

RUBERT, MONICA SILVI  
Análisis y optimizac

2011

71214

71214

MIN:
Clasif:
7-776

71214



Crear... Crear... Crear...

UNIVERSIDAD NACIONAL DE RÍO CUARTO

FACULTAD DE INGENIERÍA

***ANÁLISIS Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS DE DESTILACIÓN DE  
BEBIDAS ALCOHÓLICAS***

por

**Mónica Silvia Aubert**

Tesis presentada para la obtención del grado de Magister en Ciencias de la Ingeniería

Mención: Ingeniería Química

**Director: Dra. María del Carmen Pramparo**

**Co-Director: Mg. Luis Alberto Toselli**

Río Cuarto, 2011

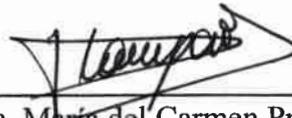
**ANÁLISIS Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS DE DESTILACIÓN DE  
BEBIDAS ALCOHÓLICAS**

por

**Mónica Silvia Aubert**



Mg. Luis Alberto Toselli  
Co-Director

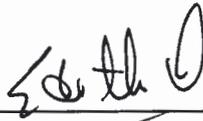


Dra. María del Carmen Pramparo  
Directora

APROBADA POR:



Evaluador Mariana A. Montenegro

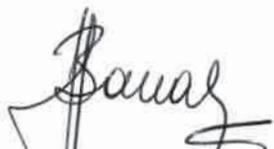


Evaluador EDITH DUCROIS



Evaluador

Miguel A. ROSA



Prof. JORGE R. BARRAL  
Secretario - UNRC  
Secretaría de Posgrado y Cooperación Internacional



Río Cuarto, 2011



*Dedicada a mi familia*

## *Agradecimientos*

*Deseo agradecer a mis directores, María del Carmen y Luis por su valiosa colaboración y por la dedicación que han prestado a mi trabajo de tesis y a mi formación.*

## Resumen

El proceso de obtención de bebidas destiladas de origen vínico se puede dividir en tres etapas: la obtención del mosto, la fermentación alcohólica y la concentración del mosto fermentado. El proceso de concentración del etanol existente en un mosto fermentado es un proceso tradicional en el que, en general, se utilizan condiciones de diseño empíricas que son utilizadas para este tipo de procesos desde hace bastante tiempo atrás. Las herramientas computacionales disponibles actualmente para diseñar procesos de alta complejidad, que tratan con mezclas multicomponentes, proveen medios sofisticados para mejorarlos y optimizarlos.

En base al análisis de las alternativas tecnológicas disponibles para concentrar el etanol se selecciona, en este trabajo, el proceso de evaporación seguida de dos columnas de destilación; la primera de ellas separa los congéneres no deseados o aceites de fusel y la segunda elimina el metanol del producto principal.

Se realiza además un estudio teórico del proceso de obtención de bebidas espirituosas de origen vínico, partiendo del mosto fermentado respectivo. Dicho estudio se basa en los conceptos teóricos y modelos matemáticos disponibles para el diseño y la simulación de las operaciones intervinientes, los cuales posibilitan la utilización adecuada del *software* comercial de simulación de procesos *ChemCad V6*, utilizando sus modelos rigurosos para el diseño y la simulación de evaporadores y columnas de destilación de mezclas multicomponentes.

Se estudian cada una de las operaciones utilizando la simulación como medio para analizar su performance y su sensibilidad frente a cambios en las variables operativas más incidentes. Finalmente se confirma la viabilidad técnica de la propuesta tecnológica estudiada, fundamentada en los conceptos y modelados teóricos disponibles.

Con el modelo de simulación establecido se presentan los resultados del proceso completo, con alternativas de ahorro económico mediante propuestas de aprovechamiento energético entre unidades del proceso.

## Abstract

The process of obtaining distilled spirits from grape can be divided into three stages: must obtaining, alcoholic fermentation and fermented must concentration. The process of ethanol concentration in fermented must is a traditional process in which, in general, empirical design conditions are used for quite some time ago. Because of the presence of multicomponent mixtures, the actually available computational tools to design highly complex processes provide sophisticated means to improve and optimize those processes.

Based on the analysis of the technological alternatives available to concentrate the ethanol is selected in this work, the evaporation process, followed by two distillation columns, the first of which separates the unwanted congeners or fusel oils and the second removes methanol from the main product.

It is also conducted a theoretical study of the process of getting drinks spirit of vinous origin, based on the respective fermented most. The study is based on the theoretical concepts and mathematical models available for design and simulation of the operations involved, which allows the optimal use of commercial software process simulation *ChemCAD V6*. Therefore, rigorous models can be used for the design and simulation of evaporators and distillation columns of multicomponent mixtures.

Each operation is study using simulation as a means to analyze its performance and its sensitivity to changes in more important operating variables. Finally, it is confirmed the technical feasibility of the proposed technology, based on theoretical concepts and models available.

With the simulation model set, they are presented the results of the entire process, with alternative proposals for cost savings through energy recovery between process units.

# Índice de Contenidos

	<b>Pág.</b>
<b>Resumen</b> .....	v
<b>Abstract</b> .....	vi
<b>Índice de Contenidos</b> .....	vii
<b>Índice de Tablas</b> .....	ix
<b>Índice de Figuras</b> .....	xii
<b>Capítulo 1. INTRODUCCIÓN</b> .....	1
<b>Capítulo 2. TECNOLOGÍA DE OBTENCIÓN DE BEBIDAS ESPIRITUOSAS</b> .....	4
2.1. Origen de la materia prima.....	4
2.2. Tecnología de obtención de bebidas alcohólicas de origen vínico.....	7
2.2.1. Proceso de obtención del mosto.....	7
2.2.2. Fermentación alcohólica.....	12
2.2.3. Destilación del mosto fermentado.....	15
2.3. Caracterización del producto de la destilación vínica.....	20
2.4. Conclusiones.....	22
<b>Capítulo 3. FUNDAMENTOS TEÓRICOS, NORMAS CONSTRUCTIVAS Y PROCEDIMIENTOS DE DISEÑO</b> .....	23
3.1. Evaporación.....	23
3.1.1. Diferencia de temperatura media.....	26
3.1.2. Balances de masa y energía en el evaporador.....	28
3.1.3. Coeficientes de transferencia de calor para ebullición nucleada sobre tubos horizontales.....	31
3.1.4. Factores de ensuciamiento.....	34
	vii

3.1.5. Densidad de flujo crítica.....	34
3.1.6. Diámetro de la coraza.....	37
3.1.7. Análisis de vibración de los tubos.....	38
3.2. Destilación.....	43
3.2.1. Métodos Aproximados ( <i>ShortCut</i> ).....	44
3.2.2. Modelado riguroso de la destilación.....	52
3.4. Conclusiones.....	61
<b>Capítulo 4. EVAPORADOR: ANÁLISIS DE DESEMPEÑO.....</b>	<b>63</b>
4.1. Modelado y simulación del evaporador.....	63
4.1.1. Especificaciones de la materia prima y de las variables de diseño.....	64
4.1.2. Modelado termodinámico.....	66
4.1.3. Determinación del vapor consumido.....	67
4.1.4. Dimensionamiento del evaporador.....	69
4.1.5. Análisis de vibraciones en el evaporador.....	74
4.1.6. Análisis zona por zona del evaporador.....	75
4.2. Análisis de sensibilidad del evaporador respecto de variables operativas.....	79
4.2.1. Efecto de la temperatura de operación del evaporador.....	79
4.2.2. Efecto de la temperatura de alimentación.....	80
4.2.3. Efecto del flujo de alimentación.....	81
4.2.4. Efecto de la concentración de etanol en la alimentación.....	83
4.3. Conclusiones.....	85
<b>Capítulo 5. DESTILACIÓN E INTEGRACIÓN DEL PROCESO.....</b>	<b>88</b>
5.1. Modelado y simulación de la columna de destilación I.....	88
5.1.1. Especificaciones de la alimentación y de las variables de diseño.....	89
5.1.2. Modelado termodinámico.....	91
5.1.3. Procedimiento de simulación.....	92
5.2. Análisis de los parámetros de diseño.....	95
5.2.1. Número de etapas totales.....	95
5.2.2. Ubicación de la etapa de extracción de los aceites de fusel.....	97

5.2.3. Etapa de alimentación.....	100
5.3. Influencia de variables operativas en la columna I.....	101
5.3.1. Influencia del calor del rehervidor.....	101
5.3.2. Influencia del flujo másico de la corriente lateral con los aceites de fusel.....	102
5.4. Modelado y simulación de la columna de destilación II.....	103
5.4.1. Especificaciones de la alimentación y de las variables de diseño.....	105
5.4.2. Procedimiento de simulación.....	106
5.5. Análisis de los parámetros de diseño y de condiciones operativas de la columna II.....	109
5.5.1. Número de etapas totales.....	110
5.5.2. Etapa de alimentación.....	111
5.5.3. Influencia del calor del rehervidor.....	111
5.5.4. Influencia de la relación de reflujo.....	113
5.6. Integración del proceso.....	115
5.7. Conclusiones.....	119
<b>Capítulo 6. CONCLUSIONES FINALES.....</b>	<b>121</b>
<b>Nomenclatura.....</b>	<b>125</b>
<b>Bibliografía.....</b>	<b>128</b>
<b>Anexos.....</b>	<b>135</b>

## Índice de Tablas

	Pág.
<b>Tabla II-1.</b> Especificación típica de mosto fermentado de uva.....	13
<b>Tabla II-2.</b> Congéneres presentes en el mosto fermentado de uva.....	15
<b>Tabla III-1.</b> Lista de proveedores de <i>software</i> de simulación de columnas de destilación.....	61
<b>Tabla IV-1.</b> Composición típica del mosto fermentado.....	65
<b>Tabla IV-2.</b> Especificación de la alimentación del evaporador para el caso base en estudio.....	65
<b>Tabla IV-3.</b> Resumen de la simulación global para el Caso Base.....	69
<b>Tabla IV-4.</b> Especificaciones generales para el evaporador.....	70
<b>Tabla IV-5.</b> Especificaciones geométricas del evaporador para el Caso Base.....	72
<b>Tabla IV-6.</b> Resultados del diseño preliminar del evaporador.....	73
<b>Tabla IV-7.</b> Resultados del análisis de vibraciones del evaporador diseñado para el Caso Base.....	75
<b>Tabla IV-8.</b> Influencia de % de etanol en la alimentación sobre la composición del residuo y el producto concentrado del evaporador.....	85
<b>Tabla V-1.</b> Especificaciones de la corriente de alimentación a la columna I para el Caso Base.....	90
<b>Tabla V-2.</b> Variables de diseño para el Caso Base de la columna I.....	90
<b>Tabla V-3.</b> Resultados de las corrientes de la columna I para el Caso Base.....	93
<b>Tabla V-4.</b> Caudales totales y por componentes de las corrientes de la columna I para el Caso Base.....	93
<b>Tabla V-5.</b> Influencia de la ubicación de la etapa de alimentación sobre el contenido de etanol en las corrientes: P1, R1 y F.....	101
<b>Tabla V-6.</b> Respuesta de la columna I a la variación del aporte energético al	102

rehervidor.....	
<b>Tabla V-7.</b> Especificaciones de la corriente de alimentación a la columna II.....	105
<b>Tabla V-8.</b> Especificaciones del Caso Base para la columna II.....	106
<b>Tabla V-9.</b> Resultados de la simulación para la columna II, según especificaciones del Caso Base.....	107
<b>Tabla V-10.</b> Composición de las corrientes de la columna II para el Caso Base.....	108
<b>Tabla V-11.</b> Variación de la concentración de metanol y etanol con el número de etapas.....	110
<b>Tabla V-12.</b> Especificaciones de la corriente de alimentación.....	116
<b>Tabla V-13.</b> Consumo de vapor del evaporador en función de la temperatura de alimentación.....	116
<b>Tabla V-14.</b> Corrientes efluentes del proceso integrado para el Caso Base.....	117
<b>Tabla V-15.</b> Comparación de las propuestas de aprovechamiento energético.....	118

## Índice de Figuras

	Pág.
<b>Figura 2-1.</b> Estructura del racimo de uva.....	6
<b>Figura 2-2.</b> Estructura del grano de uva.....	6
<b>Figura 2-3.</b> Etapas del proceso de obtención de bebidas alcohólicas.....	7
<b>Figura 2-4.</b> Distribución teórica de componentes del mosto fermentado en la separación.....	18
<b>Figura 2-5.</b> Columna I, primera separación de la solución alcohólica.....	19
<b>Figura 2-6.</b> Diagrama de flujo completo para la obtención de bebidas espirituosas de origen vínico.....	20
<b>Figura 3-1.</b> Esquema representativo de la circulación en el evaporador.....	24
<b>Figura 3-2.</b> Evaporador tipo <i>TEMA</i> AKT.....	25
<b>Figura 3-3.</b> Curva de ebullición nucleada para agua a presión atmosférica.....	26
<b>Figura 3-4.</b> Diagrama de flujo del alcoholizador.....	29
<b>Figura 3-5.</b> Limites de inundación para platos perforados y de campanas.....	49
<b>Figura 3-6.</b> Esquema de corrientes de columnas complejas con corrientes laterales.....	51
<b>Figura 3-7.</b> Esquema de las corrientes involucradas en una etapa de equilibrio.....	53
<b>Figura 3-8.</b> Esquema de la columna multietapas.....	54
<b>Figura 3-9.</b> Esquema para el modelo de la etapa fuera del equilibrio.....	59
<b>Figura 4-1.</b> Diagrama de flujo del evaporador .....	64
<b>Figura 4-2.</b> Especificaciones de las corrientes alimentadas al evaporador.....	67
<b>Figura 4-3.</b> Especificaciones para la evaporación .....	68
<b>Figura 4-4.</b> Pantalla del simulador de Especificaciones Generales y Métodos para el Modelado, del lado de los tubos y de la coraza .....	70
<b>Figura 4-5.</b> Especificaciones geométricas de los tubos y baffles para el Caso Base...	72
<b>Figura 4-6.</b> Variación de la temperatura del vapor, $T_V$ y de la alimentación, $T_{A0}$ , a lo largo del evaporador para el Caso Base, en contracorriente.....	76

<b>Figura 4-7.</b> Distribución del área y la fuerza impulsora, $\Delta T_{ML}$ , por zona.....	77
<b>Figura 4-8.</b> Análisis por zonas de las temperaturas de los fluidos del lado de la coraza y de los tubos, y calidad de vapor, para el Caso Base .....	78
<b>Figura 4-9.</b> Influencia del número de Reynolds sobre el coeficiente de transferencia de calor del lado de los tubos, para el Caso Base.....	78
<b>Figura 4-10.</b> Influencia de la temperatura de operación del evaporador sobre el contenido de etanol en las corrientes: residuo y producto.....	80
<b>Figura 4-11.</b> Análisis de la influencia de la temperatura de alimentación sobre la energía consumida por el evaporador.....	81
<b>Figura 4-12.</b> Análisis de sensibilidad del flujo de alimentación del evaporador.....	82
<b>Figura 4-13.</b> Efecto flujo másico de alimentación sobre flujo residuo y producto, manteniendo .....	83
<b>Figura 4-14.</b> Influencia de la concentración de etanol en la alimentación sobre los flujos másico de residuo y producto.....	84
<b>Figura 4-15.</b> Influencia del contenido de etanol en alimentación sobre el flujo de etanol en el residuo y en el producto.....	84
<b>Figura 5-1.</b> Esquema de corrientes de entrada y salida de la columna I.....	89
<b>Figura 5-2.</b> Cuadros de diálogo de <i>ChemCad V6</i> , en su modulo <i>SCDS</i> , para las especificaciones de la columna.....	92
<b>Figura 5-3.</b> Perfil de componentes de la columna I para el Caso Base en la fase vapor.....	94
<b>Figura 5-4.</b> Influencia del número etapas totales de la columna I, $N$ , sobre la concentración de etanol en el producto concentrado, paramétrica en el calor del rehervidor.....	95
<b>Figura 5-5.</b> Influencia del número de etapas, $N$ , sobre el contenido de etanol en las corrientes R1 y F, paramétricas en el calor del rehervidor.....	96
<b>Figura 5-6.</b> Influencia de la posición de la etapa de extracción de los aceites de fusel, $NF$ , sobre la composición de etanol.....	97
<b>Figura 5-7.</b> Influencia de la ubicación de la extracción de fusel sobre el contenido de isobutanol y n-propanol en el fusel.....	98
<b>Figura 5-8.</b> Eficiencia de separación de isobutanol y n-propanol en función de la	

ubicación de la etapa de extracción de fusel.....	99
<b>Figura 5-9.</b> Porcentaje de recuperación de etanol en el producto en función de la ubicación de la etapa de extracción de fusel.....	100
<b>Figura 5-10.</b> Influencia del flujo de fusel sobre el flujo de etanol en las corrientes salientes.....	103
<b>Figura 5-11.</b> Influencia del flujo másico de fusel sobre la concentración de etanol en las corrientes de salida de la columna I.....	104
<b>Figura 5-12.</b> Columna II, desmetilizadora.....	104
<b>Figura 5-13.</b> Especificaciones generales de diseño para la columna II.....	106
<b>Figura 5-14.</b> Pantalla del simulador para las especificaciones operativas de la columna II.....	107
<b>Figura 5-15.</b> Flujos molares de los platos en la columna II.....	108
<b>Figura 5-16.</b> Perfil de concentración de etanol y metanol en la columna II para el Caso Base.....	109
<b>Figura 5-17.</b> Influencia del plato de alimentación sobre el contenido de metanol en el residuo, utilizando como parámetro el número de etapas totales.....	111
<b>Figura 5-18.</b> Influencia del aporte energético sobre los flujos totales, para el Caso Base de la columna II.....	112
<b>Figura 5-19.</b> Influencia del aporte energético a la columna II sobre la concentración de metanol en el residuo y el flujo de metanol en el destilado.....	113
<b>Figura 5-20.</b> Influencia de $R/D$ sobre el contenido de metanol en el residuo y sobre el flujo de etanol en el destilado.....	114
<b>Figura 5-21.</b> Influencia de la relación de reflujo, $RR$ , sobre los flujos de destilado y residuo.....	114
<b>Figura 5-22.</b> Diagrama de flujo del proceso integrado.....	115
<b>Figura 5-23.</b> Mejora del proceso utilizando las corrientes $R_0$ y $R_1$ .....	117
<b>Figura 5-24.</b> Diagrama de flujo con la incorporación del precalentador alimentado con el residuo $R_1$ .....	118

# Capítulo 1

## INTRODUCCIÓN

El proceso de obtención de bebidas destiladas de origen vínico se puede dividir en tres etapas: la obtención del mosto, la fermentación alcohólica y la concentración del mosto fermentado (Collier y colab., 2006; Estay, 1999; Berg, 1994; Antonov y colab., 1978).

El proceso de concentración del etanol existente en un mosto fermentado hasta alcanzar la especificación de un alcohol industrial de alta calidad apto para la producción de diferentes bebidas o con aplicaciones en la industria farmacopea implica la necesidad de remover los compuestos remanentes de la fermentación, los componentes denominados congéneres no deseados y también una importante cantidad de agua. Éste es un proceso tradicional en el que, en general, se utilizan condiciones de diseño empíricas que son utilizadas para este tipo de procesos desde hace bastante tiempo atrás. Las herramientas computacionales disponibles actualmente para diseñar procesos de alta complejidad, que tratan mezclas multicomponentes, proveen medios sofisticados para mejorarlo y optimizarlo. Sin embargo, pocos estudios han sido llevados a cabo sobre la aplicación de la simulación por computadora a estos procesos casi artesanales.

La formulación matemática de los modelos rigurosos para las operaciones de concentración resulta de alta complejidad, básicamente por la gran cantidad de variables y ecuaciones que deben manejar para su resolución. Además, la no linealidad de los sistemas involucrados demuestra la necesidad del uso de programas de computación optimizados y probados. Con la existencia en el mercado de varios simuladores comerciales, los cuales cuentan con un importante trabajo de desarrollo, resulta evidente la

elección de los mismos como herramientas indispensables a los fines de ahorrar tiempo, esfuerzo y dinero. Sin embargo, los simuladores comerciales utilizan modelos derivados de la teoría, y por tal motivo es necesario usar estos *software* contando siempre con los conceptos y modelos teóricos disponibles para poder comprender y comprobar sus resultados.

El *objetivo general* de este trabajo es el de estudiar el proceso de obtención de bebidas espirituosas de origen vínico, partiendo del mosto fermentado respectivo, utilizando el *software* comercial de simulación de procesos *ChemCad V6*.

Para cumplir con este objetivo general, se plantean los siguientes *objetivos específicos*:

-Analizar las alternativas tecnológicas disponibles para concentrar el etanol a partir del mosto fermentado de origen vínico y seleccionar las posibilidades más adecuadas para su estudio por simulación.

-Estudiar los conceptos teóricos y modelos matemáticos disponibles para el diseño y la simulación de las operaciones intervinientes, los cuales permitirán el uso del simulador, el planteo de metodologías de diseño y simulación y la comprensión y análisis de resultados y salidas del programa comercial.

-Realizar el estudio del proceso mediante la simulación, analizando diferentes alternativas de diseño, la performance de las operaciones involucradas, la integración de las mismas y la selección de diseños que posibiliten el ahorro energético del proceso estudiado.

En el **Capítulo 2** se describe el proceso de obtención de bebidas espirituosas, incluyendo una descripción de las características de las materias primas y productos. En particular, se destacan las especificaciones de las alternativas tecnológicas disponibles para tratar materias primas de origen vínico, y se destacan algunos usos de los productos finales.

En el **Capítulo 3** se presenta el marco teórico en el cual se desarrollará la simulación del proceso de obtención de bebidas alcohólicas de origen vínico. Para tal fin se describen los conceptos teóricos necesarios para el tratamiento de la evaporación y la destilación de mezclas multicomponentes, analizando procedimientos de diseño, normas constructivas y especificaciones disponibles para las operaciones unitarias en estudio.

En el **Capítulo 4** se desarrolla una metodología de diseño y simulación del evaporador necesario para preconcentrar el mosto fermentado, utilizando el simulador comercial de procesos *ChemCad V6*. Con el modelo de simulación establecido se presentan los resultados del análisis de desempeño del equipo, mostrando los resultados de la simulación “zona por zona” y se plantea la metodología de análisis de vibraciones en los diseños estudiados. Finalmente, se realiza un análisis de la influencia de las principales condiciones operativas en la entrada del evaporador: temperatura de operación, temperatura de alimentación, caudal y composición de la alimentación.

En el **Capítulo 5** se plantea la metodología de diseño y simulación de las dos columnas de destilación necesarias para la concentración final del etanol, eliminando los congéneres no deseados y el metanol presente en el mosto concentrado. Para este estudio se utilizó el simulador comercial de procesos *ChemCad V6*. Con el modelo de simulación establecido se presentan los resultados del análisis de desempeño de ambas columnas. Finalmente se presentan los resultados del proceso completo, con alternativas de ahorro económico mediante propuestas de aprovechamiento energético entre unidades del proceso.

