacorben 350.Y
Mellacorben 300.Y

Material	Acero inoxidable, acero al carbón, aluminio, cobre-bronce, titanio, níquel, entre otros.	Polipropileno, Teflón, CPVC, PVDF, PFA	Acero inoxidable, Acero al carbón, entre otros	Carbón (CFC)
Aplicaciones	Química básica y petroquímica, etilbenceno/estireno, ácidos grasos, aceites de cadena larga, ciclohexano/ciclohexanol, operaciones de refinerías, columnas de absorción/desorción, secado de gas natural.	Columnas de absorción/desorción.	Destilación de crudo, industria petroquímica y de refinerías	Acido hidrofúorhídrico, ácidos carboxílicos, bases de media alcalinidad.
Diámetros y rangos de operación	Diámetro mínimo (dependiendo del tipo) 80 a 200 mm. Mayor diámetro fabricado a la fecha: 12 m Para operar de vacíos a altas presiones. Carga de líquido 0.2 a más de 200 m ³ /m ² h	Diámetro de 200 mm a 15 m (el más grande construido a la fecha).Opera desde vacíos hasta altas presiones. Temperaturas: PP 110°C máx. PVDF 150°C máx.	Diámetro mínimo 900 mm. Opera desde vacío hasta altas presiones.	Diámetros desde aproximadamente 30 mm, vacíos a presiones altas y temperaturas mayores a 400°C
Características	Tipo de empaque universal, útil para un amplio rango de operaciones y para cargas de líquido desde muy bajas hasta muy altas	Resistente a muchas sustancias químicas. Baja caída de presión. Comportamiento en la separación semejante al empaque metálico	Construcción robusta, superficie alisada, poco afectado por el ensuciamiento, excelente estabilizador de flujo	Alta eficiencia en la separación, la mejor estabilidad química y térmica, bajas caídas de presión.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



Type of packing

MellapakPlus 282.Y
MellapakPlus 452.Y
MellapakPlus 752.Y

BX gauze packing
CY gauze packing

BX gauze packing
from plastics

DX laboratory packing
EX laboratory packing

Material	Acero inoxidable, acero al carbón, aluminio, cobre-bronce, níquel entre otros materiales	Acero inoxidable, cobre-bronce, níquel, titanio entre otros	Mezcla de Polipropileno/poliacrilonitrilo (PP/PAN)	Aleación de acero/CrNiMo Carbón C22 (CFC)
Aplicaciones	Química básica y petroquímica, etilbenzeno/estireno, ácidos grasos, aceites de cadena larga, ciclohexano/ciclohexanol, Opciones de refinería, absorción/desorción, secado de gas natural.	Química fina, isómeros, perfumes, saborizantes	Bajas cargas de líquido con soluciones acuosas.	Para columnas de laboratorio y columnas piloto.
Diámetros y rangos de operación	Diámetro mínimo (dependiendo del tipo) 80 a 200 mm. Mayor diámetro construido a la fecha: 9.5 m. Para operar de vacío hasta altas presiones. Carga de líquido desde 0.2 a mas de 200 m ³ /m ² h	Diámetro aproximado 40 mm a 6 m (el más grande hasta ahora BX). Presión: 1 mbar a presión atm. Siendo el rango óptimo 1-100 mbar	Diámetro 100 mm a 4.0 m (el mayor fabricado hasta la fecha) Presión desde 1 mbar hasta presiones moderadamente altas. Temperatura max. 80°C	Diámetro DX 30 a 100 mm, EX 20 a 85 mm. Presión: de vacío a atmosférica.
Características	Empaque universal	eficiencia aún pequeñas cargas, mínima caída de P, bajo Hold up	Gran número de etapas por metro, mínima caída de presión.	Empaques con el menor diámetro hidráulico. Alta eficiencia con bajas caídas de presión.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



CAPITULO IV

EQUIPOS DE PROCESO PILOTO

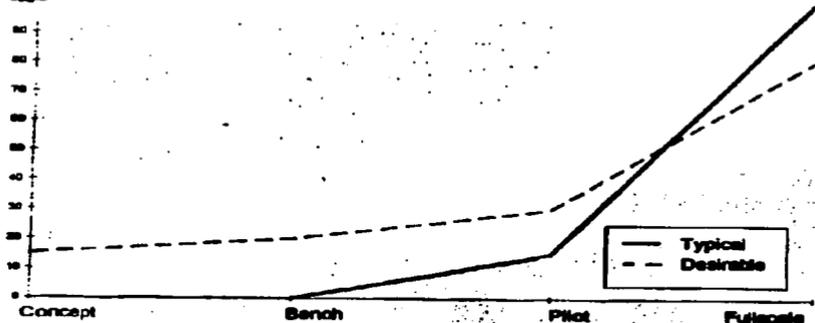


4.1 GENERALIDADES SOBRE EQUIPOS DE PROCESO A ESCALA PILOTO.

El desarrollo exitoso de cualquier planta de proceso químico, requiere la integración de habilidades, conocimiento y experiencia de los químicos y de los ingenieros químicos. Estos dos grupos de profesionales perciben el desarrollo del proceso desde diferentes perspectivas y buscan satisfacer distintos objetivos. Para comprender mejor los roles que cada uno de ellos desempeña, es necesario saber exactamente lo que cada uno de ellos puede aportar al desarrollo del nuevo proceso.

Esto es tan relevante en la etapa de planta piloto, como en todas las demás etapas de desarrollo. Cada grupo, dada su diferente preparación, buscará obtener diferente información en las diversas corridas de experimentación por lo que su trabajo en equipo se traducirá en un conocimiento más global del proceso, por ejemplo, en un dado caso, la contribución del químico podría ser la de identificar las diversas combinaciones de compuestos, catalizadores y condiciones que permitan optimizar la conversión al producto deseado, mientras que el ingeniero químico tendría que identificar la practicidad, economía, seguridad y viabilidad de que llevar a gran escala las condiciones que el químico identificó. De no ser factibles, se tendrían que buscar condiciones de operación intermedias que permitan satisfacer todos los criterios de funcionalidad desde el punto de vista químico y de ingeniería, sin descuidar en ningún momento el aspecto económico que como ya se mencionó, entra en la labor de ingeniería la evaluación de este parámetro. Mientras la química no cambia a medida que la escala de operación varía, lo mismo no puede ser dicho para la ingeniería. La habilidad de crear condiciones específicas es una función de la escala y la forma adecuada de realizar un proceso puede cambiar radicalmente a medida que la capacidad aumenta.

A menudo se dan casos en los que las condiciones de operación indicadas por los experimentos en un laboratorio, no son las más apropiadas para ser llevadas a cabo en un proceso industrial, esto es debido a que no es usual que los ingenieros químicos comiencen su integración al desarrollo de procesos desde este nivel de escala, i.e. la de laboratorio, sino que más comúnmente esto sucede de manera paulatina a mediada que avanza el desarrollo del proyecto-proceso. Lo ideal sería que para evitar estos problemas, la integración del ingeniero en las etapas de desarrollo ocurriera desde el principio, desde el estudio en laboratorio, ya que de esta forma, se podrían discutir desde éste nivel alternativas más factibles desde el punto de vista de la ingeniería para realizar un proceso ya que el conocimiento de la química se amalgamaría con el conocimiento de lo que implica intentar reproducir en planta la forma de operar en laboratorio. Problemas tales, como dimensionamiento de equipos, requerimientos de energía, seguridad, (aspecto que además de ser tomado en cuenta por sí mismo, impacta también de manera significativa a los costos de producción ya que a condiciones de operación más drásticas se elevan considerablemente los precios de los seguros) podrían ser tomados en cuenta desde el principio evitando así tener que hacer excesivas modificaciones sobre la marcha por tener que salvar condiciones poco económicas o poco prácticas, ahorrando así gran cantidad de tiempo y dinero



GRAFICA QUE REPRESENTA EL GRADO DE INVOLUCRAMIENTO DEL INGENIERO QUIMICO DURANTE EL DESARROLLO DE UN NUEVO PROCESO.

La figura de arriba muestra el grado en que el ingeniero químico se va involucrando en el desarrollo del proceso a medida que se va avanzando en las etapas del mismo. Como puede observarse, la recomendación básica es que el ingeniero se adentre al proceso de desarrollo desde una etapa más temprana y al mismo tiempo que el químico continúe en conjunto con el ingeniero durante las etapas de diseño de la planta industrial.

No esta por demás recordar que un buen proceso debe poder operar satisfaciendo los criterios existentes de limpieza (dentro de la planta y a los alrededores de ella) y seguridad. Esto requiere concentrarse en todos los aspectos que implica el proceso y no únicamente en la etapa principal del mismo.

4.2 PROPÓSITO DE LAS PLANTAS PILOTO.

Las plantas piloto son usadas en varias etapas del ciclo de desarrollo de proceso y cumplen diferentes propósitos dependiendo de las necesidades que se tengan en ese momento. Las siguientes son algunas de los propósitos de las plantas piloto:

- (a) Confirmar en un equipo semejante al industrial la química del proceso y los conocimientos que de él se hayan generado durante etapas previas de desarrollo. (constantes termodinámicas, balances de materia y energía, equilibrios, cinéticas, etc.)



Generalmente esta condición es relativamente fácil de satisfacer, ya que los datos obtenidos en el laboratorio no deberán variar solo por llevarse a cabo el mismo proceso en una escala más grande. Las dificultades que frecuentemente se presentan aquí son aspectos relacionados con la alimentación adecuada y de manera controlada al equipo de las materias primas del proceso. En algunos casos el diseño de una planta piloto puede ser más difícil que el desarrollo de la "química de banco" o que la planta a escala industrial, ya que los requerimientos no igualan la capacidad de esta última o los costos pueden no estar justificados.

En estos casos es frecuente recurrir a plantas piloto multipropósito en lugar de construir una especial para el proceso a desarrollar y en consecuencia podrían existir grandes diferencias entre el equipo utilizado en el laboratorio y el que sería su equivalente a escala piloto. De cualquier forma siempre existirán estas diferencias al momento de escalar un proceso, diferencias en el tipo de equipo utilizado y material de construcción son algunas de las más significativas.

Uno de los problemas más relevantes al escalar procesos, es que la relación área/volumen decrece al incrementar la escala. Esto significa que a medida que se avanza del laboratorio al piloto y del piloto al equipo industrial, el calentamiento y enfriamiento se vuelven más difíciles, lo que nos lleva a modificar las formas en que se llevan a cabo. Esto muy rara vez se logra sin lograr también la generación de nuevos problemas a resolver.

En un laboratorio, por ejemplo, la forma más común de aplicar calor es por medio de una parrilla eléctrica. A medida que el proceso crece de tamaño, la tendencia será utilizar líquidos calientes o incluso vapor. Esto implica que mientras en el laboratorio variamos la velocidad con la que aplicamos calor moviendo una perilla, en el equipo piloto y más aún en el industrial, la forma de variar la velocidad de flujo de calor será variando el flujo del fluido caliente por medio de una válvula, esto nos lleva a tener realmente diferentes temperaturas en las paredes de transferencia de calor y en el caso de un reactor esta variación se puede traducir en reacciones inesperadas ya que no se llevaron a cabo durante la investigación en laboratorio pero si lo hicieron en la etapa piloto simplemente por variar la forma de calentar.

Efectos similares pueden notarse con sistemas de vacío donde es muy sencillo obtener bajas presiones en equipos pequeños. En situaciones donde se requiere hervir o destilar se observa que la cantidad de líquido que se tenga en el recipiente para tal fin es importante. En niveles de alto vacío, la cabeza estática del líquido puede ser suficiente para prevenir la ebullición. Esto da lugar a modificar la taza de transferencia de calor y con ello la temperatura de pared en el recipiente lo cuál como se menciona arriba es una fuente de posibles subproductos inesperados.

Al tener el equipo listo para la prueba, es necesario considerar la seguridad y aspectos ambientales relacionados con la operación del mismo. Es deseable contar con un estudio previo de peligros y operación (HAZOP) para de esta forma, tener



formalmente registradas las posibles vicisitudes que pudieran presentarse durante la prueba y sus posibles soluciones o procedimientos a seguir. En algunos casos con un protocolo de operación menos riguroso es suficiente.

(b) Obtención del "know how".

Para lograr esto, es necesario identificar aquellas diferencias entre las operaciones en planta piloto y laboratorio debidas al escalamiento del proceso, cambios en las formas de introducir las corrientes de entrada o en la metodología de operación. Un buen análisis de los resultados así obtenidos, en laboratorio y en planta piloto, permitirá saber que tan reproducibles son los resultados del primero al ser llevados a la segunda.

Al hablar de un *know how*, implica que se ha desarrollado una tecnología que es susceptible de ser patentada y en su momento vendida a personas interesadas en lograr los mismos resultados que se han obtenido con el nuevo proceso. Por esta razón será necesario repetir este análisis una vez más en la siguiente etapa de escalamiento, i.e., al pasar del nivel de planta piloto a planta comercialmente productiva, ya que quien desee comprar una tecnología de este tipo, estará interesada en saber como funciona el proceso a un nivel comercial sin importarle los resultados y procedimientos que se tengan en planta piloto o en laboratorio.

(c) Proveer información para la realizar el proceso a escala industrial.

En este caso se tendrá que ver todo desde el punto de vista de un ingeniero de proceso, el cuál estará mucho menos interesado en saber que tanto se están aproximando los resultados obtenidos en el equipo piloto a los que se esperaba tener con base en los resultados obtenidos en el laboratorio, que en que tan bien trabajan individualmente los equipos que integran al proceso.

Como se ha mencionado anteriormente, la "historia térmica" de las sustancias que estemos procesando, es distinta en el laboratorio y en la planta, pudiéndose llegar a generar por esta razón diversas situaciones no deseables. Muchas de estas situaciones son previsible y pueden ser tomadas en cuenta desde el laboratorio mismo, sin embargo, en caso de que se presenten circunstancias no previstas, es aquí donde se tendrá que ver que modificaciones serán necesarias hacer al equipo o al proceso para salvar estas situaciones. En esta punto, puede ser necesario a veces regresar al laboratorio para volver a hacer experimentos que antes pudieron haber sido considerados innecesarios.

Cuando trabajamos en especialidades químicas o en procesos que involucran mezclas de sustancias, es muy difícil encontrar datos termodinámicos y es también aquí cuando logramos obtenerlos, esto es particularmente frecuente cuando trabajamos columnas de destilación y carecemos de los datos de equilibrio líquido vapor adecuados para calcular las etapas necesarias para obtener lo que se requiere. Otra área que debe ser particularmente cuidada en este punto es la cantidad, naturaleza y distribución de sub-productos. Los datos del laboratorio que son aceptables para el químico para comprender el proceso, son frecuentemente inadecuados para cerrar el balance de materia de un ingeniero. Existen



frecuentemente especies desconocidas en las corrientes de producto que en el laboratorio muchas veces no son reportadas debido a que representan un porcentaje muy pequeño y fácil de ignorar aparentemente, debido a las pequeñas cantidades con las que se trabaja en el mismo; sin embargo, al momento de escalar a nivel de planta piloto estas cantidades aparentemente insignificantes comienzan a tomar importancia debido a que se trabaja con mayor cantidad, y si llevamos esto a un nivel de planta comercial, podríamos estar hablando de porcentajes no mayores al 5% pero que pueden llegar a representar miles de toneladas al año, según la capacidad que tenga el proceso y es por eso que se tiene que saber perfectamente como serán manejadas esas "pequeñas cantidades".