En el **Capítulo 6** se presentan las conclusiones finales a las que se ha arribado y algunas sugerencias para trabajos futuros que pueden ser líneas de investigación para continuar el trabajo de esta tesis.

## Capítulo 2

### TECNOLOGÍA DE OBTENCIÓN DE BEBIDAS ESPIRITUOSAS

En este capítulo se presenta una descripción general del proceso de obtención de bebidas espirituosas, incluyendo una descripción de las características de las materias primas y productos. En particular, se destacan las especificaciones de las alternativas tecnológicas disponibles para tratar materias primas de origen vínico, y se destacan algunos usos de los productos finales.

#### 2.1. Origen de la materia prima

La vid es un fruto muy antiguo, de hecho ya existía en el mundo cuando el hombre hace su aparición. El ser humano se relacionó con las uvas desde épocas prehistóricas y aunque se considera que la vid es originaria de la zona del Mar Caspio, su cultivo se extendió a Europa y el antiguo Egipto (pueden observarse instrucciones acerca del cultivo y usos de la uva en jeroglíficos esculpidos en las criptas funerarias de los más destacados faraones). También la Biblia, en el antiguo testamento, hace referencia al cultivo de la uva para ser procesada con el fin de producir el vino, lo cual demuestra que los antiguos pobladores judíos que habitaban Palestina manipulaban a la perfección todo lo referido a la vinicultura. La forma en que se expandió el cultivo de la vid hacia Europa fue gracias a los marineros fenicios, los cuales eran los encargados de comercializar

entre medio oriente y occidente. Es muy conocida la cultura del vino presente en la antigua Grecia, práctica que fue continuada por los romanos y sus colonias. Actualmente se cultiva en regiones cálidas y generalmente secas de todo el mundo. En Europa occidental, en la parte oriental (región balcánica), en América del Norte (zonas vitivinícolas en el estado de California), en América del Sur (Chile y Argentina), en África, especialmente en la República de Sudáfrica y hasta en el continente de Oceanía en Australia (Rankine, 1989).

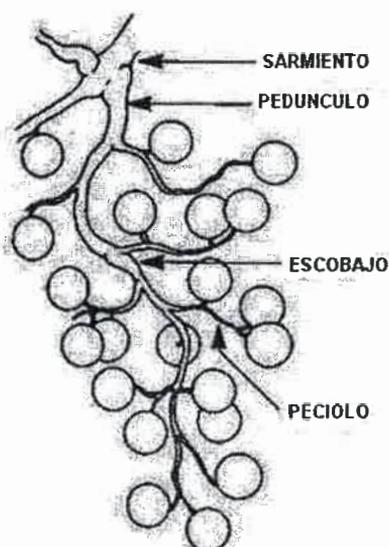
La vid, *Vitis vinifera*, de la familia de las vitáceas, es una planta leñosa trepadora que cuando se deja crecer libremente puede alcanzar hasta más de 30 m, pero que por la acción humana, podándola anualmente, queda reducida a un pequeño arbusto de 1 m. Su fruto, la uva, es comestible y materia prima para la fabricación de mosto, vino y otras bebidas alcohólicas (Marquez Diaz, 2009).

El fruto de la vid se presenta arracimado, distinguiéndose las siguientes partes en el racimo: sarmiento, pedúnculo, escobajo, peciolo y grano de uva tal como se muestra en la **Figura 2-1**. El sarmiento constituye la parte leñosa de unión entre el racimo y una de las ramas de la planta. El pedúnculo, también de naturaleza leñosa, constituye el tronco principal del propio racimo. El escobajo, sostén del grano de uva, es la continuación del pedúnculo, naciendo a izquierda y derecha. El peciolo es la unión del grano con el escobajo. Bajo la denominación de raspón, se suelen agrupar al pedúnculo, el peciolo y el escobajo. Según el sistema de vinificación, el raspón puede o no estar presente en la etapa de fermentación (propia de la elaboración de mosto) (Blouin, 2003).

El grano de uva suele tener forma esférica u ovalada, de tamaño variable según la variedad de uva, grado de madurez, etc. Su color depende de estos mismos factores diferenciándose principalmente entre uvas tintas de uvas blancas, con una gama de colores muy amplia.

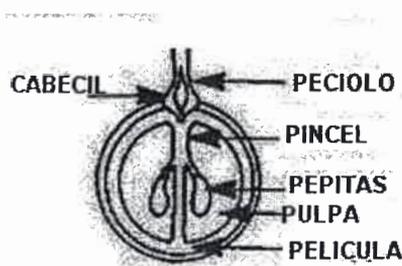
En la estructura del grano de la uva mostrada en la **Figura 2-2** se puede identificar: el cabecil, la unión entre el peciolo y el grano de la uva, y el pincel, el cual sujeta las pepitas.

Dentro del grano se halla la pulpa, las pepitas y recubriéndolo, el hollejo. Estos elementos son factores determinantes y decisivos en el proceso de fermentación (Varnam, 1994).



**Figura 2-1.** Estructura del racimo de uva.

En el hollejo están presentes levaduras, hongos y bacterias, que luego de romper el grano, son los responsables de iniciar la fermentación de forma espontánea. Además contiene las materias colorantes solubles en el alcohol, que luego son liberadas como compuestos volátiles; ellas son polifenoles, ácidos libres, sales minerales, etc. Las pepitas contienen taninos (Hidalgo Togoeres, 2002).



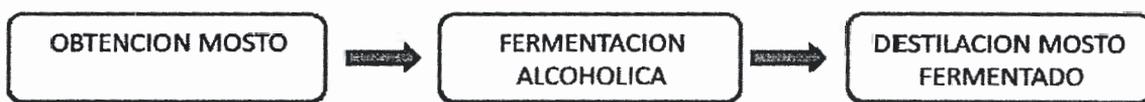
**Figura 2-2.** Estructura del grano de uva.

La pulpa ocupa la mayor parte del volumen del grano; está intercalada por una red de haces vasculares y formada por células muy grandes. La savia del grano de la uva constituye el zumo, que principalmente se encuentra en las vacuolas de estas células grandes y frágiles, de las que se puede liberar con relativa facilidad. El zumo está cons-

tituido por azúcares, sales minerales, ácidos (tartárico, cítrico, málico, etc.), agua, etc. (Madrid Vicente y colab., 2001).

## 2.2. Tecnología de obtención de bebidas alcohólicas de origen vínico

El proceso de obtención de las bebidas destiladas de origen vínico se puede dividir en tres etapas, tal como se muestra en la **Figura 2-3**; ellas son: la obtención del mosto, la fermentación alcohólica y la destilación del mosto fermentado (Collier y colab, 2006; Estay, 1999; Berg, 1994; Antonov y colab., 1978).



**Figura 2-3.** Etapas del proceso de obtención de bebidas alcohólicas.

### 2.2.1. Proceso de obtención del mosto

Según el Código Alimentario Argentino, el mosto es el zumo obtenido por presión de la uva en tanto no haya comenzado su fermentación, sin hollejos, pepitas ni escobajos. Es un líquido dulce, turbio con colores variables y que oscilan del amarillo claro a un rojizo claro (CAA, 2008).

La uva es recolectada en el momento óptimo de su maduración. Para determinar su maduración se realizan periódicamente análisis de grados Baumé, que determinan el azúcar contenido en la uva, y los análisis de taninos-antocianos, que determinan el equilibrio y estabilidad posterior. Cuando estos parámetros son los adecuados para la recolección, entonces se fija la fecha de la vendimia (Diaz Marquez, 2009).

El sistema de obtención del mosto consiste en someter a la uva a presiones moderadas y pequeñas durante tiempos determinados en función del tipo de uva. Además, con baja presión se persigue minimizar los roces entre las partes sólidas del racimo (hollejos, orujos, raspón) con las superficies de presión.

La mejor obtención del mosto se consigue combinando la rotura mecánica de la pared celular con la degradación enzimática. Esto se logra con la incorporación de preparados enzimáticos comerciales que aumentan la cantidad de mosto respecto del obtenido por ligeras presiones y que producen mostos que contienen fenoles no flavonoides y ácidos fenólicos (Thomas y colab., 1996).

El zumo está constituido principalmente por azúcares, sustancias minerales, proteínas y ácidos libres. El contenido de azúcar del mosto depende del grado de madurez de la uva cuando se prensa, de la variedad de uva, de las condiciones climáticas, etc. Los azúcares presentes en el mosto son la glucosa y la fructosa. La sacarosa no se halla presente en la uva. Las sales y ácidos más importantes son el tartrato de potasio, ácido málico, ácido tartárico y ácido cítrico. Todos estos ácidos y sales se hallan en forma ligada y libre. Otras sales presentes en menor proporción son los fosfatos de calcio, fósforo y magnesio, cloruro sódico, silicato potásico, etc. (Young, 1988).

Las sustancias nitrogenadas del mosto, durante la fermentación, serán utilizadas por las levaduras para su multiplicación y formación de estructuras celulares. No se encuentran taninos y materias con colorantes en la pulpa de la uva, pero durante el prensado se escapan del hollejo, escobajo y pepitas transfiriéndose al medio líquido. En el proceso de fermentación de vinos tintos se dejan los hollejos y escobajos para que continúe la extracción. La vinificación del blanco se lleva a cabo libre de raspones y hollejos.

A continuación se describen las etapas u operaciones que se llevan a cabo para la obtención del mosto, las que básicamente consisten en: recepción, despalillado, estrujado, escurrido, prensado, corrección del mosto y desfangado.

### Recepción

Después del pesado, la uva se descarga en las bodegas. La masa de la vendimia cae en tolvas de acero inoxidable, con tornillos sin fin en su fondo, que transportan la

vendimia hasta las despalladoras. Estas tolvas pueden ser de longitud variable y llevan uno o dos tornillos sinfín, con o sin variador de velocidad.

Si no fuese posible prensar la masa de la vendimia el mismo día de su llegada, se le adiciona metabisulfito de potasio, con el objeto de evitar el desarrollo de microorganismos, cuyo crecimiento es activo en atmósferas calurosas y húmedas. También se evita de esta manera la oxidación de las materias colorantes contenidas en el hollejo.

En algunas zonas, se deja que las uvas se sequen al sol durante varios días, con el objeto de evaporar agua y concentrar su contenido en azúcar. De esta manera se consigue mayor graduación alcohólica en la fermentación (Madrid Vicente y colab., 2001).

### Despalillado

La función principal del despalillado es separar el raspón de la uva. La función complementaria de esta operación es la de separar todas las partículas vegetales presentes: partes leñosas, hojas, pedúnculos y todos los cuerpos extraños. Los trozos de racimo con montones de uvas desechadas por estar atacadas por *Botrytis cinerea* se pueden eliminar parcialmente por algunas despalladoras.

El despalillado debe respetar la integridad de la uva a partir del momento en el que se separa de su pedúnculo. Por lo tanto, no ha de provocar roturas o trituración del grano de la uva, y en particular no debe partir, aplastar o dañar las pepitas o semillas (Flanzy, 2003).

### Estrujado

El estrujado tiene como fin romper los hollejos y desprender la pulpa. Esta operación debe ser debidamente regulada en intensidad para facilitar la separación del zumo, pero no debe desgarrar o lacerar las partes sólidas (Díaz Marquez, 2009). Por deficiencias en esta operación puede darse lugar a la liberación demasiado lenta de los azúcares de la pulpa y a eventuales alteraciones bacterianas (Blouin, 2003).

Las estrujadoras más corrientes consisten en dos rodillos que giran en sentido contrario con un espacio de separación entre ellos de algunos milímetros. Las superficies de estos rodillos son de metal o de caucho. Las estrujadoras permiten adaptar la

separación de los rodillos para adecuarse a la dimensión de los granos de la uva, dado que ésta varía bastante de una cepa a otra, y de un año a otro.

En la mayor parte de los casos, el estrujado se sitúa después de la despalladora en la línea de elaboración y a menudo las operaciones se realizan en la misma máquina (Flanzy, 2003).

### Escurrido

Una vez terminado el estrujado de la uva, hay una cantidad de mosto libre que se puede separar antes del prensado por simple decantación o mediante máquinas escurridoras. Cuando se hace la separación del mosto por decantación, se manda la vendimia estrujada a recipientes que tienen una malla agujereada en el fondo que retiene las partes sólidas y deja fluir el mosto. Esta malla puede ser inclinada y los recipientes pueden ser de plástico, cemento o acero inoxidable. Con este sistema de escurrido se puede liberar el 50% del total del mosto. Luego, el mosto recogido se envía a la etapa de fermentación (Madrid Vicente y colab., 2001).

Los escurridores dinámicos más comunes son los de cilindro giratorio y con sinfin inclinado que conducen la vendimia triturada por una especie de canalón perforado. Estos escurridores permiten obtener mostos con poco fango, pero provocan un aumento en su oxidación, por lo que es más conveniente el sistema estático. En estas instalaciones el escurridor se coloca debajo de la estrujadora y se alimenta por gravedad (Marquez Diaz, 2009).

### Prensado

Luego del escurrido de la vendimia se pasa a las prensas para la separación del mosto que queda. Sin embargo, en la vinificación del tinto se hace el prensado de la masa fermentada.

Hay diferentes tipos de prensas disponibles para la aplicación en estudio, todas ellas usadas en la actualidad:

-*Prensas horizontales*: trabajan por rotación y acercamiento de dos platos móviles.

-*Prensas neumáticas*: trabajan por medio del inflamiento de una bolsa axial interior de caucho grueso utilizando un compresor de aire. La bolsa oprime la vendimia contra la jaula cilíndrica de acero inoxidable en rotación.

-*Prensas continuas*: trabajan a través de un sinfín helicoidal o tornillo de Arquímedes, que empuja a los orujos formando un espeso tapón contra un obturador móvil provisto de contrapesos. Estas prensas disponen de distintas salidas de mosto que aseguran el fraccionamiento según la calidad. De los distintos mostos obtenidos, el de mayor calidad es el de menor tiempo de residencia en el prensado, caracterizado por ser el menos turbio y menos sensible a la oxidación (Hidalgo Togoeres, 2002).

### Corrección del mosto

Una vez obtenido el mosto, haya o no maceración prefermentativa, se adiciona anhídrido sulfuroso (SO<sub>2</sub>), el cual ejerce una serie de acciones importantes: antimicrobiana frente a levaduras y bacterias, solubilizante de antocianos (en la elaboración de vinos tintos), antioxidante, inactivando enzimas polifenoloxidasicas (Rankine, 1989).

### Desfangado

Los fangos (o lías) están constituidos por residuos terrosos, fragmentos de raspones y hollejos, sustancias pépticas y mucilaginosas, es decir, proteínas precipitadas por contactos establecidos con sustancias localizadas en puntos diferentes de los granos de las uvas. La cantidad y naturaleza de los fangos depende de la uva, de su estado de maduración y podredumbre, y de la técnica de obtención del mosto (Blouin, 2003).

La uva podrida proporciona más fangos y presenta un color oscuro. Los fangos de uvas sanas son de un color verdoso. El prensado sin estrujado produce pocos fangos y los que producen tienen partículas más pequeñas, de sedimentación lenta, que dejan el mosto algo turbio. El estrujado y el escurrido mecánico producen fangos de mayor tamaño de partícula, que caen rápidamente, amontonándose y dejando el mosto limpio.

El procedimiento más usual para la separación de los fangos es la sedimentación y el trasiego. El más rápido es la centrifugación por medio de un clarificador con evacuación automática de las lías. Cuando se va a fermentar el mosto es conveniente, una vez que se realiza el trasiego a otro envase, añadir la lía fina que se deposita en la capa superior del desfangado, ya que de esta manera se obtienen vinos más aromáticos, puesto que en el sedimento también se han arrastrado los precursores aromáticos pertenecientes a cada variedad de uva. Otro sistema muy utilizado actualmente en las bodegas

para la separación de los fangos es el basado en mecanismos de flotación (Hidalgo Torgos, 2002).

### 2.2.2. Fermentación alcohólica

La fermentación alcohólica es un proceso biológico de degradación de los hidratos de carbono realizada por microorganismos en ausencia de oxígeno para obtener etanol, dióxido de carbono y moléculas de ATP (trifosfato de adenosina); estas últimas son consumidas por los propios microorganismos en su metabolismo celular energético anaeróbico (Lea y Piggott, 2003; Beltran y colab., 2002).

Los microorganismos responsables de la fermentación son las levaduras, las cuales en ausencia de oxígeno disocian las moléculas de glucosa y fructosa y obtienen la energía para sobrevivir, produciendo etanol y CO<sub>2</sub> como desechos de la fermentación (Kun, 2006).

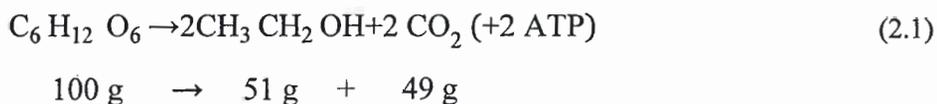
Las levaduras son seres unicelulares que están presentes de forma natural en algunos productos como frutas, cereales y verduras. Son facultativos, porque pueden desarrollar sus funciones biológicas con oxígeno o sin él. La producción de etanol la llevan a cabo diferentes especies de levaduras, siendo la principal la *Saccharomyces cerevisiae* (Beltrán y colab., 2002).

Entre las variables incidentes en la eficiencia del proceso de fermentación alcohólica se pueden citar: concentración de etanol, acidez del sustrato, concentración de azúcares, contacto con el aire, temperatura y velocidad de crecimiento de las cepas. En general el rango de pH apto para las levaduras es entre 3,5 a 5,5. Durante la fermentación, se produce una disminución de la actividad de las levaduras a medida que aumenta la concentración de etanol en el medio. La *Saccharomyces cerevisiae* puede llegar a soportar hasta el 20% de concentración en volumen sin cambios en su actividad (Riegel y Kent, 2003). Cuando el medio es muy rico en azúcares, la transformación de los mismos en alcohol hace que la alta concentración de etanol afecte a la supervivencia de levaduras no pudiendo realizar la fermentación en tal medio (Buchanan, 2007).

La presencia de oxígeno en el proceso lo detiene por completo, denominado efecto Pasteur; por esto se realizan las fermentaciones en recipientes herméticos, aislados completamente del aire (Krebs, 1972).

Las levaduras intervinientes son del tipo mesófilas. Como la fermentación es un proceso exotérmico, si las levaduras se exponen a una temperatura mayor a 55°C por más de 5 minutos, se produce su muerte (García Garibay; 2004).

Los azúcares son transformados en etanol y anhídrido carbónico, por las levaduras, según la ecuación de Gay Lussac:



La ecuación (2.1) indica que se obtienen 51 g de etanol por cada 100 g de azúcar fermentada.

Una especificación analítica típica de un mosto fermentado de uva se muestra en la **Tabla II-1** (Flanzy, 2003).

**Tabla II-1.** Especificación típica de mosto fermentado de uva.

Componente	% (p/p)
Agua	82 a 86
Etanol	8,8 a 12
Materia seca (azúcares)	5 a 5,8
Compuestos orgánicos volátiles	0,07 a 0,1

Las levaduras presentes en el mosto no sólo transforman los azúcares en alcohol, sino también actúan sobre las sustancias nitrogenadas presentes para sintetizar sus proteínas. Además, dado que las levaduras se autodestruyen por acción de sus propias enzimas, liberan más compuestos al medio. Estas diferentes reacciones acarrearán la aparición de diversas sustancias algunas de las cuales intervienen en la calidad organoléptica del producto final (De Oliveira Mamede, 2007).

Las sustancias preexistentes en el mosto y que se encuentran después de ser fermentado son: agua, ácidos orgánicos (tartárico, málico y cítrico) y polifenoles (antocianos y taninos). Las sustancias presentes en el mosto y que disminuyen notablemente o desaparecen durante la fermentación son azúcares, compuestos nitrogenados (aminoácidos libres y aminos), sustancias minerales, sustancias pécticas, gomas y mucílagos (Lea y Piggott, 2003).

Las sustancias que se forman durante la fermentación son: etanol, otros alcoholes como metanol, alcoholes superiores (propílico, butílico, amílico, etc.), ácidos (succínico, carbónico, láctico, etc.) y sustancias aromáticas (ésteres, aldehídos, etc.).

Los fenoles presentes en el mosto fermentado son los responsables de las características organolépticas (color, sabor y astringencia) y posibles efectos antioxidantes. La mayor parte de estos compuestos pertenece a la familia de los flavonoides. Los compuestos nitrogenados están en muy baja cantidad; éstos son péptidos y proteínas procedentes de la uva o de la autólisis de las levaduras (Ingledeu, 1999).

Las sustancias volátiles suelen ser sensibles a la oxidación y con el paso del tiempo pueden ir desapareciendo provocando cambios notables en el aroma de la bebida.

El denominador común de las bebidas alcohólicas es que son productos con un contenido significativo de etanol. El sabor y el aroma de las bebidas alcohólicas está influenciado en gran parte por este alcohol; sin embargo, una gran variedad de compuestos orgánicos presentes en cantidades mucho menores son también responsables de estos atributos y contribuyen a las características distintivas entre las diferentes bebidas alcohólicas. Estos compuestos reciben el nombre de *congéneres* (Murtagh, 1999).

Los factores que afectan la formación de congéneres son: la cepa de levadura, la temperatura de fermentación, la concentración de oxígeno en el medio, la naturaleza y concentración de nitrógeno, el tipo de azúcares fermentables, la concentración de aminoácidos y la concentración de vitaminas. Las operaciones posteriores a la fermentación alcohólica (fermentaciones secundarias, destilación y añejamiento) afectarán significativamente a la proporción de congéneres. Algunos productos como por el ejemplo el vodka, queda libre de congéneres debido a una destilación muy refinada, mientras que las bebidas no destiladas son ricas en estos compuestos (Cysewsky y Wilke, 1997).



Si bien la formación de congéneres es en general deseable, hay algunos congéneres que no son aceptados y su concentración debe ser lo más baja posible. Dos ejemplos de esta situación son el metanol y el diacetilo. El metanol, proveniente de la propia levadura o de la desmetilación de las pectinas es un alcohol de muy alta toxicidad. El diacetilo le confiere a la bebida un desagradable sabor a manteca (García Garibay y colab., 2004).

En la **Tabla II-2** se presentan los congéneres más comunes presentes normalmente en las bebidas alcohólicas de origen vínico (Taylor y colab., 1995; Connell y Strauss, 1974).

**Tabla II-2.** Congéneres presentes en el mosto fermentado de uva.

Tipo de compuesto	Compuesto
Alcoholes pesados	C <sub>3</sub> n-propanol
	C <sub>4</sub> butanol, iso-butanol, sec-butanol
	C <sub>5</sub> amílico, isoamílico
Otros alcoholes	Glicerol, 2 feniletanol
Carbonilos (aldehídos y cetonas)	Acetaldehído, acetona, 2,3-pentanodiona
Ácidos orgánicos	Fórmico, acético, propiónico, láctico, butírico
Ésteres	Acetato de etilo, formiato de etilo, acetato de isoamilo, acetato de metilo

### 2.2.3. Destilación del mosto fermentado

El proceso de concentración del etanol existente en un mosto fermentado hasta alcanzar la especificación de un alcohol industrial de alta calidad apto para la producción de diferentes bebidas o con aplicaciones en la industria farmacopea implica la necesidad de remover los compuestos remanentes de la fermentación, los componentes denominados congéneres no deseados y también una importante cantidad de agua.