- (d) Proveer información para el desarrollo de equipos individuales que intervendrán en el proceso.

El equipo requerido para ciertas operaciones unitarias es virtualmente imposible de diseñar partiendo de bases puramente teóricas, por lo que es necesario hacer pruebas en una planta piloto diseñada especialmente para ello y así generar los datos requeridos. Un buen ejemplo de esto podría ser el equipo para extracción la operación de transferencia de masa líquido-líquido o más comúnmente conocida como extracción con solventes.

Este equipo necesita ser escalado con referencia a uno piloto que sea geométricamente similar. Al principio se tendrán que hacer muchas suposiciones acerca del tamaño y forma del dispositivo y tendrá que ser lo suficientemente flexible para realizar en él las modificaciones que se tengan que hacer sobre la marcha para probar toda la gama de posibles diseños y en muchas ocasiones se tendrán que construir muchos equipo piloto distintos antes de llegar al óptimo que sirva de modelo para construir el equipo industrial.

La intención al construir un equipo piloto es lograr obtener dimensiones tales se logren obtener idénticos patrones de flujo a los que se pretendan tener en el equipo industrial, este es entonces un criterio de escalamiento. Las ecuaciones de escalamiento rara vez son lineales y es por esta razón que frecuentemente es imposible modelar todos los aspectos de una situación simultáneamente.

Para poder obtener equipos de tamaño razonable es necesario en la mayoría de las ocasiones trabajar con flujos relativamente pequeños, lo cuál puede representar muchos problemas complejos de diseño para mantener flujos estables y estacionarios. Es importante también poder controlar la operación del equipo bajo una gran cantidad de condiciones. El número de parámetros que requieren ser variados puede llevar a complejas series de pruebas enfocadas a estudiar el efecto de cada parámetro en forma aislada.

De forma adicional, un diseño industrial debe tomar en cuenta aspectos cualitativos observados en el equipo piloto. Muchos de estos aspectos no pueden ser vistos con claridad fácilmente, por esta razón es recomendable instalar ventanillas de vidrio donde sea necesario aunque esto pueda implicar que el proceso así reproducido no opere a la misma presión a la que operaría la planta o equipo industrial. Cabe mencionar la importancia que tiene el entender como estos cambios afectan al proceso para que puedan ser tomados en cuenta al diseñar el proceso.



Cuando una planta piloto se utiliza para este tipo de investigación, podemos decir que es exclusivamente una herramienta de ingeniería diseñada por ingenieros y para ingenieros, entendiéndose que son estos profesionistas los encargados de obtener de ella todos los resultados necesarios para cubrir los aspectos arriba mencionados por lo que en esta etapa la parte química disminuye su importancia.

(e) Observar el desempeño del equipo.

Esto es frecuentemente necesario para equipos tales como filtros, secadores y equipos especiales de transferencia de calor. Muchas de las observaciones realizadas en el inciso anterior, aplican a esta sección. La tarea de ingeniería es la de proveer los equipos que sean capaces de entregar corrientes en las cantidades necesarias y con las condiciones adecuadas y para evaluar esto se tomarán muestras y se realizarán las mediciones correspondientes para los efluentes de cada equipo a ser evaluado.

(f) Obtener cierta cantidad de producto para diversos propósitos (mercadotecnia, pruebas clínicas, evaluación de calidad).

Este punto es muy semejante al inciso (a), sin embargo la diferencia con aquel es el número de pruebas que deberán hacerse así como la oportunidad de cambiar las condiciones de alimentación o utilizar alimentaciones provenientes de distintas fuentes. Esto permitirá la posibilidad de optimizar en algunos casos los diseños o condiciones de operación así como también lo podrán generar datos más detallados para el diseño final. En particular, al correr el proceso en muchas ocasiones se lograrán datos que nos permitan conocer la variación del proceso, identificar aquellas áreas que requieren mayor control y equipos de mayor calidad, o saber cuáles de estos equipos se deterioran más o disminuyen más rápidamente su performance con el paso del tiempo.

En el caso de que la planta piloto no produzca cantidad o calidad igual del producto intentado, el ingeniero tendrá que evaluar en que parte del proceso, que equipos han contribuido al problema y de esta forma proponer las posibles soluciones. Si el problema está más relacionado con la química del proceso, y la solución cambiará las condiciones de operación, el ingeniero deberá examinar la viabilidad de operar la planta a estas nuevas condiciones ahora impuestas o hacer los cambios necesarios según sea el caso.

(g) Optimizar el proceso.

Frecuentemente las empresas mantendrán una instalación piloto que pueda operar en paralelo con la planta industrial. Esto permite hacer pruebas utilizando diferentes condiciones de operación, probar otros catalizadores o variando la duración de algunas etapas. Los comentarios de la sección anterior aplican también a este punto.



- (h) Estudiar la producción de nuevos productos o de modificaciones a procesos instalados.
Desde un punto de vista práctico, esta situación es virtualmente idéntica a la descrita en el inciso anterior.



CAPITULO V

COLUMNA PILOTO



5.1 DISEÑO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN PILOTO PARA LA SEPARACIÓN DE MEZCLAS DE SOLVENTES

El alquimista todavía está con nosotros, si bien oculto por las montañas de los cálculos del ordenador. Las decisiones y acciones que conducen a una operación sin problemas depende del "arte" del profesional. Un diccionario define el arte como un "poder creativo personal no analizable". Es esta poder, más la experiencia, lo que marca la diferencia entre el éxito o el fracaso del equipo de proceso.

D. B. McLaren & J. C. Upchurch.

Tomando en cuenta todo lo dicho hasta ahora, el siguiente paso es llevar a la práctica la teoría y proponer formalmente el equipo piloto y las pruebas que en él deberán hacerse para caracterizar las variables desconocidas.

En el equipo que a continuación se detalla, podrán llevarse a cabo dichas pruebas y sacar las conclusiones que de los resultados de las mismas se obtengan. Es importante su adecuada interpretación tomando en cuenta los principios termodinámicos que rigen esta técnica.

5.2 Especificación general Torre Piloto

La torre piloto se ha diseñado para separar por destilación diversas mezclas constituidas por disolventes orgánicos.

El aparato se ha concebido para operar de acuerdo a las siguientes opciones:

- Destilación simple
- Destilación fraccionada
- Destilación fraccionada de mezclas azeotrópicas heterogéneas

El equipo está constituido principalmente por dos columnas, una vacía y la otra empacada. Las cuales se utilizan para destilación simple y destilación fraccionada respectivamente. Las columnas están conectadas al mismo condensador y a la misma olla hervidora. Para seleccionar la columna a utilizar se dispone de dos válvulas de tipo mariposa.

La columna empacada contiene empaque estructurado de alta eficiencia (gran superficie de contacto y elevada porosidad). Al fondo de la columna se tiene una "olla hervidora" acoplada a un calentador externo. En el extremo superior (domo) se dispone de un



distribuidor de líquido, una cabeza de reflujo y un condensador de superficie, como se observa en el plano anexo.

El equipo auxiliar para el funcionamiento del sistema consiste por una parte, de un tanque de alimentación que contiene la mezcla a separar y un precalentador de "carga". Por otra parte se dispone de un controlador de reflujo/destilado manejado por un mecanismo electro-neumático.

Se integra al conjunto un separador de fases y dos acumuladores de producto. Finalmente como complemento del equipo se dispone de dos bombas de tipo desplazamiento positivo (alimentación y reflujo respectivamente).