El objetivo principal de la destilación es garantizar la ausencia de metanol (debido a su toxicidad) y de otros compuestos que pueden tener un impacto sensorial negati-

vo, tales como el acetato de etilo, ácido 2-butanoico, ácido acético y butírico, y ácidos grasos de cadena larga, entre otros (Da Porto, 2002).

El metanol o alcohol metílico ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) es un químico tóxico tipo 3 (The Merck Index, 1996); se ha demostrado que ejerce efectos adversos sobre la salud humana. El metanol es completamente soluble en otros alcoholes, en agua y en éter. Su ingestión o inhalación puede causar desde ceguera hasta la muerte y es más lentamente oxidado en el cuerpo que el etanol. Incluso después de dos días, un tercio de lo que se ingirió aún permanece en el cuerpo. En concentraciones mayores a 4% v/v daña principalmente el sistema nervioso central, actuando específicamente en el nervio óptico, ya que se acumula en los tejidos con alta concentración de agua (Estay, 1999).

Actualmente la tecnología de separación a gran escala es de operación continua y está constituida básicamente por un preconcentrador y una o más columnas de destilación. Dicha tecnología puede presentar algunas variaciones respecto de su configuración básica al requerir de equipamiento adicional para lograr una adecuada remoción de congéneres específicos. El grado de sofisticación se incrementa en la medida en que se procede a operar con sistemas presurizados multietapas, o bien por la necesidad de desarrollar configuraciones tendientes a reducir el consumo energético.

El proceso de concentración previa a la destilación se lleva a cabo en evaporadores y suele denominarse alcoholización. Esta operación se realiza para separar el alcohol del mosto fermentado logrando un vapor con una concentración de alcohol entre 10 a 20%. Suele ser necesaria la presencia de un filtrado previo a la evaporación para retirar material insoluble que podría ensuciar los equipos posteriores. La concentración final del etanol se lleva a cabo en columnas de destilación que permiten separar los congéneres no deseados de la corriente de producto deseada. La eficiencia de separación alcanzada aumenta con el número de columnas, pero existe una solución de compromiso entre los costos de inversión y operación del equipamiento y la calidad del producto obtenido (Anderson y Vara, 1978).

Si bien la tecnología de destilación en uso actualmente en plantas industriales es eficiente y produce bebidas de buena calidad, la misma conserva un cierto grado de empirismo y un nivel importante de sobredimensionamiento básicamente por la variabilidad y complejidad de la materia prima, por lo que permanentemente se realizan esfuer-

zos en investigación y desarrollo para optimizar o modificar dicha tecnología para mejorar rendimientos, calidad, costos, disminuir excesos de sobredimensionamiento, etc. En muchos casos se suma información desde la experimentación, y a partir de ella, se prueban en plantas piloto o industriales, y en otros se realizan aportes desde la simulación complementada con datos disponibles en bibliografía (Cortella y Da Porto, 2003).

### Preconcentración por evaporación

La preconcentración se lleva a cabo normalmente en evaporadores, con el objetivo de separar los compuestos propios del mosto fermentado (nutrientes remanentes y productos de la fermentación) del alcohol producido en la fermentación.

Para la aplicación en estudio en esta tesis, el evaporador más utilizado industrialmente es el de tipo tubo y coraza, con evaporación en la coraza, también llamados hervidores tipo marmita (*kettler reboiler*) (Collier y colab. 2006; Estay, 1999; Berg, 1994; Antonov y colab., 1978).

### Concentración por destilación

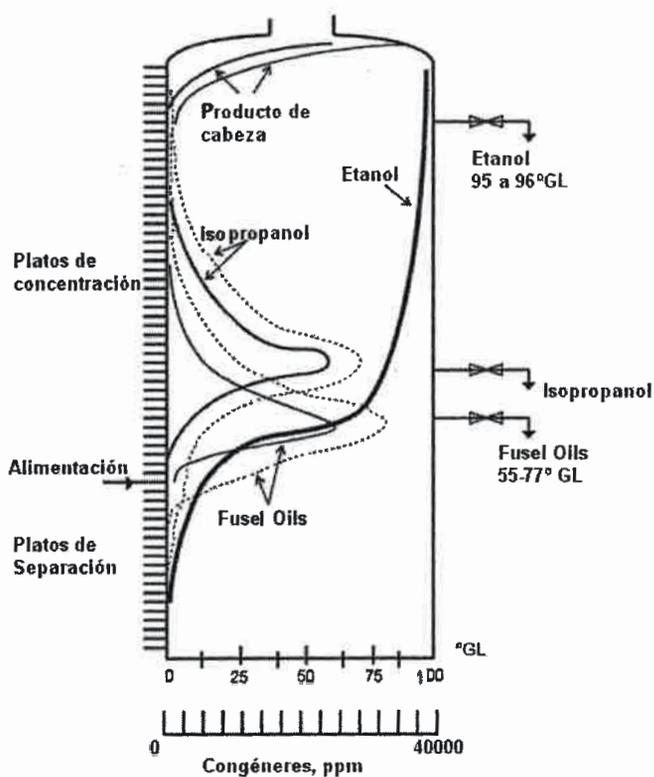
La concentración por destilación utiliza columnas de destilación que permitan separar los componentes no deseados, ya sean más volátiles que el etanol, como es el caso del metanol, o menos, como alcoholes superiores (propanol, butanol, pentanol, etc.), también llamados aceites de fusel. Estos alcoholes superiores se generan durante la fermentación y aún cuando se encuentran presentes en una proporción másica muy poco significativa, deben ser eliminados en razón de su toxicidad o por lo inadecuado de su presencia en la preparación de bebidas alcohólicas a partir del etanol (Aubert y colab., 2009).

Normalmente en una primera columna de destilación se concentra solución acuosa de alcohol resultante de la preconcentración del mosto eliminándose los aceites de fusel en una corriente que posee una graduación alcohólica adecuada que convierte a esta corriente de salida en un subproducto con un cierto valor agregado, de interés comercial para la recuperación de etanol (Kunkee y colab., 1980).

A efectos de una adecuada comprensión teórica sobre la necesidad de adoptar una configuración de destilación determinada para desarrollar la separación se presentan

en la **Figura 2-4** los perfiles de distribución típicos de algunos de los posibles componentes involucrados en el caso en estudio en esta tesis, en donde se muestra su comportamiento en forma genérica y simplificada como si el sistema fuese de columna única (Murtagh, 1999).

En la **Figura 2-4** se observa que si se opera en condiciones de estado estacionario varios congéneres tenderán a distribuirse determinando picos de concentración y, aún cuando éstos varían cuantitativamente en concentración (normalmente del orden de ppm: partes por millón) según sea la procedencia del mosto fermentado, se estabilizan en posiciones bien definidas de la columna. Se trata de evitar su ascenso en la columna lo que traería como consecuencia una degradación de la calidad del producto final. Para que esto no suceda deben extraerse como una pequeña corriente secundaria.



**Figura 2-4.** Distribución teórica de componentes del mosto fermentado en la separación.

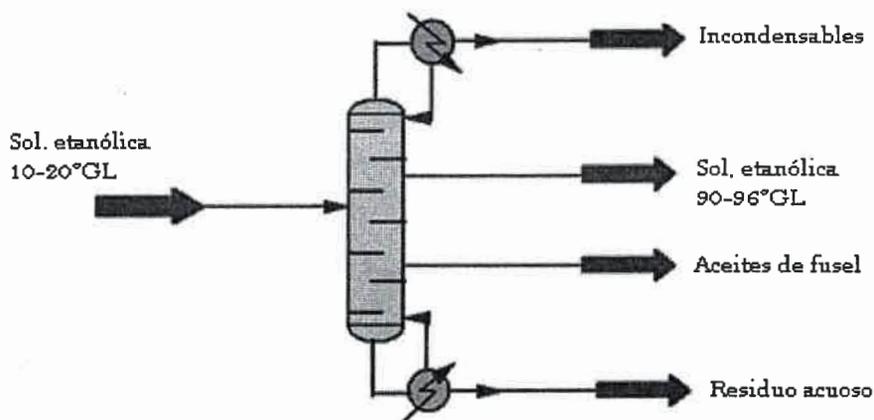
Así, los aceites de fusel y especialmente el alcohol isoamílico, uno de sus principales componentes, tienden a posicionarse en los platos en los cuales la concentración

de etanol es intermedia y la extracción normalmente se realiza uno o dos platos por encima de esta posición. Esta corriente luego podrá reprocesarse a los efectos de intentar alguna recuperación de productos, entre ellos la fracción de etanol que resulta arrastrada junto con los aceites de fusel (De Castro y colab., 1999).

La presencia de otro alcohol superior como el isopropanol puede resultar más o menos significativa dependiendo del material de partida y determinará también un pico importante pero, en razón de tener una menor temperatura de ebullición, éste se encuentra desplazado varios platos más arriba respecto del anterior justificándose en este caso, si su concentración es importante, la necesidad de otra corriente lateral de extracción (Katzen y colab., 1999).

Los componentes más livianos, productos de cabeza, se localizarán en el extremo superior y deberán eliminarse para evitar que degraden el etanol que se extrae a 90-96 ° GL (grados Guy Lussac) algunos platos por debajo de la cabeza de la torre. Finalmente, en la sección inferior se localiza un desecho acuoso prácticamente libre de etanol (Lora y colab., 1992).

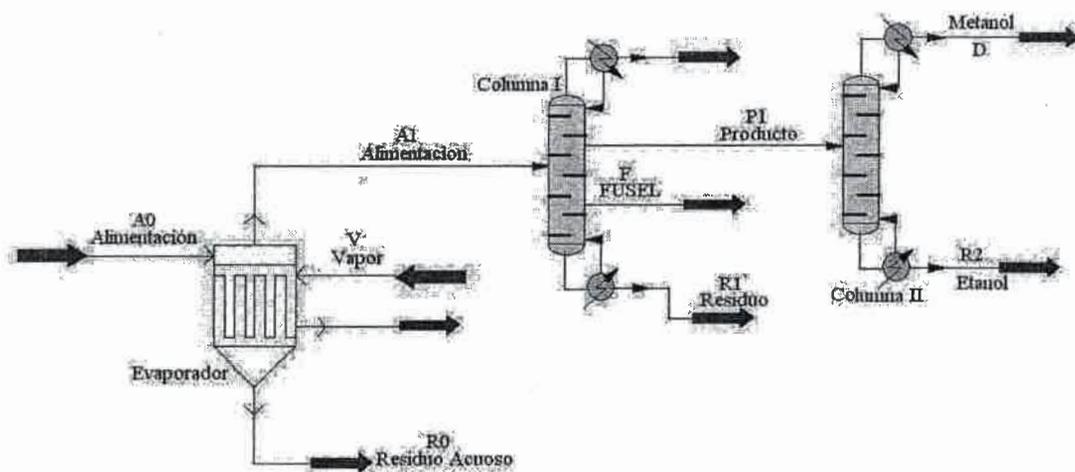
En base a estos conceptos una columna de destilación operando a reflujo total para eliminar en el condensador los gases incondensables, puede utilizarse para obtener las corrientes de producto, tal como se muestra en la **Figura 2-5**.



**Figura 2-5.** Columna I, primera separación de la solución alcohólica.

Las corrientes emergentes son cuatro: una con los gases incondensables como producto de cabeza, otra con el producto principal, el cual arrastra el metanol, los aceites de fusel y el desecho acuoso como producto de fondo de la columna.

El etanol presenta un perfil de composiciones creciente característico en la sección de enriquecimiento y se obtiene la concentración azeotrópica (o inferior a ésta) como una corriente lateral en un plato próximo a la cabeza. Es inevitable que esta corriente lateral arrastre consigo compuestos más volátiles como el metanol presente en la aplicación en estudio, el cual debe ser separado del producto final. Por tal motivo, una segunda columna, desmetilizadora, debe ser ineludiblemente incluida en la tecnología de proceso para la obtención de la bebida espirituosa analizada en este trabajo (Osorio y colab., 2004). Así, la **Figura 2-6** muestra el diagrama de flujo completo propuesto en primera instancia para analizar su factibilidad técnica y *performance* de funcionamiento.



**Figura 2-6.** Diagrama de flujo para la etapa de destilación para la etapa de destilación en la obtención de bebidas espirituosas de origen vínico.

### 2.3. Caracterización del producto de la destilación vínica

Se define *Bebida Alcohólica*, en el artículo 1110 del capítulo XIV del Código Alimentario Argentino (CAA, 2008) al líquido alcohólico destinado al consumo humano con características organolépticas especiales, con un grado alcohólico mínimo de 0,5% v/v y un máximo de 54% v/v a 20 °C, y obtenido:

-*Directamente por destilación* en presencia o no de sustancias aromáticas, de productos naturales fermentados o por maceración, infusión, percolación o digestión de sustancias vegetales; o por adición de aromas, sabores, colorantes y otros aditivos permitidos, azúcares u otros productos agrícolas al alcohol etílico potable de origen agrícola o a un destilado alcohólico simple, conforme a los procesos de elaboración definidos para cada bebida.

-Por mezcla de una *bebida alcohólica* con: otra u otras bebidas alcohólicas, alcohol etílico potable de origen agrícola o destilado alcohólico simple, una o varias bebidas fermentadas y, una o varias bebidas.

Las bebidas alcohólicas con graduación alcohólica superior a 15% v/v podrán también ser denominadas "Bebidas Alcohólicas Espirituosas". En el artículo 1111 del CAA se establece que las bebidas alcohólicas obtenidas por destilación de mostos fermentados de frutas, jugos o pulpas, deberán cumplimentar las siguientes condiciones:

- a) Graduación alcohólica no mayor de 55°GL
- b) Impurezas totales, máx. 10,0 g/L.
- c) Alcohol metílico, máx. 1,0 ml/L.
- d) Furfural, máx. 40,0 mg calculado por litro de alcohol absoluto.

#### Destilado alcohólico simple

El Código Alimentario Argentino en su capítulo XIV, expresa la especificación de: "Bebidas espirituosas, alcoholes, bebidas alcohólicas destiladas y licores". En el artículo 1108, se denomina "Destilado Alcohólico Simple" al producto con una graduación alcohólica superior al 54% v/v e inferior a 95% v/v, a 20°C, destinado a la elaboración de bebidas alcohólicas y obtenido por la destilación simple o rectificación parcial selectiva de mostos o subproductos provenientes únicamente de materias primas de origen agrícola de naturaleza azucarada resultante de la fermentación alcohólica.

La destilación deberá ser efectuada de forma que el destilado presente aroma y sabores provenientes de las materias primas utilizadas, de los derivados del proceso fermentativo y de los formados durante la destilación.

El destilado vínico con una concentración de 80% p/p o más se utiliza para la elaboración de bebidas alcohólicas o espirituosas de menor graduación alcohólica.

## 2.4. Conclusiones

Se ha presentado el marco tecnológico actual en el cual se encuentra comprendido el proceso de obtención de bebidas espirituosas, incluyendo una descripción de las características de las materias primas y productos. Se han descrito las características tecnológicas específicas de la obtención de mosto fermentado, materia prima para la tecnología bajo estudio en esta tesis. Por otra parte, se ha presentado una descripción de las transformaciones que sufre el mosto durante la fermentación, que le permiten producir la base para la producción de bebidas espirituosas de origen vínico.

Luego de un análisis de las alternativas tecnológicas disponibles se ha presentado aquí el requerimiento tecnológico de tratamiento de los mostos fermentados de origen vínico, básicamente las necesidades de utilizar diferentes etapas de separación o concentración. Se concluye que se deben extraer los nutrientes remanentes de la fermentación y los que aparecen en la misma (los sólidos insolubles son retirados previamente a la evaporación por filtración) así como los congéneres no deseados. Específicamente en la aplicación en estudio, una evaporación en un equipo de coraza y tubo con evaporación en coraza es adecuado para separar los compuestos remanentes, y posteriormente mediante dos columnas de destilación es posible separar los congéneres no deseados: aceites de fusel (alcoholes superiores) y metanol.

## Capítulo 3

### FUNDAMENTOS TEÓRICOS, NORMAS CONSTRUCTIVAS Y PROCEDIMIENTOS DE DISEÑO

En este capítulo se presenta el marco teórico en el cual se desarrollará la simulación del proceso de obtención de bebidas alcohólicas de origen vínico. Para tal fin se describen los conceptos teóricos necesarios para el tratamiento de la evaporación y la destilación de mezclas multicomponentes, analizando procedimientos de diseño, normas constructivas y especificaciones disponibles para las operaciones unitarias en estudio.

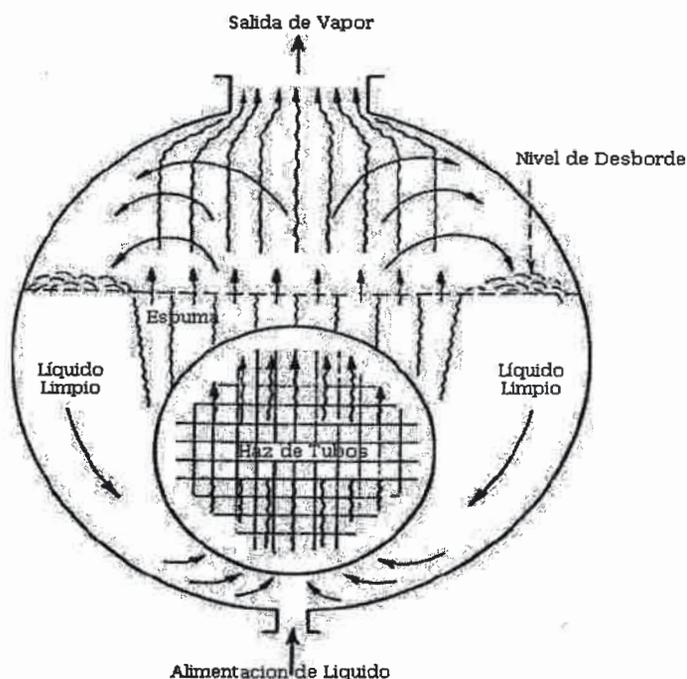
#### 3.1. Evaporación

Los evaporadores son intercambiadores de calor que aprovechan el calor latente y/o sensible de un fluido para disponer del calor necesario para la vaporización de otro fluido. Entre los evaporadores más utilizados se encuentran los de coraza y tubo, con evaporación en la coraza o en los tubos. Para la aplicación en estudio en esta tesis, industrialmente es mayor el uso de intercambiadores con evaporación en la coraza, también llamados hervidores tipo marmita (*kettler reboiler*). Este equipo consta de una coraza montada horizontalmente, tipo K según normas *TEMA* (*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association*, 1968) con un haz de tubos interiores ya sea en forma de U o rectos con un cabezal flotante (tipo T según normas *TEMA*). Este tipo de intercambiadores está descrito en bibliografía disponible, con procedimientos de cálculo

lo, correlaciones y con distintas alternativas para especificaciones de diseño (Serth, 2007; Shah y Sekulic, 2003; Mills, 1997; Holman, 1997; Hewitt y colab., 1994; Mcketta, 1992; Fraas, 1989; Cao, 1982; Kern, 1973).

Una representación esquemática de la circulación interna de fluidos en el evaporador se muestra en la **Figura 3-1**. El líquido a evaporar fluye hacia arriba de la coraza a través de un haz de tubos, llevándose a cabo la ebullición en la superficie exterior de dichos tubos. El vapor y el líquido se separan en un espacio sobre el haz de tubos; el líquido fluye a lo largo de un vertedero y se recircula tal como se muestra en el esquema hasta que finalmente se retira como producto final. El vapor a su vez sale por la parte superior de la coraza. La boquilla de salida de vapor posee mallas separadoras de gotas para minimizar el arrastre de las mismas.

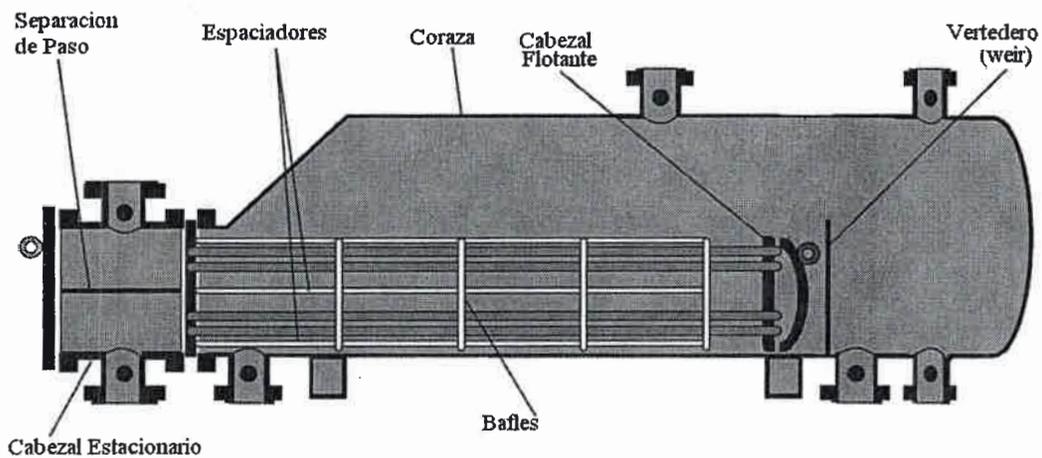
El tamaño del equipo está normalmente limitado por las dificultades de transporte y los problemas de manejo del haz de tubos si éste es removible. El diámetro de la coraza suele oscilar entre 0,6 a 3 m y el largo de la misma desde 2,4 m hasta 12 m (Serth, 2007).



**Figura 3-1.** Esquema representativo de la circulación en el evaporador (Serth, 2007).

El haz de tubos es usualmente de sección circular y se ubica en el interior de la coraza. Ocasionalmente el haz de tubos puede ser semicircular, ocupando la mitad de la coraza. Las velocidades de circulación en la coraza son relativamente bajas comparadas con las de los tubos, por lo tanto la caída de presión es pequeña frente a la de los tubos. Los flujos en las líneas de alimentación de líquido a la coraza y salida de vapor son normalmente bajos, lo que simplifica bastante los cálculos hidráulicos.

El espacio mínimo para el vapor sobre el nivel de líquido dentro de la coraza es un factor dimensional de suma importancia en este tipo de equipos. El diámetro de la coraza es normalmente 1,5 a 2 veces el diámetro del haz de tubos. El nivel de líquido es controlado por una pared de contención (*weir*), como se observa en la **Figura 3-2**. La altura de la pared de contención debe sobrepasar el haz de tubos entre 0,05 a 0,15 m. El nivel permanece constante por la acción de un controlador de nivel (Mukherjee, 1998).



**Figura 3-2.** Evaporador tipo *TEMA AKT*, adaptado de Murkherjee (1998)

En general se prefiere el haz de tubos en U, pero cuando se trabaja con fluidos con alto poder de ensuciamiento se utilizan los tubos rectos, para facilitar la limpieza. El haz de tubos se sostiene con soportes planos ubicados a lo largo del haz.

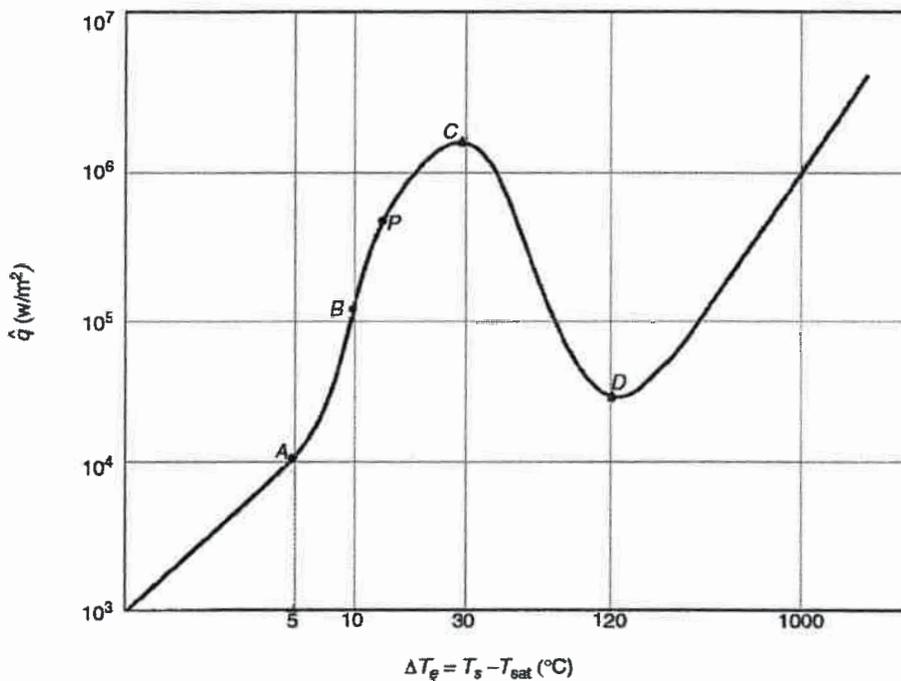
El diseño riguroso de este tipo de equipos es una tarea compleja y consume un tiempo importante sin la ayuda de programas informáticos. La intervención de dos fases durante el proceso implica la utilización de conceptos termodinámicos que permitan

describir su efecto sobre el comportamiento térmico e hidráulico del intercambiador. Por esta razón, normalmente para realizar los cálculos se utiliza un *software* específico de estos equipos (Kakac y colab., 1988).

A continuación se presenta un procedimiento de cálculo típico para evaporadores de tipo marmita, así como aspectos conceptuales y consideraciones necesarias para el diseño y/o análisis de este tipo de evaporadores.

### 3.1.1. Diferencia de temperatura media

La fuerza impulsora para la transferencia de calor necesaria para la evaporación está dada por la diferencia entre la temperatura de la superficie calefaccionada ( $T_s$ ) y la temperatura de saturación ( $T_{sat}$ ) del líquido en ebullición. En la **Figura 3-3** se muestra una curva de ebullición característica, en la cual se evidencian diferentes situaciones de evaporación que se presentan según el valor de la fuerza impulsora (Serth, 2007).



**Figura 3-3.** Curva de ebullición nucleada para agua a presión atmosférica.

La curva de ebullición evidencia la evolución del flujo de calor superficial versus la fuerza impulsora. El punto A sobre la curva marca el inicio de la ebullición nucleada, donde burbujas de vapor se forman en la superficie calefaccionada y se elevan hacia la superficie de líquido. A menores diferencias de temperaturas la transferencia de calor se produce solamente por un mecanismo de convección natural. La ebullición nucleada tiene lugar entre los puntos A y C, diferenciándose dos tipos de regímenes diferentes. Entre los puntos A y B, la ebullición se caracteriza por la formación de burbujas de vapor aisladas en los lugares de nucleación. En este régimen el calor es transferido principalmente desde la superficie sólida al líquido directamente.

A medida que el flujo se incrementa por encima del punto B, los sitios de nucleación activos y la velocidad de formación del vapor aumentan de tal manera que hay interferencia entre las burbujas y se produce coalescencia de las mismas. El vapor sube entonces en formación de mayor tamaño que las burbujas, y aumentando más aún la velocidad de flujo de calor la velocidad de formación del vapor es lo suficientemente grande como para inhibir el flujo de líquido sobre la superficie calefaccionada, causando que la pendiente de la curva de ebullición comience a disminuir. Un punto de inflexión en el punto P permite distinguir el momento en el que el coeficiente de transferencia alcanza un máximo.

El punto C, máximo de flujo de calor, es denominado punto crítico o flujo de calor crítico. En este punto la velocidad de formación de vapor es tan grande que la superficie está cubierta totalmente por una película de vapor. Como la velocidad de transferencia de los gases es muy inferior a la de los líquidos, la velocidad global de transferencia de calor comienza a disminuir a medida que aumenta la cantidad de vapor en la superficie, pasando del punto C al punto D. Esta región se denomina región de transición. El flujo de calor tiene un mínimo en el punto D. Luego de este punto el calor es transferido desde la superficie sólida pasando por la película de vapor (Palen, 1988).

La mayoría de los evaporadores son diseñados para trabajar en régimen de ebullición nucleada, donde las temperaturas son mucho más bajas. Las diferencias de temperaturas dentro del evaporador son función de la posición y su cálculo riguroso debe realizarse mediante algoritmos computacionales los cuales permiten manejar esta situación realizando análisis por zonas (cálculo por incrementos). Generalmente se puede

considerar que la entalpía tiene comportamiento lineal con la temperatura y se aplican entonces métodos de diseño que requieren de este requisito, como lo es el método de corrección F de la MLDT (media logarítmica de temperaturas). Para un diseño preliminar, se puede utilizar una diferencia media logarítmica de temperaturas aproximada, basada en la temperatura del vapor de salida como aproximación conservadora. Es decir, la MLDT se calcula suponiendo que el fluido del lado de la coraza se mantiene a la temperatura del vapor a la salida de la coraza (Kakac y Liu, 1998; Kakac, 1991).

### 3.1.2. Balances de masa y energía en el evaporador

En el evaporador o alcoholizador se realiza la concentración primaria de la solución acuosa de alcohol resultante de la fermentación y la eliminación de los sólidos solubles. La primera etapa de los cálculos necesarios para el diseño y/o simulación del equipo consisten en el planteo de los respectivos balances globales de masa y energía involucrados en la operación los cuales permitirán conocer el calor a transferir para la evaporación necesaria (Himmelblau, 1996; Reklaitis y Schneider, 1983; Felder y Rousseau, 1981).

En la **Figura 3-4** se presenta un esquema de las corrientes intervinientes en el evaporador, a considerar para el planteo de los correspondientes balances globales.

El balance de masa total para el fluido de proceso está dado por la siguiente ecuación:

$$F^1 - F^3 - F^4 = 0 \quad (3.1)$$

donde:

$F^j$  : Flujo másico de la corriente j [=] kg/h

El balance de masa para el etanol esta dado por:

$$F^1 x_E^1 - F^3 x_E^3 - F^4 x_E^4 = 0 \quad (3.2)$$

donde:

$x_E^j$  : Composición másica de etanol en la corriente j [=] kg/kg

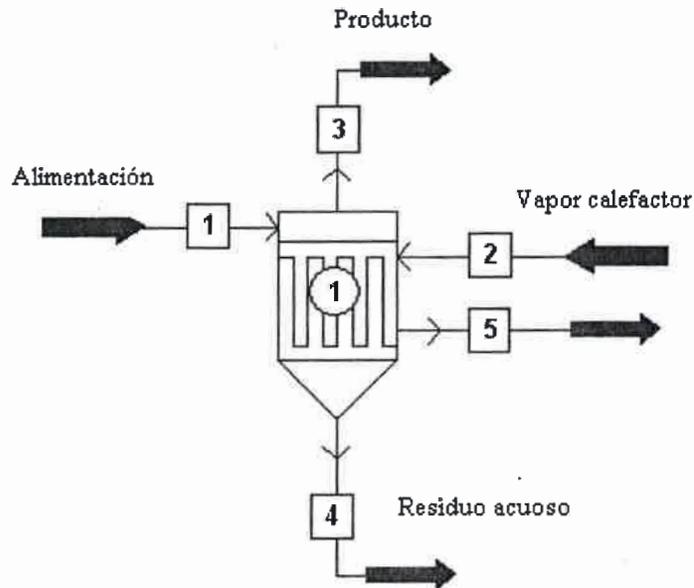


Figura 3-4. Diagrama de flujo del alcoholizador.

El balance de energía para el fluido de proceso en el alcoholizador, expresado en función de las respectivas entalpías de corriente, se plantea según:

$$F^1 \bar{H}^1 - F^3 \bar{H}^3 - F^4 \bar{H}^4 = Q \quad (3.3)$$

donde:

$\bar{H}^j$  : Entalpía específica de la corriente j [=] J/kg

$Q$ : Calor requerido para evaporación [=] W

El balance de energía para el vapor calefactor es:

$$F^2 \bar{H}^2 - F^5 \bar{H}^5 = Q = F^2 \lambda_v \quad (3.4)$$

donde:

$\lambda_v$ : Calor latente de vaporización del fluido calefactor [=] J/kg

En un método de diseño preliminar, el área total necesaria del evaporador,  $A$ , se obtiene utilizando como diferencia media de temperatura,  $\Delta T_m$ , la diferencia entre la temperatura de saturación del vapor condensante y la temperatura del vapor de salida, y  $U_D$ , coeficiente global de transferencia de calor aproximado, extraído de tablas de coeficientes típicos (Serth, 2007):

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_m} \quad (3.5)$$

donde:

$\Delta T_m$  : Diferencia media de temperatura [=] K

$A$  : Área de intercambio [=] m<sup>2</sup>

$U_D$  : Coeficiente global de transferencia de calor [=] W/m<sup>2</sup>K

El número de tubos del haz,  $n_t$ , se calcula con la siguiente ecuación:

$$n_t = \frac{A}{\pi d_o L} \quad (3.6)$$

donde:

$n_t$ : Número de tubos

$d_o$ : Diámetro externo de los tubos [=] m

$L$ : Longitud de los tubos [=] m

Si bien para un cálculo preliminar el valor del coeficiente global,  $U_D$ , es obtenido de tablas de valores típicos, para un diseño riguroso dicho coeficiente debe ser evaluado a partir de los coeficientes individuales de transferencia de calor mediante (Hewitt y colab., 1994):

$$U_D = \left[ \left( \frac{1}{h_i} + R_{Di} \right) \left( \frac{d_o}{d_i} \right) + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2 k_t} + 1/h_o + R_{Do} \right]^{-1} \quad (3.7)$$

donde:

$d_o$ : Diámetro externo de los tubos [=] m

$d_i$ : Diámetro interno de los tubos [=] m

$h_o$ : Coeficiente convectivo externo de transferencia de calor [=] W/m<sup>2</sup>K

$h_i$ : Coeficiente convectivo interno de transferencia de calor [=] W/m<sup>2</sup>K

$R_{D_o}$ : Factor de ensuciamiento externo [=] m<sup>2</sup>K/W

$R_{D_i}$ : Factor de ensuciamiento interno [=] m<sup>2</sup>K/W

$k_t$ : Coeficiente de conductividad térmica de los tubos [=] W/m K

### 3.1.3. Coeficientes de transferencia de calor para ebullición nucleada sobre tubos horizontales

El coeficiente de transferencia de calor en ebullición nucleada de un haz de tubos debe ser evaluado mediante correlaciones específicas para este caso. Este coeficiente tiene la característica distintiva de ser más alto comparativamente a los coeficientes convectivos sin ebullición, debido a la alta velocidad de transferencia de calor ocasionada por la presencia de una circulación por mecanismos convectivos que se establecen dentro y alrededor del haz de tubos. Dicha circulación es impulsada por la diferencia de densidades entre el líquido y la mezcla de dos fases.

La velocidad de circulación puede ser calculada con modelos a resolver con computadoras y se utiliza para determinar la contribución de la transferencia de calor por convección.

Uno de los métodos más utilizados para calcular el coeficiente de transferencia de calor convectivo en ebullición nucleada fue presentado por Palen (Serth, 2007). Dicho coeficiente puede ser calculado de la siguiente manera:

$$h_o = h_{nb} F_b + h_{nc} \quad (3.8)$$

donde:

$h_{nb}$ : Coeficiente convectivo en ebullición alrededor de un tubo [=] W/m<sup>2</sup>K

$h_{nc}$ : Coeficiente para convección natural en fase líquida [=] W/m<sup>2</sup>K

$F_b$ : Factor de convección para un haz de tubos

Para evaluar el coeficiente de convección natural en fase líquida,  $h_{nc}$ , se pueden utilizar varias correlaciones disponibles en bibliografía para transferencia de calor por convección natural desde cilindros horizontales. A modo de ejemplo, se puede citar la correlación de Churchill y Chu (1975).

Sin embargo la convección natural tiene una contribución muy pequeña a la transferencia de calor total, excepto que la diferencia media de temperatura sea muy pequeña (por ejemplo, menor a 4 °C). En base a esta menor incidencia, puede considerarse que un valor bastante aproximado para soluciones acuosas puede ser tomado igual a 1000 W/m<sup>2</sup>K (Serth, 2007).

El factor que representa los efectos de circulación en un haz de tubos,  $F_b$ , se puede evaluar mediante una correlación empírica que tiene en cuenta la geometría del haz de tubos:

$$F_b = 1 + 0,1 \left[ \frac{0,785D_b}{C1D_o(pt/d_o)^2} - 1 \right]^{0,75} \quad (3.9)$$

donde:

$D_b$ : Diámetro del haz de tubos [=]m

$pt$ : *Pitch* (paso) de los tubos [=] m

$C1 = 1$  para arreglo cuadrado

= 0,866 para arreglo triangular

El coeficiente individual de transferencia de calor para ebullición nucleada,  $h_{nb}$ , se puede obtener a través de varias correlaciones: Forster-Zuber, Mostinski, Cooper, Stephan-Abdelsalam, etc. A modo de ejemplo se presenta la correlación de Mostinski, basada en el principio de los estados correspondientes, la cual incluye factores de corrección que tienen en cuenta los efectos de la mezcla y de la convección en el haz de tubos (Serth, 2007).

Para utilizar la ecuación de Mostinski se necesita determinar los valores de la presión pseudo-crítica y pseudo-reducida para la mezcla:

$$P_{pc} = \sum x_i P_{ci} \quad (3.10)$$

$$P_{pr} = \frac{P}{\sum x_i P_{ci}} \quad (3.11)$$

donde:

$P_{pc}$ : Presión pseudo-crítica de la mezcla [=] Pa

$P_{ci}$ : Presión crítica del componente  $i$  [=] Pa

$x_i$ : Fracción molar del componente en el líquido [=] mol i/mol

$P_{pr}$ : Presión pseudo-reducida de la mezcla

$P$ : Presión de entrada del fluido a evaporar [=] Pa

La correlación de Mostinski para el cálculo del coeficiente convectivo de calor en ebullición nucleada alrededor de un tubo es (Serth, 2007):

$$h_{nb} = 0,00417 P_{pc}^{0,69} q^{0,7} F_p F_m \quad (3.12)$$

donde:

$h_{nb}$ : Coeficiente de ebullición nucleada [=] W/m<sup>2</sup> K

$P_{pc}$ : Presión pseudo-crítica [=] kPa

$q$ : Densidad de flujo de calor [=] W/m<sup>2</sup>

$F_p$ : Factor de corrección de presión

$F_m$ : Factor de corrección por mezclas multicomponentes

El factor de corrección,  $F_m$ , debido a la presencia de mezclas multicomponentes, se calcula según:

$$F_m = (1 + 0,023 q^{0,15} BR^{0,75})^{-1} \quad (3.13)$$

donde:

BR: Rango de ebullición=  $T_{rocio}-T_{burbuja}$  [=] K

Para la determinación del factor de corrección de presión,  $F_p$ , es posible utilizar la siguiente expresión:

$$F_p = 1,8P_{pr}^{0,17} + 4P_{pr}^{1,2} + P_{pr}^{10} \quad (3.14)$$

Finalmente, para evaluar el coeficiente individual de transferencia de calor con vapor condensante,  $h_i$ , considerando el respectivo factor de ensuciamiento, se puede utilizar la siguiente aproximación (Serth, 2007):

$$\left[ \left( d_0/d_i \right) \left( \frac{1}{h_i + R_{D_i}} \right) \right]^{-1} \cong 8500 \text{ W/m}^2\text{K} \quad (3.15)$$

### 3.1.4. Factores de ensuciamiento

Los coeficientes de transferencia de calor en los evaporadores son generalmente altos, lo que hace que las resistencias al ensuciamiento sean muy incidentes en el diseño final. Por este motivo es importante utilizar valores de los factores de ensuciamiento lo más reales posibles para evitar un exceso grave de sobredimensionamiento que puede resultar en problemas operativos, así como en gastos innecesarios. La mejor fuente de información sobre factores de ensuciamiento es la experiencia previa con la misma aplicación o similar, aunque valores típicos disponibles en bibliografía pueden ser de utilidad para diseños preliminares (Serth, 2007; Douglas, 1988).

### 3.1.5. Densidad de flujo crítica

En el diseño de este tipo de evaporadores es muy importante conocer el flujo máximo de calor para evitar la formación de vapor sobre la superficie de intercambio.

La correlación semiempírica de Zuber (Serth, 2007) es una de las más adecuadas para predecir el flujo máximo crítico de calor en ebullición nucleada sobre una superficie determinada:

$$q_{ct} = 0,149 \lambda \rho_v^{0,5} [\sigma g (\rho_L - \rho_v)]^{1/4} \quad (3.16)$$

donde:

$q_{ct}$  : Densidad de flujo de calor crítico por tubo [=] W/m<sup>2</sup>

$\sigma$ : Tensión superficial [=] N/m

$\lambda$ : Calor latente [=] J/kg

$g$ : Aceleración de la gravedad [=] m/s<sup>2</sup>

$\rho_L$ : Densidad del líquido [=] kg/m<sup>3</sup>

$\rho_v$ : Densidad del vapor [=] kg/m<sup>3</sup>

Otra correlación muy utilizada para evaluar la densidad de flujo de calor crítico, y que evidencia la fuerte dependencia de la misma con la presión de trabajo es la debida a Mostinski (Serth, 2007) y está basada en el principio de los estados correspondientes:

$$q_{ct} = 0,367 P_c Pr^{0,35} (1 - Pr)^{0,9} \quad (3.17)$$

donde:

$q_{ct}$  : Densidad de flujo de calor crítico por tubo [=] BTU/h ft<sup>2</sup>

$P_c$  : Presión crítica [=] lb/plg<sup>2</sup>

$Pr$  : Presión reducida

Dado que la ebullición se produce en toda la superficie de intercambio, ofrecida por todos los tubos del haz, una corrección a la ecuación (3.16) o (3.17) debe ser realizada para tener en cuenta esta variación. Palen (1988) ha propuesto el siguiente procedimiento:

$$q_c = q_{ct} \phi_h \quad (3.18)$$

donde:

$q_c$ : Densidad de flujo crítico para el haz de tubos [=] W/m<sup>2</sup>

$\phi_h$ : Factor de corrección para el haz de tubos

Para determinar el factor de corrección para el haz de tubos, se define un parámetro geométrico adimensional del haz de tubos,  $\psi_{haz}$ , como:

$$\psi_{haz} = \frac{\pi D_b L}{A} \quad (3.19)$$

Dependiendo del valor de este parámetro geométrico, el factor de corrección,  $\phi_h$ , se calcula de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} \text{si } \psi_{haz} < 0,323 & \quad \phi_{haz} = 3,1 \psi_{haz} \\ \text{si } \psi_{haz} \geq 0,323 & \quad \phi_{haz} = 1 \end{aligned} \quad (3.20)$$

Se recomienda que la relación porcentual entre la densidad de flujo calor del sistema y la de flujo crítico no exceda de 70% a fin de proporcionar un margen de seguridad adecuado para la fiabilidad del funcionamiento del evaporador.

Durante la operación del evaporador, el valor de  $\Delta T_e$  puede llegar a superar el valor máximo de ebullición nucleada, sobre todo cuando la unidad está limpia. Esta situación normalmente se puede corregir ajustando la presión del vapor calefactor. Los valores máximos de  $\Delta T_e$  se tabulan para una serie de sustancias, y proporcionan orientación en la especificación de una temperatura de diseño apropiada para el medio de calentamiento. El  $\Delta T_e$  crítico, disminuye notablemente con la presión creciente del fluido a evaporar. Algunas veces, a fin de garantizar la ebullición nucleada, se toma como valor adecuado de  $\Delta T_e$  crítico aproximadamente 30 K. Sin embargo, esta regla no es siempre válida debido precisamente al efecto de la presión sobre el  $\Delta T_e$  crítico (Serth, 2007).

### 3.1.6. Diámetro de la coraza

En este tipo de intercambiadores (tipo K, según normas *TEMA*), el diámetro de la coraza es elegido para proporcionar un espacio por encima de la superficie del líquido en ebullición que permita la separación líquido-vapor. Una regla heurística de uso muy difundido es que la distancia desde la parte más alta de los tubos a la parte superior del depósito debe ser de, al menos, el 40% del diámetro de la coraza.

Un procedimiento de dimensionamiento más riguroso se basa en la siguiente ecuación empírica para la carga de vapor,  $VL$  (Serth, 2007):

$$VL = 2290 \rho_v \left( \frac{\sigma}{\rho_L - \rho_v} \right)^{0,5} \quad (3.21)$$

donde:

$VL$ : Carga de vapor [=] lbm/h ft<sup>3</sup>

$\rho_v$ : Densidad del vapor [=] lbm/ft<sup>3</sup>

$\rho_L$ : Densidad del líquido [=] lbm/ft<sup>3</sup>

$\sigma$ : Tensión superficial [=] dina/cm

La carga de vapor se define como la velocidad de flujo másico del vapor dividido por el volumen ocupado por el vapor. Esta ecuación proporciona una velocidad de vapor lo suficientemente baja como para impedir el excesivo arrastre de gotas de líquido. En base a la sección transversal de la coraza tipo K de la **Figura 3-1**, se define el área  $SA$  del domo como el sector del segmento circular que se encuentra por encima de la superficie del líquido. El área  $SA$ , se calcula a partir de la carga de vapor mediante la siguiente ecuación:

$$SA = \frac{\dot{m}_v}{L \times VL} \quad (3.22)$$

donde:

$m_v$ : Flujo másico de vapor [=] kg/h

$SA$ : Área del domo [=] m<sup>2</sup>

Conocidos el diámetro del haz de tubos y el área  $SA$  se puede determinar el diámetro de la coraza por métodos numéricos adecuados para encontrar raíces de ecuaciones no lineales.