5.2.1 Columna empacada

La columna esta constituida por tres secciones:

Sección 1 y 2 :

Diámetro nominal = 100 mm (4")

Longitud = 620 mm

Sección 3:

Diámetro nominal = 100 mm (4")

Longitud = 815 mm

Válvula:

Tipo: mariposa

Conexión: bridada

Diámetro nominal = 100 mm (4")

Material: SS-304 (opcional SS-316)

Internos, distribuidor y eliminador de niebla:

Los internos, el sistema de distribución de la alimentación y el eliminador de niebla de la olla hervidora. Proveedor: Sulzer;

Empaque: estructurado Mellapak, M500Y,

Material: SS-316L

Diámetro = 100 mm

Nº de elementos = 10

Altura por elemento = 205 mm

Peso total de los elementos = 3 kg

5.2.2 Columna vacía

Válvula:

Tipo: mariposa

Conexión: bridada

Diámetro nominal = 75 mm (3")

Material: SS-304 (opcional SS-316)



5.2.3 Cabeza de reflujo

El sistema de reflujo esta constituido por una sección metálica que permite el paso de los vapores en forma ascendente a través de una "chimenea". El fluido condensado que proviene del condensador se acumula en la parte inferior del dispositivo, para ser distribuido como destilado o como reflujo al domo de la columna, mediante la acción de una válvula automática de tres vías. La cabeza de reflujo está instalada entre el domo de la columna y el condensador de superficie.

Diámetro = 100 mm

Altura = 238 mm

Material = SS 304 (opcional 316 L)

5.2.4 Olla hervidora

Material de construcción SS-304 (opción SS316)

Capacidad máxima: 60 litros

Capacidad (operación): 30 litros (caso de productos generadores de espuma).

Diámetro: D = 331 mm

Altura: H = 680 mm

- Eliminador de niebla:
Material: SS-316 L
Altura = 150 mm
Diámetro = 100 mm

5.2.5 Tanque de alimentación

El tanque de alimentación del equipo piloto tiene una capacidad de 60 litros, de acero inoxidable 316, que resiste a la mayoría de los disolventes orgánicos motivo de esta tesis. Las dimensiones y características se analizan en el plano de tuberías e instrumentación, DTI.

Nota: Debe evitarse operar con disoluciones que contengan altas concentraciones de cloro activo.

Ya que este componente ataca a la mayoría de los aceros de este tipo.

5.2.6 Condensador

El condensador de superficie permite la condensación de la totalidad de los vapores, en caso contrario cuando se opere al vacío, se dispone de un condensador de arrastres. Las características son:

Tipo: Tubos y coraza AEM (TEMA)

Coraza:

Diámetro: DN = 125 mm (5")

Diámetro interno = 134.5 mm

Diámetro exterior = 141.3 mm

Cédula: 10S



Longitud entre espejos = 200 mm

Tubos:

Nº de tubos = 19

Diámetro = 15.87 mm (5/8")

Longitud = 200 mm

Material: SS 304 (opcional SS-316 L)

5.2.7 Bombas de alimentación y reflujo

Las bombas de alimentación y reflujo tienen las siguientes características:

Tipo: Desplazamiento positivo (diafragma)

Flujo: 12-16 l/hora

Presión: 2 kg/cm²

A prueba de explosión, tipo neumática

Marca: ARO (o equivalente)

Diafragma: Teflón, Balero: Teflón, Cuerpo: Polipropileno

5.2.8 Válvula de tres vías

La válvula de tres vías permite seleccionar la descarga del fluido proveniente del condensador ya sea como producto destilado o como reflujo al domo de la torre.

Tipo: VNB103AS-8A

P(operación) = 6 bar

DN = 1/4" NPT

Material: SS-304 (opcional SS-316)

5.2.9 Distribuidor de líquido

Este dispositivo permite alimentar al domo de la columna ya sea la mezcla por separar proveniente del tanque de alimentación o el fluido de "reflujo" proveniente del separador de fases.

Diámetro = 100 mm

Material: Acero inoxidable SS-304 (opcional 316)

5.2.10 Compresor

Características del aire: limpio y seco para instrumentos

P_{máx} = 3 kg/cm²

Compresor:

Potencia : 1/2 HP

Monofásico/Trifásico

Tanque 20 litros



5.2.11 El calentador de fondos "Reboiler" CA-102

Este intercambiador de calor ("reboiler") está constituido por un haz de tubos y coraza.

Tipo: Tubos y coraza BEM (TEMA)

Coraza:

Diámetro: DN = 125 mm (5")

Diámetro interno = 134.5 mm

Diámetro exterior = 141.3 mm

Cédula: 10S

Longitud entre espejos = 200 mm

Tubos:

Nº de tubos = 19

Diámetro = 15.87 mm (5/8")

Arreglo: tresbolillo

Longitud = 200 mm

5.2.12 Precalentador de alimentación

Tipo: Tubos y coraza AEL (TEMA)

Coraza:

Diámetro: DN = 50mm (2")

Cédula: 40

Longitud entre espejos = 700 mm

Tubos:

Nº de tubos = 7

Diámetro de los tubos = 15.87 mm (5/8")

Arreglo: tresbolillo

EQUIPOS DE VIDRIO

5.2.13 Enfriador de producto

Material: vidrio

Superficie de enfriamiento:

S = 1000 cm²

Alimentación de agua :

Diámetro de entrada = 13 mm

Diámetro de salida = 13 mm

5.2.14 Separador de fases

Dispositivo de acuerdo a dimensiones (ver plano)

Dotado de una entrada principal de 10 mm de diámetro nominal.



4 conexiones para descarga de las fases.

5.2.15 Colectores de producto (2 unidades)

Se requieren dos colectores graduados para medición y almacenamiento del producto destilado.

Las dimensiones están indicadas (ver plano).

Conexiones bridadas

Material: vidrio tipo Pyrex

5.2.16 Colector simple

Consiste de un recipiente de vidrio que permite almacenar momentáneamente el producto a enviar como reflujó, ya sea al domo de la torre (al distribuidor) o a la olla hervidora.

Eventualmente puede ser "purgado" de "fase pesada".

Material: vidrio tipo Pyrex

5.2.17 Condensador de arrastres

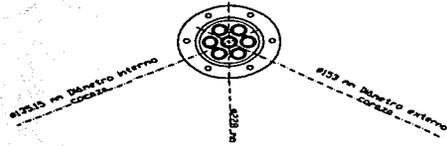
Este dispositivo constituye una trampa para las gotas de líquido que eventualmente pudieran ser arrastradas a la salida de los incondensables, particularmente cuando la operación se realiza al vacío. Las dimensiones serán de acuerdo al plano.

Material: vidrio tipo Pyrex

Nota: los equipos de vidrio que lo requieran serán empacados con empaques de teflón para resistir temperaturas hasta de 200°C.

El material de construcción del equipo es acero inoxidable 316 y se seleccionó con base en la siguiente tabla de compatibilidad de materiales, obtenida en la edición de septiembre del 2002 de la revista Chemical Engineering Latin America:

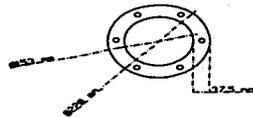
VISTA
TRASVERSAL



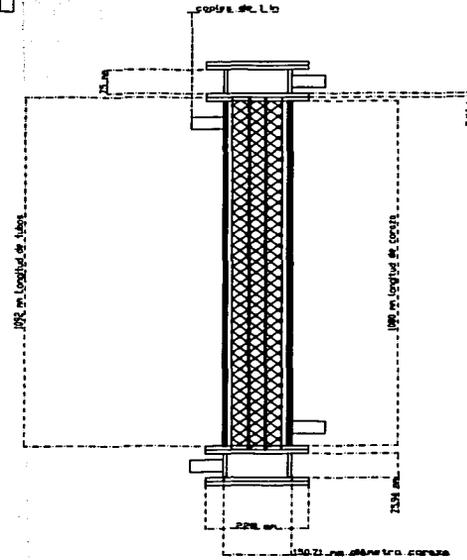
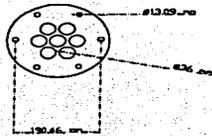
PITCH Y ARREGLO