La altura de líquido en el depósito será igual al diámetro del haz de tubos más la separación entre el haz y la parte inferior de la coraza. Para contrarrestar el efecto de la espuma, la altura de nivel de líquido se aumenta en 0,076 a 0,127 m (3–5 plg), por encima de la fila superior de los tubos (Serth, 2007).

### 3.1.7. Análisis de vibración de los tubos

El haz de tubos de los equipos intercambiadores de calor del tipo coraza y tubo puede presentar fallas originadas por excesivas vibraciones inducidas por la circulación de fluido externo. Estas vibraciones pueden originarse por cambios en las condiciones de operación del equipo o por una deficiente evaluación de las mismas realizada durante el diseño. Como consecuencias de estas vibraciones se tiene el desgaste, excesivo ruido acústico y daño estructural.

Para la evaluación de estas vibraciones inducidas por el fluido se utilizan guías de diseño y criterios de aceptación preparados por distintos laboratorios de investigación. Estas guías son el producto de la combinación de modelos teóricos con el resultado de programas de experimentación. Estas aproximaciones semiempíricas son consecuencia de las dificultades existentes para establecer modelos teóricos que tengan en cuenta todas las variables y no-linealidades existentes en los problemas que resultan de la interacción fluido-estructura. La utilización de estas guías permite evaluar si un equipo puede llegar a soportar vibraciones con la amplitud definida en base a sus características geométricas y de flujo.

La frecuencia natural de vibración se expresa mediante la siguiente ecuación (Ghiselli y colab., 2005):

$$f = \frac{\lambda_a^2}{2\pi L_a^2} \sqrt{\frac{EI}{M}} \quad (3.23)$$

donde:

$f$ : Frecuencia natural [=] Hertz

$\lambda_a$ : Parámetro adimensional que es función de las condiciones de contorno (en este caso, del tipo de las condiciones de soporte del tubo en los apoyos del mismo)

$L_a$ : Longitud entre apoyos [=] m

$M$ : Masa por unidad de longitud del tubo incluyendo la masa de fluido interior al mismo y la masa de fluido exterior al tubo que se considera masa asociada al mismo [=] kg/m

$E$ : Módulo de elasticidad del material del tubo [=] N/m<sup>2</sup>

$I$ : Momento de inercia de la sección del tubo [=] N m

Las frecuencias naturales de vibración de los tubos son inversamente proporcionales al cuadrado de la longitud entre apoyos, lo que implica que para longitudes grandes se tendrán bajas frecuencias. Las vibraciones en frecuencias bajas requieren menor energía para alcanzar iguales amplitudes máximas de vibración, por lo tanto el agregado de soportes adicionales resulta en frecuencias naturales de vibración más altas y en una menor susceptibilidad para excitar vibraciones de gran amplitud.

Los mecanismos de excitación de vibraciones más relevantes para los tubos de los intercambiadores de calor son la inestabilidad fluidoelástica, el desprendimiento de vórtices, y con menor incidencia para el caso en estudio, la turbulencia y la resonancia acústica.

### Inestabilidad fluidoelástica

La inestabilidad fluidoelástica es el fenómeno que ocurre cuando la velocidad del fluido es tan alta como para que la energía absorbida por la estructura desde el fluido sea mayor que la que ésta puede disipar por amortiguamiento. Esta inestabilidad

conduce generalmente a amplitudes de vibración elevadas que resultan destructivas. La velocidad de fluido mínima a la cual ocurre la inestabilidad se denomina velocidad crítica.

La inestabilidad fluidoelástica es el mecanismo de excitación de vibraciones más importante en condiciones de flujo cruzado, cuando la estructura en cuestión está formada por elementos que permiten el acoplamiento entre las fuerzas y movimientos producidos en los mismos, como es el caso del haz de tubos.

La determinación de la velocidad crítica del fluido en el espacio existente entre dos tubos del arreglo puede hacerse a partir de la siguiente expresión (Ghiselli y colab., 2005):

$$V_c = 3 f d_0 \delta_m^{0,5} \quad (3.24)$$

donde:

$V_C$  : Velocidad crítica del fluido en el espacio entre los tubos [=] m/s

$\delta_m$  : Número adimensional denominado parámetro de masa-amortiguamiento.

El parámetro de masa-amortiguamiento se puede calcular a partir de la ecuación (Ghiselli y colab., 2005):

$$\delta_m = \frac{2\pi\xi M}{\rho d_0} \quad (3.25)$$

donde:

$\xi$  : Coeficiente de amortiguamiento del tubo sumergido en el fluido

$\rho$  : Densidad del fluido [=] kg/m<sup>3</sup>

Como criterio de diseño se puede utilizar la relación  $V_C/V_E$ , la que debe resultar superior a 1(uno), para evitar la zona de vibraciones por inestabilidad fluidoelástica.

En esta relación,  $V_E$ , es la velocidad efectiva del fluido entre tubos, teniendo en cuenta la posible variación de la velocidad cruzada del fluido a lo largo del tubo y la

forma modal que adopta el tubo al vibrar con su frecuencia natural de vibración. Esta velocidad puede evaluarse según:

$$V_E = \frac{\int \phi_m^2 V_G^2 dx}{\int \phi_m^2 dx} \quad (3.26)$$

donde:

$V_G$ : Velocidad del fluido en el espacio entre los tubos [=] m/s

$\phi_m$ : Función de la forma modal de vibración del tubo correspondiente a la frecuencia natural crítica.

$x$ : Posición entre tubos [=] m

### Desprendimiento de vórtices

Cuando la fuerza de presión del fluido no alcanza para mantener la capa límite pegada a la superficie de los tubos, se produce el desprendimiento de la misma en forma de vórtices. El desprendimiento de vórtices o fenómeno de vórtices de estela, ocurre a menudo inmediatamente aguas debajo de la estructura sometida al flujo cruzado y la periodicidad o frecuencia de estos vórtices genera fuerzas periódicas sobre los tubos.

Si la frecuencia del desprendimiento de vórtices coincide con alguna de las frecuencias naturales de los tubos, se producirá una resonancia y ésta puede resultar en un problema si la amplitud de la respuesta es lo suficientemente grande como para controlar el mecanismo de desprendimiento de vórtices. En este caso, denominado *fenómeno de sintonización*, las fuerzas periódicas sobre los tubos producidas por los vórtices se correlacionan espacialmente con el modo de vibración de la estructura produciendo un aumento de las amplitudes de vibración.

En un cilindro aislado en flujo cruzado, este fenómeno se denomina normalmente "Vórtices de Von Karman" y para el caso de arreglos de cilindros, como es el caso del haz de tubos de intercambiadores de calor, el fenómeno difícilmente se produzca en el interior del haz debido a que la elevada turbulencia que se genera al pasar el fluido entre los cilindros impide la formación de los vórtices, pero sí resulta posible en los tubos de la periferia del arreglo.

Por otra parte, resulta más probable encontrar amplitudes de vibración importantes en aquellos casos en que el fluido sea líquido, dado que las fuerzas generadas son mayores que en el caso de fluido gaseoso como consecuencia de que éstas resultan proporcionales a la densidad del fluido.

La velocidad crítica del fluido a la cual se produce el desprendimiento de los vórtices puede calcularse con la ecuación (Ghiselli y colab., 2005):

$$V_{CG} = \frac{f d_0}{St} \quad (3.27)$$

donde:

$V_{CG}$ : Velocidad crítica del fluido [=] m/s

$St$ : Número de Strouhal

El número de Strouhal depende de las características del arreglo de los tubos. Por ejemplo, para un arreglo triangular de tubos con una dada relación paso/diámetro ( $pt/d_0$ ), éste se calcula con la ecuación:

$$St = \frac{1}{1,73 \left(\frac{pt}{d_0} - 1\right)} \quad (3.28)$$

### Vibraciones por turbulencia

La turbulencia del fluido puede inducir vibraciones en los tubos de los intercambiadores de calor. Esa turbulencia puede ser de campo cercano, cuando se produce localmente al circular el fluido alrededor de los tubos o, puede tratarse de turbulencia de campo lejano, cuando está originada en componentes ubicados aguas arriba del mazo de tubos.

La turbulencia del fluido genera sobre la superficie de los tubos fluctuaciones de presión aleatorias, que fuerzan la respuesta dinámica de los mismos como una vibración en frecuencias cercanas a sus frecuencias naturales.

Las amplitudes de vibración que se tienen varían aleatoriamente en el tiempo y en dirección, por lo que su predicción con cierto grado de exactitud resulta muy compleja. En general, se puede decir que la amplitud de las vibraciones por turbulencia resultará directamente proporcional a la velocidad del fluido. Este mecanismo de excitación es la principal fuente de vibraciones en condiciones de flujo axial y la expresión más aceptada para su evaluación es la presentada por Paidoussis (Ghiselli y colab., 2005).

### Resonancia acústica

La resonancia acústica es un fenómeno que puede producirse en el haz de tubos de intercambiadores de calor sometidos a un flujo cruzado gaseoso. El fenómeno ocurre cuando la frecuencia de desprendimiento de vórtices en los tubos coincide con una de las frecuencias naturales de la cavidad acústica formada por la estructura que rodea al arreglo de tubos, la que en este caso estaría representada por la coraza del intercambiador de calor. En un caso como el descrito, la resonancia que se produce en la cavidad acústica correlaciona su vibración con el desprendimiento de los vórtices, produciéndose un ruido acústico muy intenso (típicamente más de 100 dB en las cercanías del componente) que conduce a un severo daño estructural.

## **3.2. Destilación**

La destilación es una operación de separación con aporte de energía donde una fracción del vapor que sale por la parte superior del equipo (columna de destilación) es condensada y reintroducida en ésta como reflujo. Puede tratarse de un proceso continuo o discontinuo. La operación se lleva a cabo en columnas en cuyo interior se ponen en contacto una fase líquida y una fase vapor, que fluyen en contracorriente. En el interior de la columna se producen una serie de vaporizaciones y condensaciones sucesivas a través de las cuales se obtiene la separación deseada.

La columna de rectificación sencilla consta de tres corrientes externas, el destilado, que sale por la parte superior o cabeza de la columna, el residuo, que abandona la columna por la zona inferior o fondo, y la alimentación que se introduce entre ambas.

Normalmente cuenta con un condensador, que puede ser total o parcial, situado en la cabeza y una caldera o evaporador en la base que suministra la energía necesaria para llevar a cabo la evaporación, generando el vapor que asciende por la columna e intercambia materia con el reflujo líquido.

La sección de la columna que se encuentra por encima de la alimentación, se denomina, sección de enriquecimiento, y es donde se produce un aumento de la concentración en el vapor de los componentes más volátiles, mientras que la zona por debajo es la sección de agotamiento, donde el líquido se empobrece en estos componentes.

Se llama relación de reflujo, al cociente entre el caudal de reflujo  $L$ , y el caudal del producto final obtenido como destilado,  $D$ . Una columna de rectificaciones tiene dos límites ideales o teóricos de operación basados en la relación de reflujo, ellos son el reflujo mínimo y el reflujo total. En este último, el número de etapas requeridas para alcanzar una separación dada es el mínimo, pero no se obtiene producto, ya que todo el destilado se devuelve a la columna como reflujo.

Cualquier columna debe funcionar con una relación de reflujo intermedia, entre el mínimo y el total, siendo el factor económico el determinante de la relación de reflujo más adecuada.

### 3.2.1. Métodos aproximados (*ShortCut*)

Los métodos aproximados o métodos *shortcut* se utilizan con distintos fines, tales como diseño preliminar, estudios paramétricos para establecer condiciones óptimas de diseño, para estudios de síntesis del proceso y para determinar las secuencias de columnas de separación óptimas.

Entre los métodos aproximados se encuentra el Método Fenske-Underwood-Gilliland (*FUG*) y sus variantes para la determinación del reflujo y las etapas necesarias en la destilación de sistemas multicomponentes. Este método está presentado como el más utilizado en la bibliografía de destilación disponible ya que se puede aplicar fácilmente por medio de cálculos manuales si las propiedades físicas pueden ser consideradas independientes de la composición. Sin embargo, como los cálculos son de tipo itera-

tivo, normalmente se resuelven mediante el uso de computadoras (Biegler y colab., 1997; Schweitzer, 1997; Kister, 1990; Treybal, 1988; Wankat, 1988; Douglas, 1988; Holland, 1981, McCabe y Smith, 1980).

#### Ecuación de Fenske para la determinación del Número Mínimo de Etapas

Para una mezcla multicomponentes con volatilidad relativa constante, Fenske propone una expresión para determinar el número mínimo de etapas o platos equivalente al reflujo total), dada por la siguiente ecuación (Douglas, 1988):

$$N_m = \frac{\ln \left[ \left( \frac{x_{D,LK}}{x_{D,HK}} \right) \left( \frac{x_{W,HK}}{x_{W,LK}} \right) \right]}{\ln (\alpha_{LK,HK})} \quad (3.29)$$

donde:

$N_m$ : Número mínimo de etapas

$\alpha$ : Volatilidad relativa

$x_i$ : Fracción molar en la fase líquida [=] mol i/mol

y los subíndices significan:

$LK$ : componente clave liviano

$HK$ : componente clave pesado

$D$ : destilado

$W$ : residuo

#### Ecuación de Undergood para el cálculo de la relación de Reflujo Mínimo

Para separaciones binarias y volatilidades constantes, se cuenta con las ecuaciones correspondientes a la línea de operación (rectificación), la curva del equilibrio líquido-vapor y la línea de alimentación, dadas por las siguientes expresiones (Douglas, 1988):

*Línea de operación (rectificación):*

$$y = \frac{R_m}{R_m+1} x + \frac{x_D}{R_m+1} \quad (3.30)$$

donde:

$R_m$  : Relación de reflujo mínima

$x$  : Fracción molar en fase líquida del componente más volátil [=] mol i/mol

$y$  : Fracción molar en fase vapor del componente más volátil [=] mol i/mol

*Curva equilibrio:*

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} \quad (3.31)$$

*Línea de alimentación:*

$$y = \frac{qr}{qr-1} x - \frac{z_F}{qr-1} \quad (3.32)$$

donde:

$qr$  : Calor requerido para vaporizar 1 mol de alimentación/calor de vaporización

$z_F$  : Fracción molar en la alimentación del componente más volátil [=] mol i/mol

Combinando las ecuaciones (3.30), (3.31) y (3.32) se obtiene la siguiente expresión:

$$\frac{R_m z_F}{R_m(1-z_F)+qr(1-x_D)} = \frac{\alpha[x_D(qr-1)+z_F(R_m+1)]}{(R_m+1)(1-z_F)+(qr-1)(1-x_D)} \quad (3.33)$$

Dependiendo del valor de  $qr$  se obtienen distintas expresiones para el reflujo mínimo; por ejemplo, para líquido saturado ( $qr=1$ ), se tiene:

$$R_m = \left(\frac{1}{\alpha-1}\right) \left[\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1-x_D)}{1-x_F}\right] \quad (3.34)$$

Extendiendo esta ecuación para mezclas multicomponentes, se propone que el reflujo mínimo sea:

$$R_m = \left( \frac{1}{\alpha_{LK,HK} - 1} \right) \left[ \frac{x_{D,LK}}{x_{F,LK}} - \frac{\alpha_{LK,HK} x_{D,HK}}{x_{F,HK}} \right] \quad (3.35)$$

Esta ecuación es bastante conservativa, y en ocasiones demasiado conservativa. Normalmente la relación de reflujo de trabajo variará entre un 10 a un 30% por encima de la relación de reflujo mínima. Estos valores corresponden a óptimos económicos, puesto que una alta relación de reflujo conduce a menores requerimientos de etapas de separación pero un mayor requerimiento energético.

Ecuación de Gilliland para la determinación del Número de Etapas Teóricas

A partir del número mínimo de etapas y del reflujo mínimo, es posible estimar el número de etapas teóricas,  $N$ , en función de la relación de reflujo,  $R$  (Douglas, 1988):

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,75 \left[ 1 - \left( \frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0,5688} \right] \quad (3.36)$$

donde:

$N$ : Número de etapas o platos teóricos

$R$ : Relación de reflujo ( $L/D$ )

Altura de la torre

Para calcular el número real de platos,  $N_{real}$ , el número de platos teóricos es afectado por la eficiencia de la etapa (Schweitzer, 1997):

$$N_{real} = \frac{N}{E_0} \quad (3.37)$$

donde:

$E_0$ : Eficiencia del plato

El espaciado entre platos  $EP$  más común de una columna es de aproximadamente 0,60 m. La altura correspondiente para los platos se calcula según (Biegler y colab., 1997):

$$H_{\text{platos}} = EP \left( \frac{N}{E_0 - 1} \right) \quad (3.38)$$

Es práctica común incluir un espacio adicional entre 1,5 a 3 m en la parte superior de la torre para que ocurra la separación vapor-líquido. En el fondo de la torre, también se debe dejar un espacio extra, para coleccionar el líquido. Permitiendo que el tiempo de retención en el fondo sea de por lo menos 5 min, para asegurar la alimentación de la columna, se añaden 1,5 a 3 m en dicho extremo de la torre (Douglas, 1988).

Una expresión muy utilizada en el diseño de columna para calcular la altura total es:

$$H_{\text{total}} = \frac{EPN}{E_0} + H_0 \quad (3.39)$$

En la ecuación (3.47),  $H_0$  incluye los espacios extras en la cabeza y fondo de la torre. Otra aproximación, consiste en expresar el espacio adicional como el 15% de la altura de los platos.

#### Diámetro de columna y velocidad de inundación

El diámetro de la columna usualmente se selecciona para permitir que la velocidad del vapor se encuentre dentro del rango del 60 al 80% de la velocidad de inundación. En el estado estacionario, una gota está en equilibrio de fuerzas, entre su peso y la fuerza de arrastre del fluido. Por consiguiente, un balance de fuerzas da (Couper y colab., 2005):

$$\frac{4}{3} \pi R^3 (\rho_L - \rho_v) g = C_D \left( \frac{1}{2} \rho_v v^2 \right) \pi R a^2 \quad (3.40)$$

donde:

$v$ : Velocidad del gas [=] m/s

$\rho_v$ : Densidad del vapor [=] kg/m<sup>3</sup>

$\rho_L$ : Densidad del líquido [=]kg/m<sup>3</sup>

$Ra$ : Radio de la gota [=]m

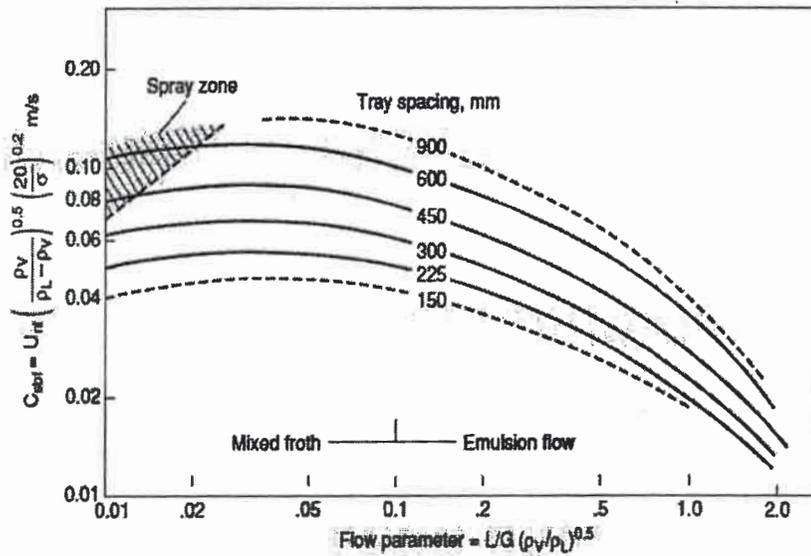
$C_D$ : Coeficiente de arrastre

Entonces, la velocidad de inundación es:

$$v = \sqrt{\frac{8gRa}{3C_D}} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \tag{3.41}$$

Se puede estimar una velocidad de modo que todas las gotas mayores que un determinado tamaño caigan al plato inferior (Douglas, 1988).

En base a este concepto, se han propuesto distintas correlaciones para determinar los límites de inundación. Definiendo un parámetro de capacidad,  $C_{sbf}$ , se ha correlacionado éste con un parámetro de flujo  $F_{lg}$  como se muestra en la **Figura 3-5** (Perry y colab., 1984). Esta gráfica se puede utilizar para determinar la velocidad de inundación del gas para platos perforados o con campanas de burbujeo.



**Figura 3-5.** Límites de inundación para platos perforados y de campanas.  $L/G$  es la relación de masa de líquido/gas.  $\sigma$ : tensión superficial en dyn/cm.  $U_{nf}$ : velocidad de inundación (Perry y colab., 1984).

Para obtener el área de paso de la columna, y por consiguiente su diámetro, se considera que aproximadamente el 12% del área es ocupada por el líquido que baja.

Además, se debe evaluar el diámetro de la columna por encima y por debajo de la bandeja de alimentación; si los dos valores no son demasiado diferentes, se adopta el diámetro mayor. Cuando los diámetros estimados difieren significativamente, se construye una torre con dos secciones, cada una con su diámetro adecuado.

No es conveniente construir torres muy altas y delgadas porque se pueden pandear y doblarse con vientos fuertes. Una guía para el diseño utilizada es que la altura debe ser inferior a 54 m, pero mejor aún es que se mantenga una relación altura/diámetro menor a 30 (Douglas, 1988).

### Columnas complejas (con salidas laterales)

Cuando las columnas tienen más de dos corrientes de salida (destilado y residuo), se convierten en columnas complejas. Existen algunos métodos *shortcut* para este tipo de columnas (Abad-Zarate y colab., 2006; Douglas, 1988). Glinos y Malone proponen, para una corriente de alimentación de tres componentes (A, B y C) y una corriente lateral de salida por encima de la alimentación (ver **Figura 3-6**), las siguientes ecuaciones simplificadas para evaluar la concentración mínima del compuesto A y la máxima de B en dicha corriente lateral (Douglas, 1988):

$$x_{AS,min}^2 - \left[ 1 + \frac{x_{BF}}{R_2 (x_{AF} + x_{BF})} + \frac{1}{R_2 (\alpha_{AB} - 1)} \right] x_{AS,min} + \frac{x_{AF} / (1 - x_{CF})}{R_2 (\alpha_{AB} - 1)} = 0 \quad (3.42)$$

$$x_{BS,maximo} = 1 - x_{AS,min} - x_{CF} \quad (3.43)$$

$R_2$  es la relación de reflujo, para una separación primaria AB/C, en el plato de alimentación, y se calcula como:

$$R_2 = \frac{V_2}{D+P} \quad (3.44)$$

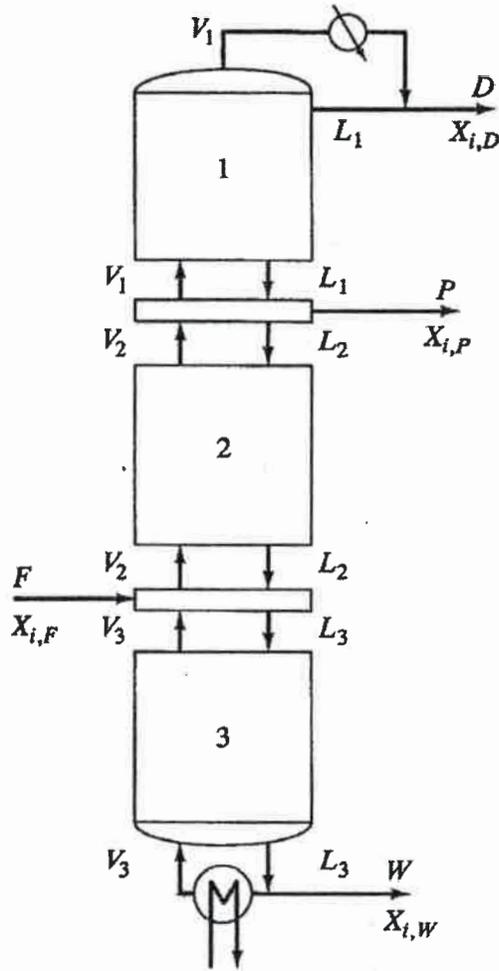


Figura 3-6. Esquema de corrientes en columnas complejas con salidas laterales.

La relación mínima para una separación primaria AB/C puede ser estimada a través de la ecuación de Underwood, obteniéndose la siguiente ecuación (Douglas, 1988):

$$R_{2,min} = \frac{x_{AF}/(\alpha_{AC}-1)+(x_{BF}+x_{CF})/(\alpha_{BC}-1)}{(x_{AF}+x_{BF})(1+x_{AF}x_{CF})} \quad (3.45)$$

Para mayor número de componentes y/o mayor número de corrientes laterales el sistema se vuelve lo suficientemente complejo como para disponer de métodos *shortcut*,

requiriendo la resolución de un modelado riguroso, determinando todas las temperaturas involucradas, presiones, flujos de las corrientes, composiciones y velocidades de transferencia de cada etapa. Esta determinación se realiza resolviendo los balances de materia y energía y relaciones de equilibrio para cada etapa. El modelo completo posee ecuaciones algebraicas no lineales que interaccionan entre sí fuertemente. En consecuencia la resolución es compleja y tediosa y requiere necesariamente el uso de una computadora.

### 3.2.2. Modelado riguroso de la destilación

Los ingenieros químicos han resuelto los problemas de destilación utilizando el modelo de etapa de equilibrio. Sin embargo, los procesos reales operan en condiciones alejadas del equilibrio. En los últimos años, se ha convertido en práctica común para simular las operaciones basadas en la transferencia de masa, los modelos conocidos como de “no equilibrio”. La simulación por computadora de los procesos de destilación utiliza ambos modelos.

#### Modelo de la etapa en equilibrio

Este modelado considera un separador líquido-vapor, continuo, en estado estacionario, con un cierto número de etapas dispuestas en cascada en contracorriente. Se admite que en cada etapa se alcanza el equilibrio entre fases y que no ocurre reacción química (Geankoplis, 2006; Biegler y colab., 1997; Henley y Seader, 1981; Lehtonen y Suomalainen, 1977).

En la **Figura 3-7** se muestra el esquema 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 la fracción molar  $z_{ij}$  en el componente  $i$ , temperatura  $T_{Fj}$ , presión  $P_{Fj}$  y entalpía molar global,  $H_{Fj}$ . Se admite que la presión de alimentación es igual o mayor que la presión  $P_j$ ; cualquier sobrepresión en la alimentación ( $P_F - P_j$ ) se reduce a cero adiabáticamente mediante la válvula F.

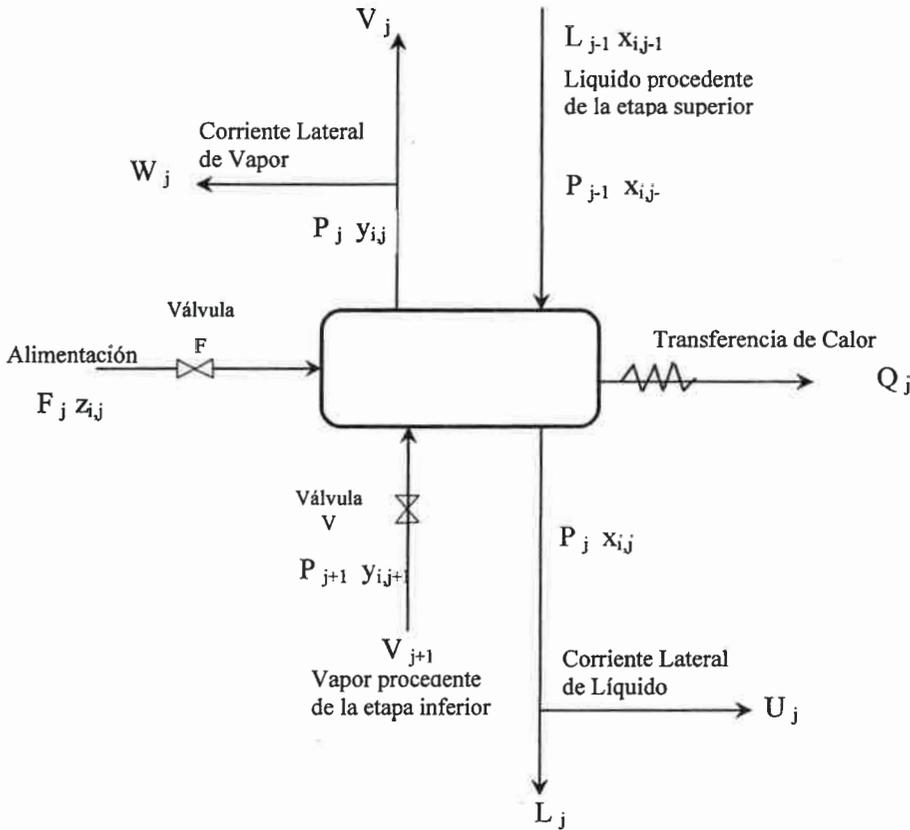


Figura 3-7. Esquema de las corrientes involucradas en una etapa de equilibrio.

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  $x_{i,j-1}$ , con una entalpía  $H_{Lj-1}$ , temperatura  $T_{j-1}$  y presión  $P_{j-1}$ , la cual 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 la carga hidrostática en  $L$ .

De la misma manera, de la etapa inferior  $j+1$ , puede entrar en 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  $V$ .

La corriente en fase vapor que abandona la etapa  $j$  posee las siguientes propiedades intensivas:  $y_{ij}$ ,  $H_{vj}$ ,  $T_j$  y  $P_j$ . Esta corriente puede dividirse en una corriente lateral de vapor de flujo molar  $W_j$  y una corriente interetapas de flujo  $V_j$  que va a la etapa  $j-1$  o, si



- M Representa las ecuaciones de balance de materiales.  
 E Representa las relaciones de equilibrio (expresando la relación ideal de equilibrio existente entre las corrientes que abandonan la etapa).  
 S Representa las ecuaciones de suma (cierre de balances, suma de fracciones igual a 1).  
 H Representa las ecuaciones de balance de energía o entalpía.

A continuación se presentan las ecuaciones que representan a cada grupo mencionado en el acrónimo, para  $c$  componentes:

- (1) *Ecuaciones M*, Balance de Materia para cada componente ( $c$  ecuaciones)

$$L_{j-1} x_{i,j-1} + V_{j+1} y_{i,j+1} + F_j z_{i,j} - (L_j + U_j) x_{i,j} - (V_j + W_j) y_{i,j} = 0 \quad (3.46)$$

- (2) *Ecuaciones E*, Relaciones de equilibrio entre fases para cada componente ( $c$  ecuaciones)

$$y_{ij} = K_{ij} x_{ij} \quad (3.47)$$

donde  $K_{ij}$  representa la relación de equilibrio entre las fases.

- (3) *Ecuaciones S*, sumatoria de las fracciones molares para cada etapa (1 por cada etapa)

$$\sum_{i=1}^c y_{ij} - 1 = 0 \quad (3.48)$$

$$\sum_{i=1}^c x_{ij} - 1 = 0 \quad (3.49)$$

En lugar de las ecuaciones S, se puede emplear el balance total de materia.

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - W_m) - V_j \quad (3.50)$$

(4) *Ecuaciones H*, Balances de energía (uno por cada etapa), donde se desprecian las variaciones de energía cinética y potencial.

$$L_{j-1} H_{L_{j-1}} + V_{j+1} H_{V_{j+1}} + F_j H_{F_j} - (L_j + U_j) H_{L_j} - (V_j + W_j) H_{V_j} - Q_j = 0 \quad (3.51)$$

Además, se deberá contar con las funcionalidades:  $K_{ij}=K_{ij}(T_j, P_j, x_j, y_j)$ ,  $H_{V_j}=H_{V_j}(T_j, P_j, y_j)$ , y  $H_{L_j}=H_{L_j}(T_j, P_j, x_j)$ . Si estas relaciones no se cuentan como ecuaciones y las tres propiedades no se cuentan como variables, cada etapa de equilibrio viene definida solamente por las  $(2c + 3)$  ecuaciones MESH. Una cascada en contracorriente con  $N$  etapas de este tipo, está representada por  $N(2c + 3)$  de tales ecuaciones con  $[N(3c+10)+1]$  variables. Si  $N$  y todas las  $F_j, z_{ij}, T_{F_j}, P_{F_j}, P_j, V_j, W_j$ , y  $Q_j$ , están especificadas, el modelo está representado por  $N(2c+3)$  ecuaciones algebraicas simultáneas con  $N(2c+3)$  variables desconocidas (de salida), compuestas por todas las  $x_{ij}, y_{ij}, L_j, V_j$ , y  $T_j$ , donde M, E y H son ecuaciones no lineales. Si se especifican otras variables, como suele ser frecuente, se hacen las correspondientes substituciones en la lista de variables de salida. Con independencia de las especificaciones, el resultado es un conjunto de ecuaciones no lineales que debe ser resuelto por métodos numéricos y con la ayuda de una computadora.

El modelo de la etapa en equilibrio es un concepto simple desde el punto de vista matemático y es la base de muchos programas comerciales de simulación. Se ha utilizado para simular y para diseñar exitosamente muchas columnas reales, sin embargo, cuando el alejamiento del equilibrio es importante el modelo puede conducir a sobredimensionamientos de los equipos.

Existen un gran número de métodos iterativos para la resolución del modelo MESH. En general recurren a la separación de las ecuaciones, a una linealización mediante técnicas del tipo Newton-Raphson o una combinación de ambas (Heath, 2002; Fishwick, 1995; Constantinides y Mostoufi, 1999). Los diferentes métodos existentes pueden clasificarse en cuatro grandes grupos:

\**Método de punto de burbuja (BP)*, donde se calcula la temperatura de cada etapa por resolución de las ecuaciones del punto de burbuja.

\**Método de suma de caudales (SR)*, el cual usa los balances de energía para obtener la temperatura de cada etapa.

\**Método de Newton 2N*; calcula la temperatura y el flujo total, pero las composiciones por separado.

Estos tres métodos separan las ecuaciones por grupos, que resuelven a través de una serie de pasos.

\**Método de Corrección Simultánea (SC)*; como su nombre lo indica resuelve las ecuaciones de forma simultánea, etapa por etapa.

Tanto el método de BP como en los SR, el perfil de temperatura y el perfil de caudal de líquido o vapor se calculan en pasos separados. Otra alternativa es calcularlos de forma conjunta planteando dos ecuaciones por etapa que se resuelven por el método de Newton-Raphson, modificado en mayor o menor grado, o métodos alternativos.

Los métodos de Corrección Simultánea son más generales, capaces de resolver todos los problemas de separación de multicomponentes en etapas múltiples. Están basados en la resolución de las ecuaciones MESH o una combinación de las mismas, para todas las variables al mismo tiempo, por técnicas de corrección simultánea, como el procedimiento de Newton-Raphson para la resolución de sistemas no lineales. Todos estos procedimientos obtienen una aproximación lineal en torno a un valor estimado. En general esta aproximación lineal es muy buena y el método converge rápidamente. En sistemas altamente no ideales, donde las relaciones de equilibrio y la entalpía dependen fuertemente de la composición, no resulta muy adecuado calcular composiciones a partir de las relaciones de equilibrio y de la entalpía procedente de la iteración. La principal diferencia entre los distintos métodos de corrección simultánea radica en la manera de formular las ecuaciones.

Greenstadt fue el primero en utilizar Newton-Raphson (NR) para resolver las ecuaciones MESH, resolviendo todas las ecuaciones de forma secuencial etapa por etapa, primero en la sección de enriquecimiento y luego en la de agotamiento, a partir de los valores estimados para las composiciones en los extremos de la columna, tal como lo hace Lewis-Matheson, pero resolviendo los equilibrios por NR en lugar de utilizar el método de la temperatura de la burbuja. Para cada etapa la formulación del método de

NR consiste en  $(2c+3)$  variables, lo que hace que para una columna de  $N$  etapas se obtenga una matriz jacobiana de dimensión  $N(2c+3)$ . Sin embargo la falta de computadoras potentes en ese momento de la historia, hizo que aparecieran formulaciones de este método en las que se reducía el número de variables independientes que utilizaban en el cálculo, de manera que para disminuir los requerimientos al ordenador, se realizaban cálculos aproximados (Taylor y colab., 2003; Cutlip y Shacham, 1999).

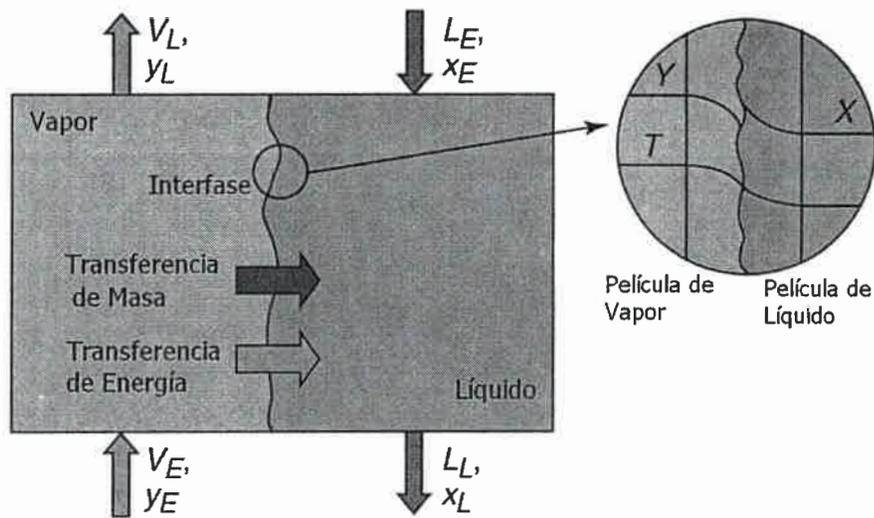
Para el método de corrección simultánea, SC, debe seleccionarse y ordenarse las variables desconocidas y las correspondientes a funciones que las contienen. Si el número de componentes es elevado y hay pocas etapas resulta conveniente agrupar las ecuaciones por tipos, mientras que cuando hay muchas etapas pero pocos componentes es más eficaz agruparlas por etapas. Otros métodos de corrección simultánea difieren entre sí en la elección de las funciones y variables independientes a la hora de aplicar Newton-Rapshon.

Los algoritmos para el cálculo riguroso de una columna de rectificación de multicomponentes suelen clasificarse en dos categorías dependiendo como se resuelvan las ecuaciones MESH; aquellos que resuelven las ecuaciones etapa por etapa, y ecuación por ecuación como en el método de Lewis-Matheson y Thiele-Gedde (1963) y aquellos que los resuelven componente a componente, simultáneamente para todas las etapas (métodos BP, Sr o SC) (Taylor y colab., 2003).

Un método componente a componente necesita conocer las características de cada etapa y el número de etapas de la columna. Mediante estos métodos el diseño se realiza llevando a cabo simulaciones, variando el número de etapas y la posición de las corrientes de alimentación y seleccionando aquella que mejor se adapte a las necesidades del diseñador (Henley y Seader, 1981).

### Modelo de la etapa fuera de equilibrio

En este enfoque se consideran las resistencias a las transferencias de masa y energía que ocasionan el alejamiento del equilibrio de las etapas. En la **Figura 3-9** se ilustran los perfiles de temperatura y concentración que generan los fenómenos de transferencia de masa y energía.



- |       |                            |       |  |
|-------|----------------------------|-------|--|
| $L_E$ | Corriente líquida entrante | $x_E$ | fracción molar de la fase líquida entrante |
| $L_L$ | Corriente líquida sale     | $x_L$ | fracción molar de la fase líquida saliente |
| $T$   | Temperatura                | $y_E$ | fracción molar de la fase vapor entrante   |
| $V_E$ | Corriente vapor entrante   | $y_L$ | fracción molar de la fase vapor saliente   |
| $V_L$ | Corriente vapor sale       |       |  |

**Figura 3-9.** Esquema para el modelo de la etapa fuera del equilibrio.

El esquema representa las dos fases en contacto en una bandeja de la columna. La línea ondulada en el centro representa la interfaz. El esquema evidencia los principios básicos de no equilibrio del modelo, mostrando que los patrones de flujo real y la forma del límite de la fase son muy complicadas y dependen, entre otras cosas, del diseño del equipo, la operación de la columna, y las propiedades físicas del sistema.

Las ecuaciones del modelo se las identifica con el acrónimo MERSHQ, refiriéndose a los diferentes tipos de ecuación que utiliza, a saber (Krishna y Taylor., 2003; Reyes Labarta, 1998):

- M Representa las ecuaciones de balance de materiales.
- E Representa las ecuaciones de balance de energía.
- R Representa las ecuaciones de transferencia de calor y masa.
- S Representa las ecuaciones de suma.
- H Representa las ecuaciones hidráulicas para la caída de presión.
- Q Representa las ecuaciones de equilibrio.

Las ecuaciones de equilibrio en el modelo se escriben por separado para cada fase. En los balances de materia para cada especie en las fases vapor y líquida se debe considerar un término que represente a la masa transferida de una fase a la otra. Para el balance de energía se trata de una manera similar al modelo de etapa en equilibrio: se divide en dos partes, una para cada fase, y cada parte contiene un término para la velocidad de transferencia de energía a través de la interfase. Esto obliga a modelar la transferencia de masa y energía interfacial en cada etapa.

Los flujos molares en una interfaz de vapor-líquido pueden ser expresados como:

$$N_i^V = c_i^V k_i^V (y_i^V - y_i^I) \quad (3.52)$$

$$N_i^L = c_i^L k_i^L (x_i^L - x_i^I) \quad (3.53)$$

donde:

$c_i^V$ : Densidad molar del componente  $i$  en la fase vapor [=] mol/m<sup>3</sup>

$c_i^L$ : Densidad molar del componente  $i$  en la fase líquida [=] mol/m<sup>3</sup>

$y_i^V$ : Fracción molar en la fase vapor [=] mol  $i$ /mol

$x_i^L$ : Fracción molar en la fase líquida [=] mol  $i$ /mol

$x_i^I$ : Fracción molar de la especie  $i$  en la interfase [=] mol  $i$ /mol

$y_i^I$ : Fracción molar de la especie  $i$  en la interfase [=] mol  $i$ /mol

$k_i^V$ : Coeficiente de transferencia de masa de  $i$  en el vapor [=] m/s

$k_i^L$ : Coeficiente de transferencia de masa de  $i$  en el líquido [=] m/s

La inclusión en el modelo de las ecuaciones de transporte introduce las fracciones molares en la interface. Es común suponer que las fracciones molares en la interfase están en equilibrio entre sí. Podemos, por lo tanto, utilizar las ecuaciones de equilibrio de fases de la termodinámica para relacionar las fracciones molares de la interfase:

$$y_i^I = K_i x_i^I \quad (3.54)$$

donde el superíndice denota que las composiciones son de la interfase y  $K_i$  es la relación de equilibrio líquido-vapor para el componente  $i$ .

Las relaciones  $K_i$  se evalúan en las composiciones de interfase y la temperatura respectiva utilizando los modelos termodinámicos. La composición de la interfase y la

temperatura deberán calcularse a medida que se realiza la simulación computarizada de la columna con el modelo de no equilibrio.

Las simulaciones basadas en el modelo de no equilibrio fueron hasta hace poco tiempo consideradas no factibles debido a su complejidad. Sin embargo, con el avance de la informática, estas simulaciones no sólo son factibles, sino consideradas ya prácticamente como obligatorias (Taylor y colab., 2003).

#### Software de simulación de columnas de destilación

Existen numerosos programas informáticos basados en los modelos de la etapa en equilibrio y de la etapa fuera del equilibrio. Otros modelos se han aplicado con fines de investigación pero no están disponibles comercialmente (Simsci, 2008; Valderrama y colab., 1998; Valderrama y Roselló, 1996; Chemstations, 1995).

En la **Tabla III-1** se listan varios proveedores de modelos de simulación de columnas de destilación que están disponibles comercialmente.

**Tabla III-1.** Lista de proveedores de *software* de simulación de columnas de destilación.

Proveedor	Sitio Web	Modelo Equilibrio	Modelo No Equilibrio
Aspen Tech	www.aspentech.com	si	si
ChemSep	www.chemsep.com	si	si
Chemstations (ChemCad)	www.chemstations.net	si	si
Honeywell	www.honeywell.com	si	si
Process Systems Engineering	www.psenderprise.com	si	si
ProSim	www.prosim.net	si	no
Simsci-ESSCOR	www.simsci-esscor.com	si	si

### 3.4. Conclusiones

Se han presentado los conceptos teóricos y los modelos matemáticos disponibles para el diseño y la simulación de los dos tipos de operaciones unitarias en estudio en esta tesis: la evaporación y la destilación de mezclas multicomponentes. Con esto se ha

dado el marco teórico en el cual se desarrollará el análisis y optimización utilizando simuladores comerciales (*ChemCad V6*) del proceso de obtención de bebidas alcohólicas de origen vínico. Asimismo, se han analizado procedimientos de diseño, normas constructivas y especificaciones disponibles para las operaciones unitarias en estudio.

Algunos métodos *shortcut* se han presentado con la finalidad de obtener criterios preliminares de diseño, así como corroboración inicial de factibilidades técnicas. Sin embargo, es claro que a la hora de diseñar y/o simular las operaciones, los métodos rigurosos de cálculo aportan a la factibilidad económica del proyecto.