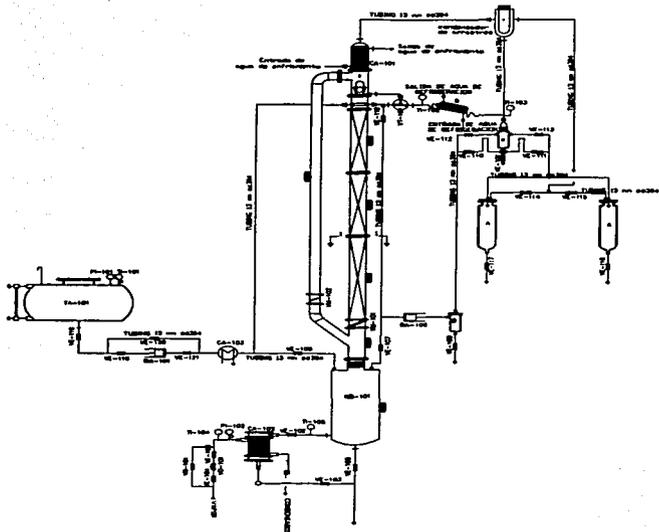
Brida



ESPEJO



NO.	DESCRIPCIÓN	FECHA	ELABORADO	REVISADO	APROBADO
Universidad Nacional Autónoma de México - UNAM Facultad de Química - FQ Laboratorio de Ingeniería Química					
COLABORA CON ESTE ACORDADO PARA MEJORAR LA CALIDAD DE LOS SERVICIOS UNIVERSITARIOS EN LA INGENIERÍA					
DT1 PRECALENTADOR					



SECCION TRANSVERSAL DE COLUMNA



DETALLE DE LA UBICACION DE LA BUELLA RESPECTO DEL CALIBRE DEL FLUIDO



NOTAS:

Todas las medidas indicadas son en milímetros.
Las secciones de columna empacada y columna simple son de acero inoxidable cédula 40.
La tubería es soldada, excepto donde se indiquen bridas.
Las válvulas son roscadas y con conexiones para "tubing" tipo barnil.
El calibre de la tubería es 18.

- Válvula de bola
- Filtro
- ⊥ Trampa de vapor
- Válvula de diafragma
- ⊥ Válvula de seguridad
- ~ Foco
- ⊙ Manómetro con cola de cochino
- ⊙ Válvula de tres vías
- ⊞ Eliminador de niebla
- ↙ Válvula de mariposa
- ⊙ Válvula de globo
- ⊞ Bomba de desplazamiento positivo
- Aislamiento

EQUIPO DE VIDRIO

- A Colector graduado
- B Colector simple
- C Separador de fases
- D Refrigerante
- E Cabeza de reflujó
- F Condensador de arrostres

CAMBIADORES DE CALOR

- CA-101 19 Tubos de 5/8" BWG 14
- CA-102 19 Tubos de 5/8" BWG 14
- CA-103 7 Tubos de 5/8" BWG 14

Universidad Nacional Autónoma de México - UNAM Facultad de Química - FQ Laboratorio de Ingeniería Química					
EQUIPO DE VIDRIO COLUMNA DE DESTILACION PILOTO PARA REQUERCIÓN DE SOLVENTES UTILIZADOS EN LA INDUSTRIA					
DICI COLUMNA PILOTO					



CAPITULO VI

EXPERIMENTACION



EXPERIMENTOS A REALIZAR

6.1 DETERMINACIÓN DE COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR GLOBAL U DEL TERMOFÓN.

Este experimento tiene como objetivo conocer los verdaderos coeficientes de transferencia de calor global del equipo para cada mezcla que se desee trabajar y de esta manera poseer un dato confiable que permita un diseño de equipo mayor. Cabe mencionar que el cambiador piloto fue diseñado con base en datos de U reportados en la literatura (Donald Q. Kern, Procesos de Transferencia de Calor) para calentamiento de agua con vapor saturado. Se toma como fluido de referencia el agua debido a las características termodinámicas de dicha sustancia: Alto C_p y punto de ebullición elevado. Esto con el fin de asegurar que el equipo piloto así diseñado tendrá la capacidad de evaporar y en su momento condensar a todas las mezclas de solventes orgánicos que en él se prueben ya que dichas mezclas, en general, por tratarse de solventes orgánicos, presentan puntos de ebullición más bajos que el agua, o aunque tuvieran puntos de ebullición más altos –lo cuál se presenta en pocos casos- poseen un C_p menor y por lo tanto requieren menos calor para ser llevadas hasta su punto de ebullición aún siendo el caso de que este sea mayor al del agua. Por otro lado, un coeficiente de este tipo referido a un sistema agua-vapor como el que es aquí considerado, por tratarse de un sistema bastante “limpio” en comparación con los solventes, resulta ser un coeficiente mas alto que el que tendría un sistema de sustancias como las que se pretenden trabajar ya que estas son altamente incrustantes y por lo tanto tienen valores altos de ensuciamiento disminuyendo notablemente el coeficiente de transferencia de calor U .

Se considera que en términos generales es una buena aproximación haber utilizado el sistema agua-vapor para estimar U de diseño en los cambiadores de calor y con base en este valor determinar el área de los mismos, ya que si por un lado las mezclas de solventes de desecho presentan bajos coeficientes de transferencia de calor, esto se compensa por los grandes valores de C_p que tiene el agua así como por el punto de ebullición que prácticamente en todos los casos es mucho mayor que el de esas sustancias. De esta forma se está “jugando” con los valores para obtener un diseño lo suficientemente elástico como el que se requiere para llevar a cabo las pruebas necesarias en la mayor cantidad de condiciones de operación.

Para este experimento contamos con la siguiente información:

1.- Superficie efectiva de transferencia de calor del equipo.

Este dato se conoce con base al diseño del mismo, el cuál como arriba se menciona, es calculado en base al coeficiente U para evaporación de agua con vapor.

2.- Calor suministrado al cambiador. Este se obtiene fácilmente al registrar la presión con la que ingresa el vapor a la coraza del cambiador y consultando a continuación la entalpía correspondiente de dicho vapor, que es saturado, en las tablas de vapor. Por supuesto, es importante recolectar los condensados en periodos de tiempo perfectamente establecidos para de esta forma conocer la cantidad de vapor por unidad de tiempo (flujo) que se utilizó. El calor suministrado, es entonces calculado como el producto de la entalpía del vapor a la presión de operación y el flujo másico o molar, según sea el caso, del vapor.



3.- ΔT de operación. Aquí se pueden tener dos Δ 's: Uno para la etapa de calentamiento y otro para la etapa de vaporización. Durante la etapa de calentamiento se aplicaría la expresión para el cálculo de ΔT_{in}

$$\Delta T_{in} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Donde:

T_1 = Temperatura del vapor a la entrada de la coraza.

t_2 = Temperatura de la mezcla a la salida de tubos del cambiador.

T_2 = Temperatura del condensado a la salida del cambiador.

t_1 = Temperatura de la mezcla a la entrada a tubos del cambiador.

Para la etapa de evaporación se utilizaría un ΔT simple por tratarse de un proceso isotérmico de transferencia de calor: La diferencia de temperaturas entre el fluido a destilar y la del vapor de calentamiento debe ser al menos de 20° C aproximadamente, y puede ser controlada a través de la válvula reguladora de flujo de vapor.

Una vez obtenidos estos datos, podemos proceder a utilizar la ecuación de diseño para despejar el coeficiente U de la misma:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

$$U = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

y así, utilizando los valores apropiados de ΔT arriba descritos para cada caso, podemos obtener tanto U de calentamiento como U de evaporación.