La formulación matemática de los modelos rigurosos resulta de alta complejidad, básicamente por la gran cantidad de variables y ecuaciones que deben manejar para su resolución. Además, la no linealidad de los sistemas involucrados demuestra la necesidad del uso de programas de computación optimizados y probados. Con la existencia en el mercado de varios simuladores comerciales, los cuales cuentan con un importante trabajo de desarrollo, resulta evidente la elección de los mismos como herramientas indispensables a los fines de ahorrar tiempo, esfuerzo y dinero. Sin embargo, los simuladores comerciales utilizan modelos no siempre documentados, y por tal motivo es necesario realizar su utilización contando siempre con los conceptos y modelos teóricos disponibles para poder comprender y comprobar sus resultados.

## Capítulo 4

### EVAPORADOR: ANÁLISIS DE DESEMPEÑO

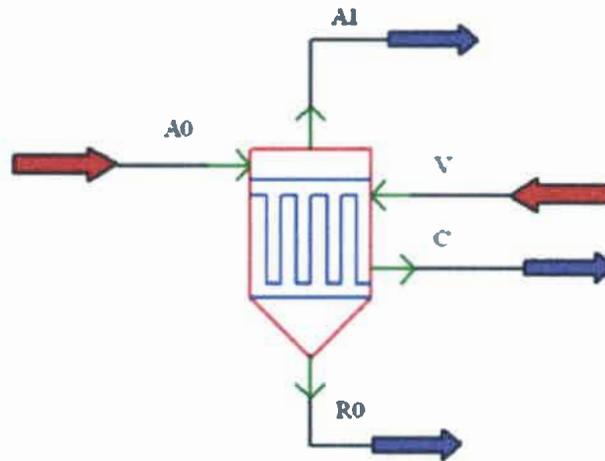
En este capítulo se presenta la metodología de diseño y simulación del evaporador necesario para preconcentrar el mosto fermentado, utilizando el simulador comercial de procesos *ChemCad V6*. Con el modelo de simulación establecido se presentan los resultados del análisis de desempeño del equipo, mostrando los resultados de la simulación “zona por zona” y se plantea la metodología de análisis de vibraciones en los diseños estudiados. Finalmente, se realiza un análisis de la influencia de las principales condiciones operativas: temperatura de operación, temperatura de alimentación, caudal y composición de entrada.

#### 4.1. Modelado y simulación del evaporador

En el evaporador se realiza la concentración primaria del mosto fermentado con la correspondiente separación de los sólidos solubles presentes. En el diagrama de flujo del evaporador (**Figura 4-1**) se muestran esquemáticamente las corrientes intervinientes.

Las corrientes de entrada son: la alimentación de mosto fermentado a concentrar y el vapor calefactor que proveerá la energía necesaria para la evaporación. Las corrientes salientes son: el producto concentrado (etanol, agua y congéneres) como destilado,

el residuo acuoso conteniendo los sólidos solubles remanentes de la fermentación y el condensado del vapor calefactor.



**Figura 4-1.** Diagrama de flujo del evaporador.

A continuación se presenta la metodología de construcción y utilización del modelo de simulación para el evaporador en estudio, a los fines de analizar el proceso de evaporación a través del simulador comercial de procesos *ChemCad V6* (Chemstations, 2010).

#### 4.1.1. Especificaciones de la materia prima y de las variables de diseño

Para estudiar el proceso de evaporación del mosto fermentado de origen vínico se tomaron valores típicos de las variables de diseño correspondientes a una planta industrial de producción de baja a media (2000 kg/h), dado que éstas son las plantas más comunes. La materia prima alimentada es mosto fermentado previamente filtrado, libre de restos sólidos. Una composición típica de mosto fermentado, la cual se utiliza en este trabajo como Caso Base para el estudio y análisis de *performance* se muestra en la **Tabla IV-1** (Cortella y Da Porto, 2003; Blouin, 2003; Katzen y colab., 1999).

**Tabla IV-1.** Composición típica del mosto fermentado.

Componente	Fracción másica
Etanol	0,090
Agua	0,848
Glucosa	0,056
Acetaldehído	0,000804
Metanol	0.000086
N-propanol	0,001034
Isobutanol	0,001435
Acetato de etilo	0,001608

Se completa la información de la alimentación seleccionada como Caso Base con los datos incorporados en la **Tabla IV-2**. Se ha seleccionado a la glucosa como molécula representativa de los sólidos solubles a los fines de la simulación.

**Tabla IV-2.** Especificación de la alimentación del evaporador para el Caso Base en estudio.

Alimentación al evaporador para el Caso Base	
Alimentación	Mosto fermentado
Estado de agregación	Líquido
Flujo alimentado ( $F_{A0}$ )	2000 kg/h
Temperatura	43°C
Presión	1 atm
Otras variables de diseño	
Presión del vapor calefactor	250 KPa
Concentración de etanol en el destilado	14,13%
Concentración de sólidos solubles en el residuo	1,20%

Entre las posibles variables de diseño a seleccionar se eligen las concentraciones de etanol en el destilado y la de sólidos solubles en el residuo, considerando valores obtenidos de información bibliográfica para procesos similares, así como una presión del vapor calefactor adecuada para el material que se está evaporando (Toselli y colab.,

2006; Hernandez y colab., 2003; Gaiser y colab., 2002; Toselli y colab., 2001; Lyons, 1999; Craig y McAlcon, 1996; Rescalli y Melis, 1986).

#### 4.1.2. Modelado termodinámico

Respecto de la selección que debe realizarse entre los diferentes modelos termodinámicos disponibles para utilizar en la simulación y que resulten a su vez adecuados para el tratamiento de este tipo de sistemas multicomponentes, se han tenido en cuenta una serie de consideraciones, que se mencionan a continuación:

1. En este caso en particular se evapora una solución con dos compuestos, agua y etanol, cuya presencia másica es mayoritaria frente a los azúcares, alcoholes superiores y demás componentes que se encuentran en la alimentación (Valderrama y colab., 2001; Gmehling y colab., 1994 y 1990; Mato y Cepeda, 1984).

2. La evaporación se realiza a presión atmosférica y prácticamente todos los compuestos involucrados presentan características polares, situación para la cual es adecuado el uso del modelo *NRTL* (*Non Random Two Liquid*) (Poling y colab., 2000; Reid y colab., 1987), operando con los parámetros de interacción existente en el banco de datos del simulador y que están disponibles para todos los componentes utilizados (Valderrama y Faundez, 2003; Roman y Catalán, 1999; Valderrama y colab., 1999).

3. El tratamiento de soluciones acuosas de etanol en presencia de muy bajas cantidades de alcoholes superiores ya ha sido evaluado con *ChemCad V6* para su aplicación en simulación de destilaciones vínicas y ha probado reproducir adecuadamente el comportamiento experimental de estos sistemas (Valderrama y Reselló, 1996; Toselli y colab., 2001).

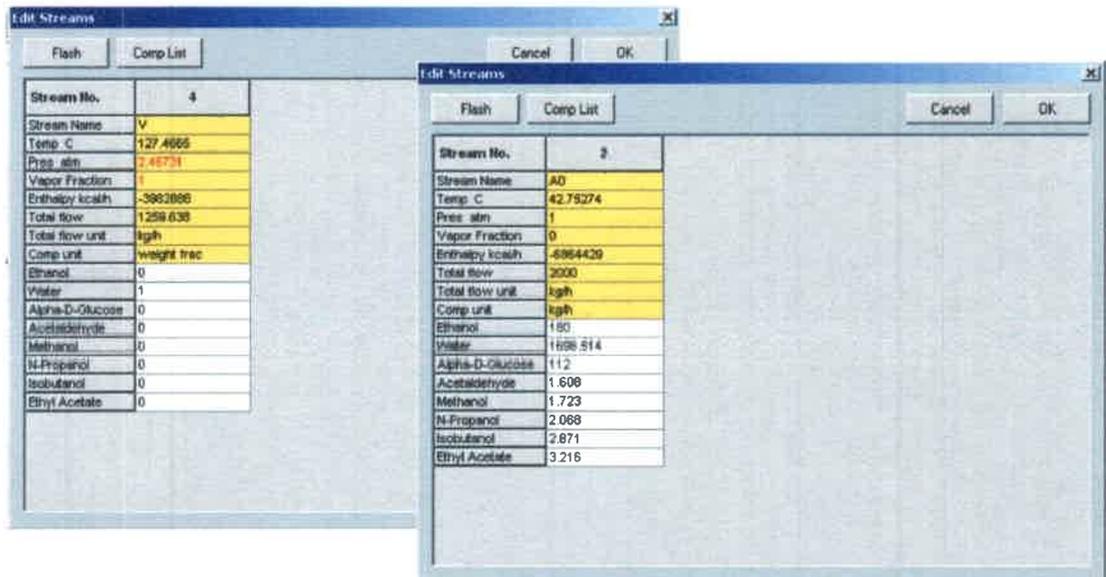
Por estas razones y dada la similitud que se presenta con la situación ya tratada se adopta el paquete termodinámico *NRTL*. Esta decisión se vio avalada además por el sistema experto para selección de opciones termodinámicas que dispone el programa.

Un detalle de las ecuaciones y parámetros del modelo *NRTL* para el sistema en estudio es presentado en las secciones 4.1 y 4.2 de los Anexos.

### 4.1.3. Determinación del vapor consumido

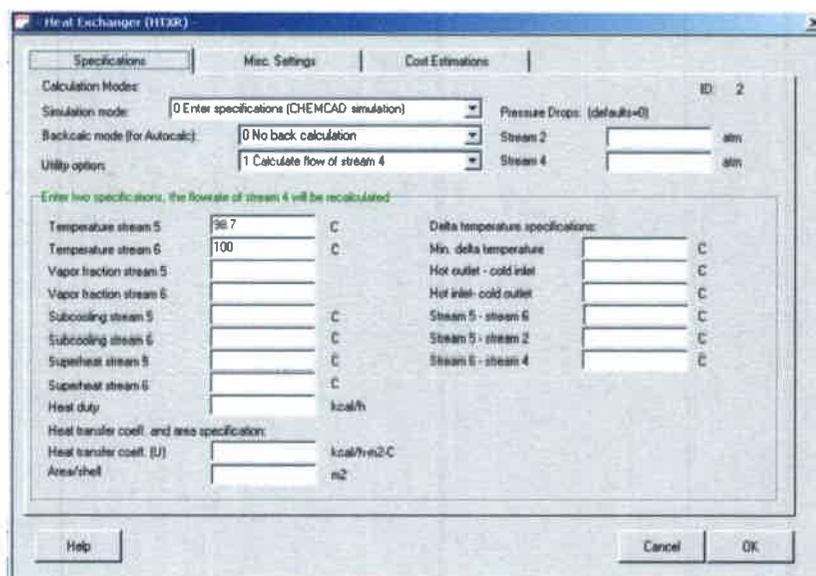
Para modelar el evaporador se utiliza el módulo 9 para intercambiador de calor, HTXR (*Heat Exchanger*), del simulador *ChemCad V6*.

Previamente a la especificación de las corrientes de alimentación del equipo, se seleccionan en el simulador los componentes que las integran, según la información especificada en la **Tabla IV-1**. Posteriormente se especifica en los cuadros de diálogo de la opción *Edit Stream* de la barra de herramientas del simulador, cada una de las corrientes alimentadas al evaporador, A0 y V, introduciendo los valores correspondientes de composición, presión y temperatura para el Caso Base, tal como se ilustra **Figura 4-2**. Las demás propiedades de flujo, entalpía y calidad de vapor son determinadas por el programa en función de los datos cargados.



**Figura 4-2.** Pantallas del simulador para especificaciones de las corrientes alimentadas al evaporador para el Caso Base: Fluido calefactor (V) y Alimentación (A0).

Para lograr las especificaciones de las variables de diseño estipuladas, se pueden establecer la temperatura del producto destilado y la del condensado de salida del fluido calefactor. Por ejemplo, para una temperatura,  $T_{A1}$ , de ebullición de la mezcla,  $98,7^{\circ}\text{C}$  y temperatura del vapor condensado,  $T_C$ , de  $100^{\circ}\text{C}$ , el cuadro de diálogo se muestra en la **Figura 4-3**.



**Figura 4-3.** Especificaciones para la evaporación.

Con este conjunto de datos ingresado, se puede simular la operación con un modelo global de balances de masa y energía para calcular los requerimientos energéticos. Si consideramos como Caso Base al correspondiente a las especificaciones ya estipuladas, la **Tabla IV-3** muestra los restantes valores de flujos, composiciones, temperatura, presión y entalpía. El flujo másico de vapor saturado,  $F_V$ , necesario para alimentar el evaporador es de  $1259 \text{ kg/h}$ . El 95% del etanol alimentado se recupera en la corriente de producto, A1. En la corriente residual, R0, se extrae la totalidad de los sólidos solubles alimentados,  $112 \text{ kg/h}$  (representados por la glucosa).

**Tabla IV-3.** Resumen de la simulación global para el Caso Base.

Nombre de la corriente	A <sub>0</sub>	A1	C	R0	V
Temperatura, °C	43	98,7	100	98,7	127,47
Presión, atm	1	1	2,47	1	2,47
Entalpía, kW	7983	4030	4673	2705	4632
Calidad del vapor	0	1	0	0	1
Total, kmol/h	98,91	60,75	69,87	38,15	69,87
Total, kg/h	2000	1205,8	1258,77	794,3	1258,77
Flujos por componente, kg/h					
Etanol	180	170,44	0	9,555	0
Agua	1696,51	1024,28	1258,77	672,29	1258,77
Glucosa	112	0	0	112	0
Acetaldehído	1,608	1,586	0	0,022	0
Metanol	1,723	1,541	0	0,183	0
N-Propanol	2,068	1,968	0	0,1002	0
Isobutanol	2,871	2,779	0	0,0924	0
Acetato de Etilo	3,216	3,198	0	0,0184	0

#### 4.1.4. Dimensionamiento del evaporador

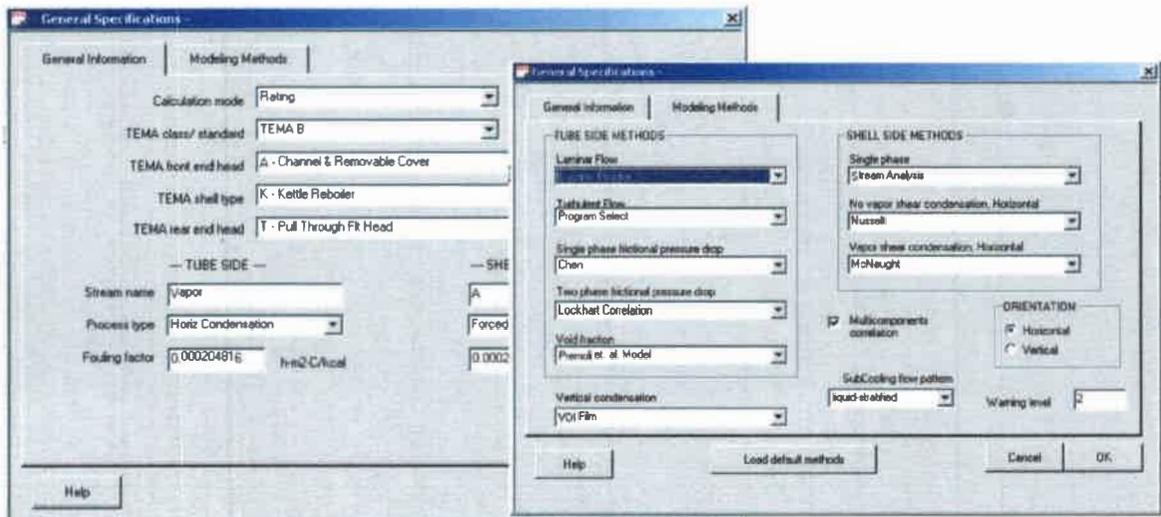
Para dimensionar el evaporador se utiliza el módulo *CC-THERM*, del simulador *ChemCad V6*. Este módulo utiliza un método riguroso para diseñar intercambiadores de calor del tipo coraza y tubo, basado en los procedimientos matemáticos planteados en el **Capítulo 3**, con distintas alternativas en el uso de correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor.

En la **Tabla IV-4** se presentan las especificaciones operativas de trabajo para evaporación en la coraza bajo presión cercana a la atmosférica.

Se establecen las especificaciones generales del evaporador para el Caso Base en estudio, según se muestra en los cuadros de diálogo del simulador de la **Figura 4-4**, para las opciones *General Information* y *Modeling Methods* respectivamente.

**Tabla IV-4.** Especificaciones generales para el evaporador.

Especificaciones operativas del evaporador, Caso Base	
$F_{A0}$ (kg/h)	2000
$T_{A0}$ (°C)	43
$F_V$ (kg/h)	1259
$Q_{requerido}$ (kW)	809,18
$P_V$ (Kpa)	250
$T_C$ (°C)	100
$T_{A1} / T_{R0}$ (°C)	98,7
Calidad del vapor en C	0
Calidad del vapor en A1	1
$x_{A1E}$ (%)	14,13
$x_{R0E}$ (%)	1,2



**Figura 4-4.** Pantalla del simulador de Especificaciones Generales (*General Information*) y Métodos para el Modelado del lado de los tubos y de la coraza (*Modeling Methods*).

La norma *TEMA* adoptada para el diseño es la tipo B, ya que ésta es la adecuada para utilizar en servicios químicos generales. Se especifica que el tipo de coraza a utilizar debe ser la correspondiente al tipo K, dado que se trata de un evaporador tipo marmita (*kettle reboiler*).

El tipo de cabezal elegido es el A, con cubierta y canal desmontable, y con fácil acceso a los tubos. El cabezal posterior o de retorno es el tipo T, flotante y con haz de tubos extraíble y reemplazables individualmente, lo que implica menor costo de mantenimiento.

Se le incorpora al simulador la información acerca del sentido de circulación de los fluidos intervinientes y el tipo de mecanismo. El mosto fermentado (A0) se evapora en la coraza mediante evaporación forzada. Por los tubos circula el fluido con mayor presión, el vapor saturado o vapor calefactor, V, y el mecanismo es el de condensación forzada.

Los factores de ensuciamiento recomendados para las corrientes, mosto fermentado y vapor de agua, se encuentran normalmente en el rango entre  $0,179 - 0,352 \text{ m}^2 \text{ K} / \text{kW}$ . Se adopta para ambos el valor de  $0,179 \text{ m}^2 \text{ K} / \text{kW}$  (Serth, 2007).

Se seleccionan además las opciones que completan el modelo de simulación, básicamente las correspondientes a las determinaciones de los coeficientes convectivos de transferencia de calor y los factores de fricción para la pérdida de carga, tanto para el lado de los tubos como para el lado de la coraza, según sea el régimen de flujo, laminar o turbulento.

Para completar los datos del modelo, se deben especificar algunos parámetros geométricos del evaporador; básicamente los datos necesarios son los mostrados en la **Tabla IV-5**.

Para cargar estos datos al simulador se utilizan las opciones mostradas en la **Figura 4-5**. Para los tubos se especifica: diámetro, espesor de la pared, tipo de arreglo, longitud y número de pasos. Para los *baffles* se especifica: tipo, porcentaje de corte y orientación. Estos datos se ingresan en el cuadro de diálogo *Tube Specifications* y *Baffle Specification* respectivamente, como se muestra en la **Figura 4-5**.

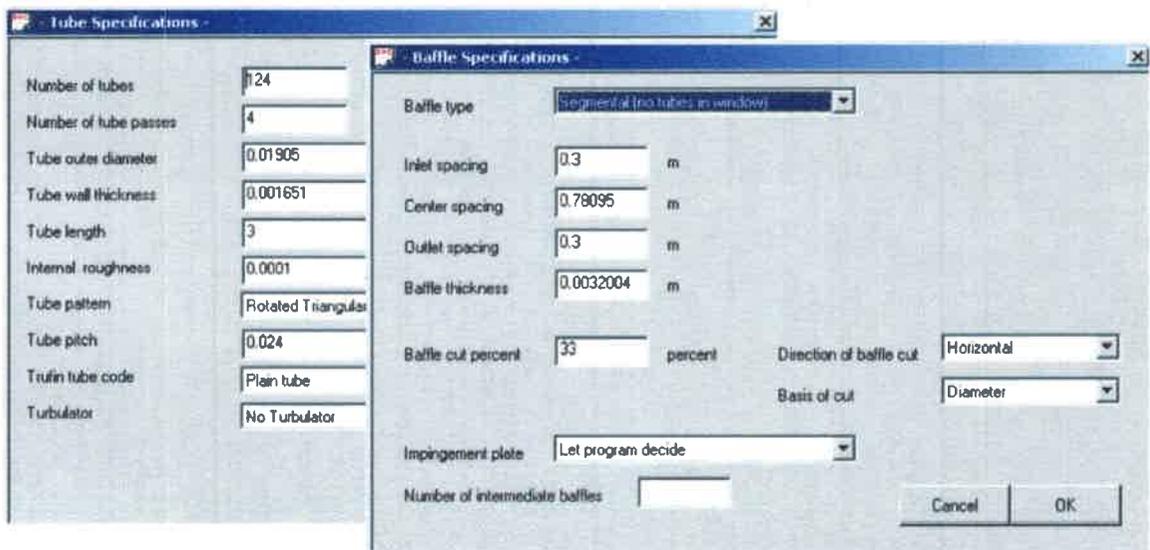
El arreglo para los tubos adoptado para el Caso Base es el triangular rotado ( $60^\circ$ ). Se ha elegido esta opción por ser la que conduce a mejores coeficientes de transferencia de calor además de permitir acomodar más tubos que el arreglo en cuadro.

El espaciado entre tubos,  $p_t$ , de 0,024 m es el recomendado para este diámetro de tubos (Serth, 2007), y por consiguiente se toma este valor. La longitud elegida en prime-

primera instancia para los tubos es de 3 m. Se adopta como material de construcción acero inoxidable AISI 304, el cual es apto para productos alimenticios.

**Tabla IV-5.** Especificaciones geométricas del evaporador para el Caso Base.

Especificaciones geométricas Caso Base	
Clase <i>TEMA</i>	B/AKT
Posición de la operación	horizontal
Nº pasos en coraza	1
Nº pasos en los tubos	4
Arreglo de tubos	Triangulo rotado (60)
Diámetro (ext. /int.) tubos (m)	0,01905/0,0157
Paso de tubo, $P_T$ (m)	0,024
Longitud de tubos (m)	3
Tipo de baffles	Sin tubos en ventana
Corte del baffle	33



**Figura 4-5.** Especificaciones geométricas de los tubos y *baffles* para el Caso Base.

Los *baffles* son del tipo ventana, sin tubos en la ventana, con un porcentaje de corte de 33%.

Luego de la simulación del evaporador, se completan las restantes dimensiones, parámetros y condiciones operativas calculadas por el simulador, las cuales se resumen en la **Tabla IV-6**.