Cabe mencionar que se debe esperar una disminución en el coeficiente así obtenido debido al alto nivel de ensuciamiento que existe cuando se trabaja con este tipo de solventes. Dicho fenómeno también puede determinarse repitiendo los mismos experimentos en varias ocasiones para poder observar este fenómeno, de otra forma se tendría que recurrir a la información reportada en la literatura donde se pueden encontrar tabulados diversos coeficientes de ensuciamientos para diversos sistemas.



6.2 DETERMINACIÓN DE LA ALTURA DE ETAPA TEÓRICA.

Para determinar la altura de etapa teórica del empaque seleccionado para trabajar, se necesitarán primeramente conocer el número de etapas teóricas necesarias para una separación determinada. Para calcular este número, es necesario tener datos termodinámicos confiables de las mezclas y un buen algoritmo matemático para resolver este tipo de problemas como el que se presentó en el capítulo 2 de esta tesis; por supuesto que la exactitud de dicho algoritmo esta en proporción directa a la exactitud de los datos termodinámicos que se tengan.

Al observar las ecuaciones del algoritmo del capítulo 2, se observan fundamentalmente dos parámetros termodinámicos importantes y que son altamente no lineales, estos son: La constante K y la entalpía H de las corrientes en cada etapa teórica. Dichos parámetros, como ya se había mencionado, no son contados como variables propiamente dichas para fines de la resolución matemática sino que se deben expresar como funciones de x_i , y_i , T_j y P_j según corresponda con cada variable.

En la literatura de termodinámica encontramos varias maneras de encontrar estos valores a partir de correlaciones, o bien, pueden ser obtenidas experimentalmente lo cuál no representa mucha dificultad aunque sí algo más de trabajo. De cualquier forma en este trabajo se dará preferencia a la forma de obtener experimentalmente los parámetros requeridos.

Para encontrar el valor $H_{ij}=H_{ij}(T,P,x_i, y_i)$ podemos suponer presión constante y proceder como sigue:

La forma de determinar experimentalmente la entalpía, es a través de un CALORÍMETRO DE FLUJO. La característica esencial de un artefacto de este tipo es un calentador eléctrico sumergido en un fluido que fluye. El equipo está diseñado de modo que los cambios en las energías cinética y potencial del fluido, desde la sección 1 hasta la sección 2, como se ve en el esquema, sean despreciables. Esto requiere simplemente que las dos secciones tengan la misma altura y que las velocidades sean pequeñas. Por otra parte, no se hace ningún trabajo de flecha entre las secciones 1 y 2. De aquí que un balance de energía quedaría reducido a un balance de entalpía:

$$\Delta H = H_2 - H_1 = Q$$

La adición de calor al fluido se hace con el calentador de resistencia eléctrica; la rapidez con que entra la energía está determinada por la resistencia del calentador y la corriente eléctrica que pasa por él. Todo el equipo se encuentra bien aislado. En la práctica existen varios detalles que necesitan atención, pero en principio la operación del calorímetro de



flujo es sencilla. Las mediciones de la rapidez con la que entra el calor y de la rapidez con la que fluye el fluido permite el cálculo de los valores de ΔH entre las secciones 1 y 2.

Como ejemplo, se puede considerar la medición de las entalpías del agua tanto en fase líquida como en vapor. El agua en estado líquido es enviada al equipo por una bomba. El baño de temperatura constante puede estar lleno con una mezcla de hielo triturado y de agua para mantener una temperatura de 0°C . El serpentín que transporta el fluido de prueba (en este caso agua) a través del baño de temperatura constante debe tener una longitud suficiente como para que el fluido salga esencialmente a la temperatura del baño, que es de 0°C . La temperatura y la presión en la sección 2 se miden con instrumentos apropiados. Los valores de la entalpía del agua para varias condiciones en la sección 2 puede calcularse con la ecuación

$$H_2 = H_1 + Q$$

Donde Q es el calor añadido mediante la resistencia del calentador por unidad de masa del agua que fluye.

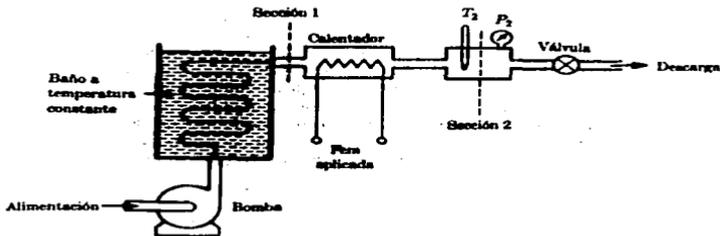
Es evidente que H_2 depende no solo de Q sino de H_1 . Las condiciones en la sección 1 siempre son las mismas, esto es, agua líquida a 0°C , con la salvedad de que la presión cambia de un experimento a otro. Sin embargo, la presión tiene un efecto despreciable sobre las propiedades del líquido, a menos que se llegue a presiones muy altas y para fines prácticos, H_1 puede considerarse como constante. Los valores absolutos de la entalpía, al igual que los de la energía interna, son desconocidos. Por tanto, puede asignarse un valor arbitrario a H_1 como base para todos los demás valores de entalpía. Si se establece $H_1 = 0$ para el agua líquida a 0°C , entonces los valores de H_2 están dados por:

$$H_2 = H_1 + Q = 0 + Q = Q$$

Estos resultados pueden tabularse junto con las condiciones correspondientes de T y P que existen en la sección 2 para un número grande de experimentos. Además, pueden hacerse mediciones de volumen específico para estas mismas condiciones, tabulando los resultados. Los valores correspondientes de la energía interna del agua (o del fluido que se trabaje) pueden calcularse con la ecuación de $U = H - PV$, y los resultados también pueden tabularse. De esta manera pueden recopilarse las tablas de propiedades termodinámicas sobre todo un rango completo de condiciones útiles. La tabulación más utilizada es para el agua precisamente y se conoce como TABLAS DE VAPOR.



La entalpía puede tomarse como cero para algún otro estado diferente al líquido 0°C . La elección es arbitraria. Las ecuaciones de la termodinámica se aplican a CAMBIOS DE ESTADO, para los que las DIFERENCIAS en la entalpía son independientes de donde se coloque el origen de los valores. Sin embargo, una vez que se escoge el punto arbitrario para la entalpía, ya no es posible hacer una elección arbitraria para la energía interna, ya que los valores de ésta se calculan a partir de la entalpía.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



CONCLUSIONES

Se analizaron las bases termodinámicas que rigen el proceso de destilación con el propósito de conocer y entender la interrelación de variables y parámetros que permiten determinar la factibilidad técnica de someter a una mezcla multicomponente a este proceso para ser separada en sus componentes.

Se diseñó una columna de destilación piloto para la empresa Reind Química, S.A. de C.V. que una vez construida permitirá simular físicamente la separación de mezclas multicomponentes, con el propósito de realizar el escalamiento a una columna de capacidad industrial.

La existencia de Simuladores y su aplicación para la separación de mezclas complejas comprende el conocimiento de la composición y demás propiedades termodinámicas, además de las condiciones de operación de los equipos de separación, por lo que no se descarta su uso. Sin embargo la simulación física en columnas de tipo piloto permite establecer las condiciones de separación de mezclas específicas, en particular cuando las mezclas presentan incógnitas en cuanto a su composición, por lo que la utilidad de una columna a escala piloto, es esencial en toda empresa que recupera disolventes.



APÉNDICE I
MEZCLAS TÍPICAS DE DESECHO DE DISOLVENTES
PROVENIENTES DE LA INDUSTRIA



MEZCLAS TÍPICAS DE DESECHO PROVENIENTES DE LA INDUSTRIA

RAZÓN SOCIAL	% DE HUMEDAD	% REC.	SOL (g/L)	REFERENCIA CROMATOGRÁFICA	VOLUMEN MENSUAL (L)
NISSAN MEX. S.A. DE C.V.	0.8431	66	368	AC.ETILO 2.82 AC.ISOPROP 3.10 MIBK 1.38 TOL 1.7 AC. BUTILO 10.52 XILOL 64.65 AROMINA 9.51 OTROS 5.35	12 000
PPG INDUSTRIÉS DE MEX	5.5632	75	213	ETANOL 6.43 MIBK 40.18 AC.BUTILO 2.23 XILOL 28.74 AROMINA 2.62 CELLOSOLVE 8.77 OTROS 5.43	15 000
PEGAMENTOS INDUSTRIALES EL LEÓN	1.0469	80	80	ACETONA 11.0 MEK 1.13 AC.ETILO 1.87 TOLUENO 82.75 OTROS 2.20	5 000
FORD MOTOR COMPANY	3.6142	45	496	METANOL 4.16 ACETONA 19.65 AC.ISOPROPILO 4.51 TOLUENO 9.71 AC.BUTILO 6.22 XILOL 33.70 AROMINA 3.73 OTROS 4.05	10 000
ENVASES SAN MIGUEL	3.1705	75	229	ACETONA 14.39 AC.ETILO 1.20 AC.ISOPROP 2.81 MIBK 1.01 TOLUENO 30.26 AC. BUTILO 14.81 XILOL 27.92 AROMINA 2.17 OTROS 2.20	3 000
SOMMER ALLIBERT DUROPLAST DE MÉXICO S.A. DE C.V.	1.5617	63	372	ACETONA 74.45 CLORURO 16.31 AC.ETILO 1.91 MIBK 1.17 AC.BUTILO 1.04 XILOL 2.72 OTROS 1.47	4 000
POLYCEL DE MÉXICO S.A. DE C.V.	4.5031	75	220	ETANOL 28.96 ACTA 5.12 IPA 1.59 AC. ETILO 27.68 TOLUENO 31.45 OTROS 0.66	30 000
ALUCAPS MEXICANA S.A. DE C.V.	1.2021	76	227	ETANOL 2.45 ACTA 5.38 CICLOHEX 2.37 HEPT 4.01 MIBK 11.62 TOLUENO 3.93 XILOL 60.25 AROMINA 1.72	3 000



JANEL S.A. DE C.V.	3.6703	75	180	OTROS 4.15 ETANOL 5.21 CATA 18.72 AC.ISOPROP 1.33 AC.ETILO 5.96 CICLOHEX 10.64 HEPTANO 6.14 TOL 40.67 PERCLORO 1.20 XILOL 5.50 OTROS 0.92	3 000
PRODUCTOS QUÍMICOS Y PINTURAS EXCELO	0.951	70	274	MIBK 5.73 TOLUENO 72.71 XILOL 15.63 AROMINA 1.20 OTROS 1.78	5 600
BASF PINTURAS S.A DE C.V.	8.3759	70	273	MEK 1.15 AC.ISOPROP 4.57 TOLUENO 3.92 MIBK 1.74 AC.BUTILO 28.69 XILOL 28.91 CELLOS 11.76 AROMINA 8.18 OTROS 2.67	6 400
COSMOGRAFICA S.A. DE C.V.	11.057	70	204	METANOL 1.91 ETOH 4.09 ACTA 10.72 IPA 6.96 AC.ET. 10.74 AC.ISOPROP 1.95 CICLOHEX 6.10 TOLUENO 37.69 AC.BUTILO 1.38 XILOL 4.38 OTROS 1.49	2 400
PRODUCTOS QUÍMICOS NATURALES	9.3558	70	105	METANOL 27.56 MTB 3.96 THF 8.58 DICL 3.08 CICLO 26.08 HEP 14.25	42 000
BENEFICIADORA E INDUSTRIALIZADOARA	9.2948	80	80	METO 41.20 CLORURO 1.06 EC. ETILO 6.37 THF 27.29 DICLORO 2.54 TOLUENO 13.65 OTROS 1.47	5 000
SINTEX	6.0028	70	70	METANOL 15.14 ACTA 8.72 CLORURO 25.21 AC.ETILO 17.27 THF 13.79 CICLOHEX 13.61 HEP 1.41 PRIDIDINA 2.75 TOL 3.18 OTROS 2.92	5 000
REICHOOLD DE MÉXICO	0.281	76	76	TOLUENO 16.14 XILOL 76.94 AROMINA 2.80 OTROS 2.86	40 000
SICOR DE MÉXICO	8.2646	75	75	MEOH 0.96 BUTANOL 90.37 OTROS 0.40	5 000
REIND QUÍMICA S.A. DE C.V.	19.9166	65	65	MEOH 18.72 ACTA 32.37 THF 6.99 DICL 1.0 AC.ISOPROP 2.78	7 200



				CICLOHEX 7.90 HEPTANO 4.9 TOL 3.84	
INDUSTRIAS ARIES	4.5031	65	384	AC.ISOPROP 2.15 MIBK 16.68 TOL 0.99 XILOL 58.52 AROMINA 5.64 GASAFTA 7.13 OTROS 2.24	7 200
ALMEXA ALUMINIOS	0.8371	80	178	XILOL 2.23 CELOSOLVE 5.48 GASNAFTA 90.66	20 000
ALUPRINT	3.0795	76	227	MEOH 5.38 ACTA 4.55 AC.ETILO 72.45 CICLOHEX 7.29 HEPTANO 3.93 TOL 1.44 OTROS 1.84	3 000
STHAL DE MEXICO	3.3625	74	247	ETOH 6.16 MEK 7.01 MIBK 19.45 TOL 57.84 AC.BUTILO 1.76 XILOL 4.13 OTROS 2.43	4 000
COMERCIAL MEXICANA DE PINTURAS S.A. DE C.V.	0.6905	68	319	ETANOL 1.38 MEK 16.53 AC.ETILO 31.76 TOL 48.12 XILOL 1.20 OTROS 0.39	
INDUSTRIAS IEM, S.A. DE C.V.	0.8669	75	198	ACTA 4.83 MEK 1.30 HEXANO 1.37 AC.ETILO 2.32 MIBK 13.97 TOL 54.41 XILOL 15.52 CELLOSOLVE 3.36 OTROS 2.06	4 000
MOTOR COACH S.A. DE C.V.	5.1001	76	256	METANOL 10.75 ACTA 1.48 MEK 1.51 HEXAN 2.89 AC.ETILO 7.78 MIBK 1.81 TOL 60.82 AC.BUTILO 1.24 XILOL 4.39 OTROS 2.21	5 600
IND. KORES DE MÉXICO S.A. DE C.V.	0.9779	75	230	ACTA 4.12 MTB 0.99 AC.ETILO 0.99 CICLOHEX 2.44 HEPTANO 3.73 MIBK 1.27 TOL 82.76 OTROS 2.7	3 000
KOLMAR DE MEXICO	4.872	70	202	ACTA 88.03 AC.ETILO 1.77 TOLUENO 3.24 AC.BUTILO 1.18 OTROS 10.96	3 000
SIMMON	1.1662	70	368	ACTA 40.63 MEK 13.03 AC.ETILO 44.83 TOL 0.34	3 600
BOMBARDIER	2.0147	75	231	METO 3.87 ACTA 2.44 HEXANO 2.79	3 600



ENVASES GENERALES CROWN	0.8808	65	352	AC.BUTILO 1.8 XILOL 55.37 OTROS 4.41 ACTA 1.85 AC.ISOP 2.45 TOL 16.78 AC.BUTILO 1.1 XILOL 3.8 AROMINA 61.88 CELLOS 8.18 OTROS 2.97	4 600
ELECTRO OPTICA S.A. DE C.V.	2.1479	78	172	METANOL 7.81 ACA 19.03 CLORURO 3.43 MTB 1.0 MEK 1.03 AC.ETILO 5.74 TOLUENO 53.41 XILOL 5.08 OTROS 1.29	4 000
WILLIAM PRINT	1.925	70	259	ACTA 7.16 AC. ETILO 1.68 AC.ISOPROP 3.10 MIBK 0.98 TOL 26.89 AC.BUTILO 12.96 XILOL 38.53 AROMINA 4.66	2 800



**APÉNDICE II
LISTA DE PRECIOS DE
SOLVENTES COMERCIALMENTE
UTILIZADOS.**

**Lista de precios (agosto 06, 2002)**

Tipo de cambio 9.75

PRODUCTO	\$/Kg-\$/L				PIPA
	DENS. (Kg/L) 1-4	TAMBOS 5-14	TAMBOS >15	TAMBOS	
ACETATO DE BUTILO	0.881	8.83-7.78	8.72-7.68	8.60-7.58	8.15-7.18
ACETATO DE CELLOSOLVE	0.974	14.8-14.4	14.7-14.3	14.6-14.2	14.2-13.8
ACETATO DE ETILO	0.901	9.42-8.48	9.30-8.38	9.19-8.28	8.75-7.88
ACETATO DE ISOPROPILO	0.872	10.81-9.42	10.69-9.32	10.58-9.22	10.12-8.82
ACETATO DE N-PROPILO	0.889	11.4-1.01	11.3-10.3	11.1-9.9	10.7-9.5
ACETONA	0.791	6.3-5.0	6.2-4.9	6.1-4.8	5.6-4.4
AGUARRAS	0.775	6.95-5.39	6.83-5.29	6.70-5.19	6.18-4.79
ALCOHOL BUTILICO	0.810	8.3-6.8	8.2-6.7	8.1-6.6	7.6-6.2
ALCOHOL DIACETONA	0.940	15.96-15.00	15.85-14.90	15.75-14.80	14.24-13.39
ALCOHOL ETILICO DE CAÑA	0.810	7.06-5.72	6.94-5.62	6.81-5.52	6.32-5.12
ALCOHOL INDUSTRIAL	0.778	4.13-3.21	4.00-3.13	3.87-3.01	3.35-2.61
ALCOHOL ISOPROPILICO	0.785	7.2-5.6	7.0-5.5	6.9-5.4	6.4-5.0
ALCOHOL METILICO	0.791	4.0-3.1	3.8-3.0	3.7-2.9	3.2-2.5
ALCOHOL N-PROPILICO	0.801	9.3-7.5	9.2-7.4	9.1-7.3	8.6-6.9
AROMINA 100	0.870	5.89-5.12	5.77-5.02	5.63-4.92	5.20-4.52
BUTIL CELLOSOLVE	0.900	10.3-9.2	10.2-9.1	10.0-9.0	9.6-8.6
CELLOSOLVE	0.930	11.2-10.5	11.1-10.4	11.0-10.0	10.6-9.9
CICLOHEXANONA	0.948	12.1-11.5	12.0-11.4	11.9-11.3	11.5-10.9
CLORURO DE METILENO	1.323	6.4-8.4	6.3-8.3	6.2-8.2	5.9-7.8
DBP	1.047	12.57-13.16	12.48-13.06	12.38-12.96	12.0-12.56
DIETILENGLICOL	1.118	4.54-5.07	4.45-4.97	4.36-4.87	4.0-4.47
DIMETILFOMAMIDA	0.948	13.09-12.41	12.99-12.31	12.88-12.21	12.0-11.38
DOP	0.986	8.76-8.64	8.66-8.54	8.56-8.44	8.15-8.04
GAS NAFTA	0.780	5.89-4.59	5.76-4.49	5.63-4.39	5.12-3.99
GASOLINA BLANCA	0.680	5.90-4.13	5.76-4.03	5.61-3.23	5.02-3.53
GASOLVENTE	0.670	5.72-3.83	5.57-3.73	5.58-3.63	4.91-3.34
HEPTANO	0.692	5.41-4.05	5.26-3.95	5.12-3.85	4.99-3.45
HEXANO	0.664	5.45-3.62	5.30-3.52	5.15-3.42	4.82-3.02
PRODUCTO	DENS. (Kg/L) 1-4	TAMBOS 5-14	TAMBOS >15	TAMBOS	PIPA
ISOFORONA	0.996	14.1-13.1	14.0-13.0	13.9-12.9	13.5-12.5
METOXIPROPANO	0.922	20.0-18.4	19.8-18.3	19.7-18.2	19.3-17.8
MEK	0.803	8.2-6.6	8.1-6.5	8.0-6.4	7.5-6.0
MIBK	0.802	10.87-8.72	10.74-8.62	10.62-8.52	10.12-8.12
MONOETILENGLICOL	1.114	5.6-6.24	5.51-6.14	5.42-6.04	5.06-5.64
MONOMERO DE ESTIRENO	0.905	10.21-9.24	10.10-9.14	9.99-9.04	9.55-8.64
PERCLORETILENO	1.625	6.0-9.7	5.9-9.6	5.8-9.5	5.6-9.1
SOLVENTE DIELECTRICO	1.455	6.09-8.86	6.02-8.76	5.95-8.66	5.88-8.26
SOLVEESO 100	0.891	6.8-6.0	6.7-5.9	6.5-5.8	6.1-5.4
SOLVEESO 150	0.891	7.4-6.6	7.3-6.5	7.1-6.4	6.7-6.0
SOLCAN 120	0.866	5.09-4.41	4.98-4.31	4.86-4.21	4.40-3.81
TEXANOL	0.947	17.9-17.0	17.8-16.9	17.7-16.8	17.3-16.4
THINNER M-10 (STANDARD)	0.780	XX-4.02	XX-3.92	XX-3.82	XX-3.42



THINNER M-12 (AMERICANO)	0.782	XX-4.12	XX-4.04	XX-3.02	XX-3.52
THINNER M 14 (ACRILICO)	0.800	XX-6.10	XX-6.0	XX-5.9	XX-5.4
TOLUENO	0.866	5.09-4.41	4.98-4.31	4.86-4.21	4.40-3.81
VARSOL	0.796	6.1-4.8	5.9-4.7	5.8-4.6	5.3-4.2
XILOL	0.866	5.08-4.40	4.97-4.30	4.85-4.20	4.39-3.80



APÉNDICE III
TABLA PARA SELECCIONAR MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN
DE EQUIPO Y TUBERÍAS EN FUNCIÓN DE LA SUSTANCIA A
UTILIZAR.



BIBLIOGRAFÍA.

1.- OPERACIONES DE SEPARACIÓN POR ETAPAS DE EQUILIBRIO EN INGENIERÍA QUÍMICA

E.J. Henley, J.D. Seader.
Editorial Reverté, S. A. de C.V.

2.-INTRODUCCION A LA TERMODINÁMICA EN INGENIERÍA QUÍMICA.

Smith, Van Ness, Abbott.
Editorial Mc Graw-Hill, quinta edición.

3.-PILOT PLANT AND SCALE UP FOR CHEMICAL PROCESSES.

Wylliam Hoyle.
Scientific Resources Ltd, Stockport, U.K.

4.-A NEW ALGORITM FOR MULTISTAGE DESTILATION

Naphtali, L. M., and D.P. Sandholm.
AiChE j., 17, 148-153 (1971).

5.-PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Donald Q. Kern
Ed. Continental S. A. de C. V., México.
1982.

6.- STANDARD TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION, INC.

5ª Impresión 1980
New York.

7.- MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO.

Jonh H. Perry.
Ed. Mc Graw-Hill
6ª edición

8.- INGENIERIA QUIMICA AMERICA LATINA.

Septiembre 2002
Pág 26 y 27

9.- Reind Química S.A. de C.V.

10.- MANUAL DE DATOS TÉCNICOS.

SELMEC
Décima quinta edición, 1992