**Tabla IV-6.** Resultados del diseño preliminar del evaporador.

Resultados calculados para el Caso Base en estudio	
Clase <i>TEMA</i>	B/AKT
Nº tubos	124
Nº de Baffles	4
Diámetro coraza haz de tubos (m)	0,47
Distancia entre Baffles (m)	0,78
Área Efectiva (m <sup>2</sup> )	21,84
Área Requerida (m <sup>2</sup> )	20,65
$\Delta T_{ML}$ (°C)	32,83
$U$ coeficiente global (kW/m <sup>2</sup> K)	1,193
$Q_{requer} / Q_{calculado}$ (kW)	809,18/ 857
Velocidad promedio en tubos (m/s)	1,78
Velocidad promedio en coraza (m/s)	1,08
Caída de presión Coraza/tubo (atm)	0,009/0,0092

El área de transferencia del evaporador calculada es de aproximadamente 22 m<sup>2</sup>; ésta es efectivamente mayor que la requerida (aproximadamente 21 m<sup>2</sup>). El número de tubos necesarios para el haz, 124 tubos, resulta adecuado para la construcción del equipo. El diámetro del haz de tubos necesario, 0,47 m, se corresponde con los tamaños usuales de evaporadores para la capacidad de la planta bajo análisis.

La energía necesaria para la operación es de aproximadamente 809 kW y la entrega efectivamente por el evaporador diseñado es mayor, 857 kW, por lo que el grado de sobredimensionamiento es del 5,75%.

La caída de presión del lado de los tubos y de la coraza no supera los límites usuales de diseño ( $\Delta P < 0,01$  atm).

La velocidad del fluido por los tubos es de 1,78 m/s y por la coraza de 1,08 m/s; estos valores cumplen la condición de mantenerse por debajo del límite (2 m/s), por encima del cual se pueden producir efectos de erosión del material.

#### 4.1.5. Análisis de vibraciones en el evaporador

El programa *CC-THERM* incluye el análisis de vibración en el evaporador; realiza varias comprobaciones para asegurar de que no haya ningún problema de vibración. Dichas comprobaciones incluyen los siguientes métodos:

1. El método de Connors para la vibración elástica de líquidos (para líquidos).
2. El método de Chen para la frecuencia de desprendimiento de vórtices (para gases).
3. El método de Owen para la frecuencia de golpes de turbulencia (para gases).
4. El método Thorngren por daños en *baffles*.

Cuando el fluido en la coraza es un líquido, el método de Connors es el más importante para determinar la existencia de un problema de vibración. Si la velocidad del líquido es superior a la velocidad crítica de Connors, el programa contempla cuatro criterios diferentes en función del método de Chen y Owen para decidir si existen problemas de vibración.

A modo de ejemplo del tipo de cálculo y sus resultados se muestran en la **Tabla IV-7** los valores de los parámetros de interés para la evaluación de las vibraciones. Para que exista un problema debido a las vibraciones en el evaporador, las variables especificadas deben encontrarse dentro de los criterios y rangos establecidos en dicha tabla.

El análisis de vibraciones del evaporador dimensionado marca ausencia de las mismas en las distintas zonas analizadas.

En las secciones 1.1 a 1.3 de los Anexos se presentan los informes completos con los datos del diseño del intercambiador de calor junto a sus correspondientes hojas *TEMA* y análisis de vibraciones.

**Tabla IV-7.** Resultados del análisis de vibraciones del evaporador diseñado para el Caso Base.

Especificación	Criterios (basados en el método de Chen y Owen)	En- trada	Cent- ro	Salida	Existen- cia de vibra- ción
Frecuencia de vórtice (FVS) a Frecuencia natural ( $F_{\text{Tube}}$ )	$FVS / F_{\text{Tube}} < 0,5$	0,00	0,31	0,47	no
Frecuencia de vórtice a Frecuencia acústica (FAC)	$FVS / FAC < 0,8$ $FVS / FAC > 1,2$	0,00	0,09	0,20	no
Frecuencia de turbulencia (FTB) de choque a la frecuencia natural	$FTB / F_{\text{Tube}} < 0,5$	0,00	0,06	0,11	no
Frecuencia de turbulencia de choque a la frecuencia acústica	$FTB / FAC < 0,8$ $FTB / FAC > 1,2$	0,00	0,02	0,04	no

#### 4.1.6. Análisis “zona por zona” del evaporador

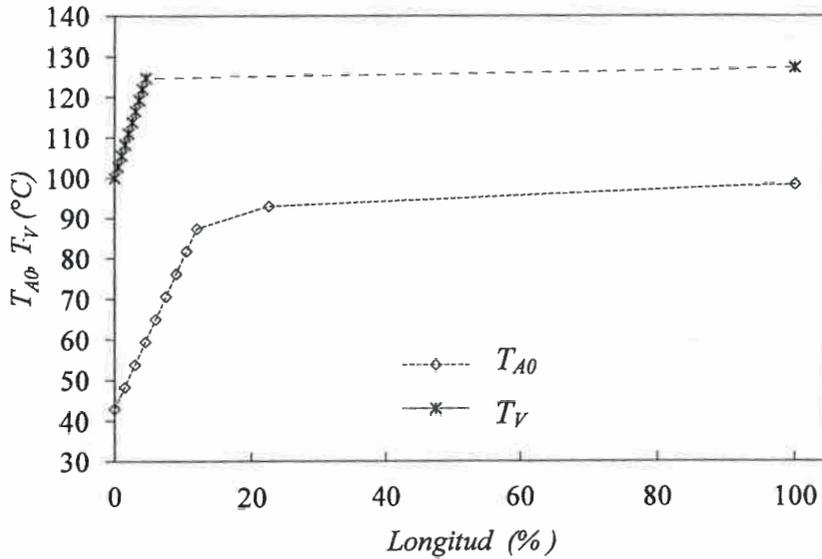
Para los intercambiadores de calor en los que ocurre un cambio de fase, como evaporadores y condensadores, el programa *CC-THERM* realiza el análisis “zona por zona” del equipo diseñado. Las zonas son configuradas automáticamente. Las variables entregadas por el análisis son: temperatura, caudales (de vapor y de líquido), calidad del vapor, densidad (del vapor, del líquido y de la mezcla de fases). Todas las propiedades son calculadas como la media aritmética entre la entrada y la salida de cada zona.

A partir de las propiedades medias de cada zona se calculan las siguientes variables: velocidad, número de Reynolds, número de Prandtl, coeficientes películares de transferencia de calor y pérdida de carga. En la sección 1.4 de los Anexos se detallan los resultados de salida del simulador para el análisis “zona por zona”.

#### Curva de calor del evaporador

La curva de calor del evaporador se refiere a los perfiles de temperaturas de los fluidos en cada posición o zona modelada. En el informe de la curva de calor del evaporador se incluyen las temperaturas, los flujos de vapor y de líquido y las propiedades físicas y de transporte para cada zona para el lado de los tubos y de la coraza. Estos resultados se muestran en la sección 1.5 de los Anexos.

La curva de calor para el Caso Base en estudio se muestra en la **Figura 4-6**, la cual evidencia la evolución de la temperatura de los fluidos: por el interior de los tubos,  $T_V$ , y por el lado de la coraza,  $T_{A0}$ .



**Figura 4-6.** Variación de la temperatura del vapor,  $T_V$  y de la alimentación,  $T_{A0}$ , a lo largo del evaporador para el Caso Base, en contracorriente.

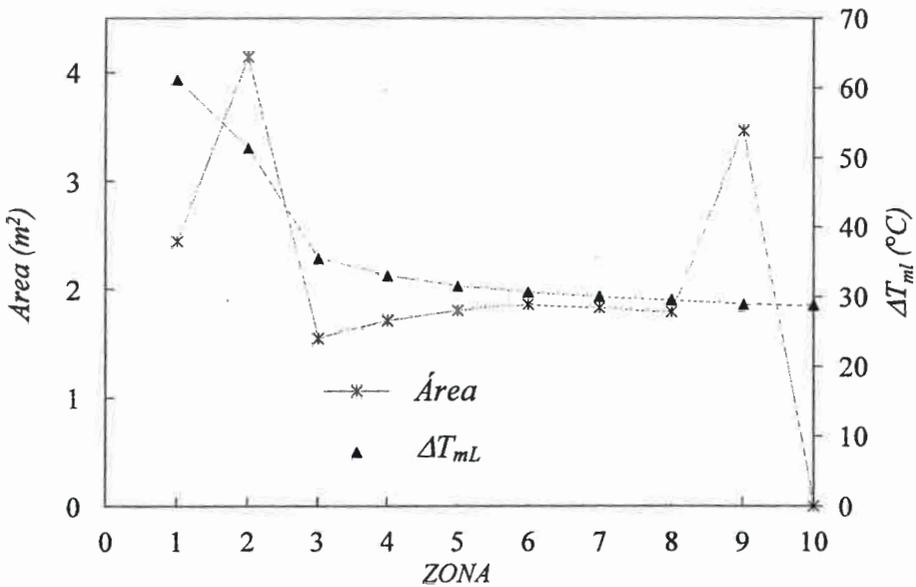
La alimentación  $A_0$ , para el Caso Base en estudio, ingresa a 43 °C y eleva su temperatura hasta alcanzar la temperatura de ebullición de la mezcla; esto ocurre cuando el fluido ha recorrido aproximadamente el 20% de la longitud total del evaporador. Este sector se denomina de calentamiento. En el 80% restante, la temperatura permanece prácticamente constante, debido al cambio de fase. Esta curva no evidencia problemas en las fuerzas impulsoras en ninguna zona del equipo.

#### Análisis “zona por zona” del $\Delta T_{ML}$ y área para el Caso Base

El análisis basado en el  $\Delta T_{ML}$  global del equipo no es lo suficientemente preciso para intercambiadores donde hay cambio de fase. Incluso tampoco lo es con aquellas operaciones de una sola fase, donde el coeficiente global es muy variable a lo largo de la longitud del intercambiador, como por ejemplo cuando la variación de la viscosidad del fluido es lo suficientemente grande como para causar un cambio en el régimen de

turbulento a laminar desde un extremo del intercambiador al otro. En estas situaciones es necesario realizar un análisis por zona, determinando el  $\Delta T_{ML}$  en cada zona en estudio.

Para el Caso Base en estudio se presenta el análisis “zona por zona” de la variación de la fuerza impulsora  $\Delta T_{ML}$  y del área de transferencia. La variación de estos parámetros se muestra en la **Figura 4-7**.



**Figura 4-7.** Distribución del área y la fuerza impulsora,  $\Delta T_{ML}$  por zona, para el Caso Base.

En las primeras 3 zonas del equipo, se produce una disminución del 50% del  $\Delta T_{mL}$  y luego permanece casi constante hasta el final. El área de transferencia por zona presenta dos extremos relativos, uno en la zona 2 y el otro en la 9. El porcentaje de área de cada zona es seleccionada por el *software* en base a la variabilidad observada en los parámetros de interés.

Se presenta en la **Figura 4-8**, el análisis zona por zona de la temperatura de los fluidos que circulan por los tubos y la coraza contrastados con la calidad del vapor calefactor.

La variación de las temperaturas permite calcular una fuerza impulsora para cada zona y de esta manera, deben ser recalculadas por zona todas las propiedades físicas, de

transporte y calidad de vapor. Aproximadamente 30% de las zonas del evaporador se utilizan como sector de calentamiento, equivalente al 20% de la longitud del equipo.

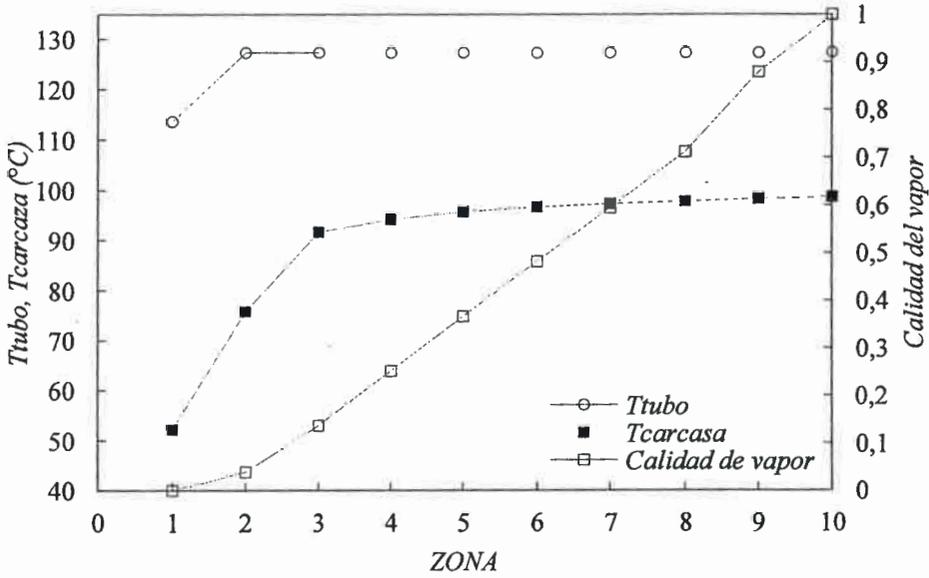


Figura 4-8. Análisis por zonas de las temperaturas de los fluidos del lado de la coraza y de los tubos, y calidad de vapor, para el Caso Base.

La influencia del número de Reynolds sobre el coeficiente de transferencia de calor del lado de los tubos se presenta en la Figura 4-9.

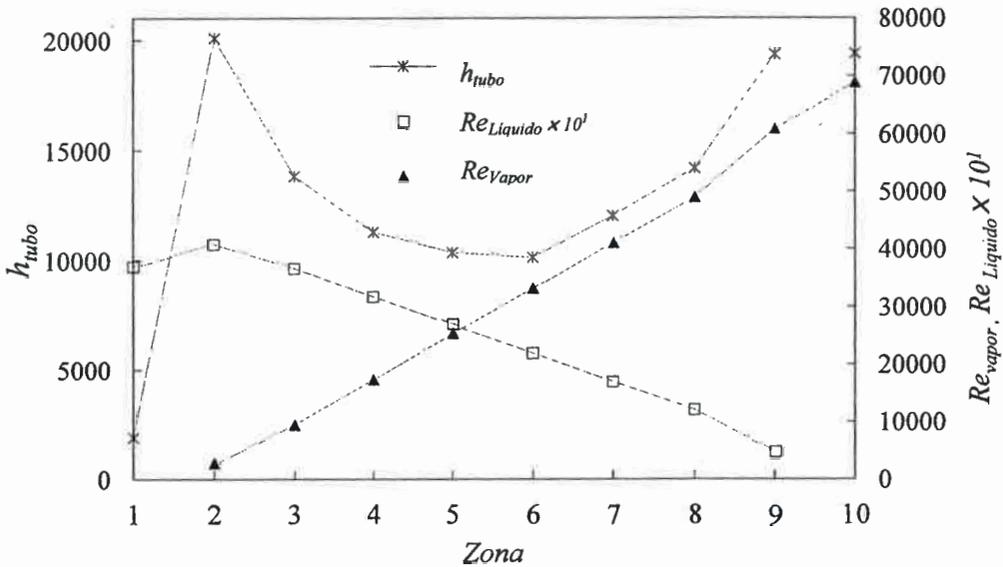


Figura 4-9. Influencia del número de Reynolds sobre el coeficiente de transferencia de calor del lado de los tubos, para el Caso Base.

Se observa que en las primeras zonas (zonas 1 y 2), donde el vapor calefactor está casi completamente condensado (la calidad de vapor es muy pequeña), el coeficiente individual,  $h_{tubo}$ , acompaña a la tendencia del Reynolds de la fase líquida, que en esta zona alcanza su valor máximo. Por el contrario, en las últimas zonas, donde la calidad del vapor es alta, el coeficiente de transferencia de calor vuelve a aumentar siguiendo la tendencia del Reynolds de la fase vapor, el cual es máximo en este sector.

## 4.2. Análisis de sensibilidad del evaporador respecto de variables operativas

Se presentan los resultados de un estudio de sensibilidad del evaporador para observar su respuesta ante modificaciones eventuales de variables operativas, a saber, temperatura de operación y temperatura de alimentación, flujo de alimentación y composición de etanol en el flujo alimentado.

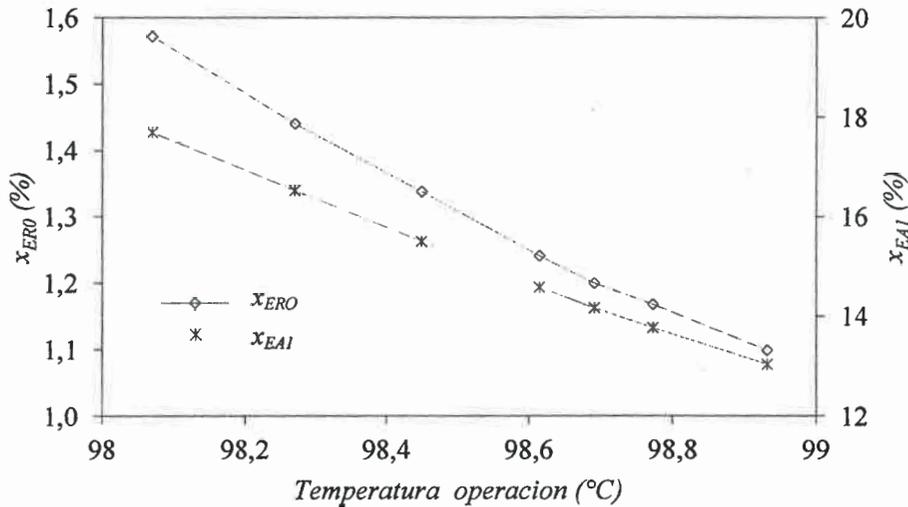
### 4.2.1. Efecto de la temperatura de operación del evaporador

Se analiza el comportamiento del evaporador al modificar la temperatura de operación a presión atmosférica constante. Los resultados se muestran en la **Figura 4-10**.

En base a los conceptos de balances de masa y de equilibrios termodinámicos, el efecto de la temperatura responde a lo esperado: un aumento de la temperatura conduce a una disminución en la composición de etanol tanto en el vapor concentrado, A1, como en el residuo, R0. La disminución del contenido de etanol en el vapor concentrado con el aumento de la temperatura se debe fundamentalmente a la mayor cantidad de agua evaporada y que abandona el equipo por dicha corriente de destilado. La disminución de la concentración de etanol en el residuo con el aumento de temperatura se debe básicamente a que a mayor temperatura se evapora mayor cantidad de etanol que no sale en el residuo sino en la corriente de vapor concentrado. Estas tendencias no son lineales debido a la variación de las propiedades, lo cual queda demostrado en el hecho observable

en la figura, que muestra que la diferencia entre la composición de producto concentrado y el residuo, ( $x_{A1E}-x_{R0E}$ ), disminuye al incrementar la temperatura.

Para el Caso Base en estudio se adopta como temperatura de operación 98,7°C, que permite obtener un producto concentrado con 14,13% de etanol en peso y un residuo de 1,2% de etanol.

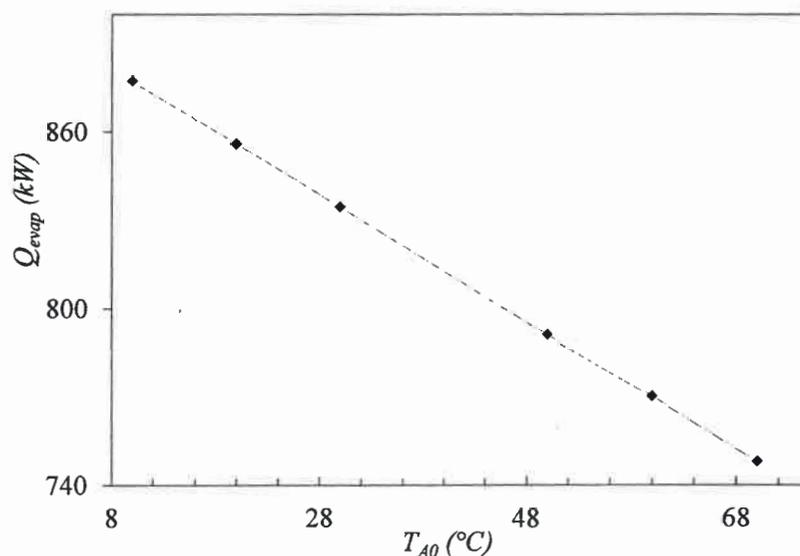


**Figura 4-10.** Influencia de la temperatura de operación del evaporador sobre el contenido de etanol en las corrientes: residuo, R0, y producto, A1.

#### 4.2.2. Efecto de la temperatura de alimentación

La temperatura del mosto fermentado utilizado para alimentar el evaporador puede variar según las condiciones de almacenamiento. Se analiza la influencia de la temperatura de alimentación sobre el consumo de vapor (o su equivalente en energía calorífica) necesario para lograr evaporar un determinado porcentaje de la alimentación, correspondiente al requerido para el Caso Base (evaporación del 60% de lo alimentado, en masa).

En la **Figura 4-11** se muestra la energía consumida en función de la temperatura de alimentación.



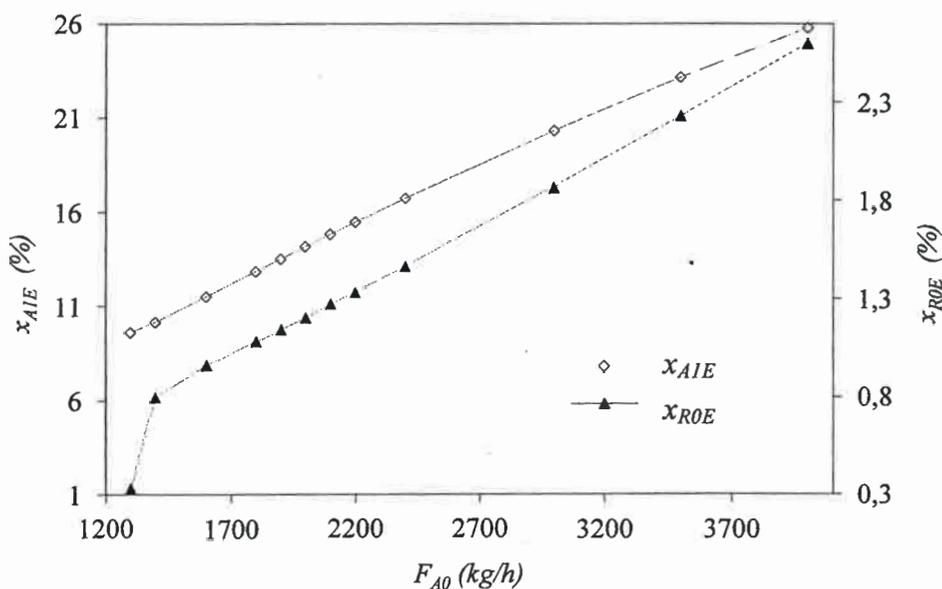
**Figura 4-11.** Análisis de la influencia de la temperatura de alimentación,  $T_{A0}$ , sobre la energía consumida por el evaporador,  $Q_{\text{evap}}$ .

El consumo de vapor del evaporador en el rango analizado varía casi linealmente con la temperatura de la alimentación,  $T_{A0}$ , básicamente porque la capacidad calorífica de la mezcla líquida no varía sustancialmente en las condiciones de presión y temperatura existentes. A mayor temperatura de la alimentación del proceso se requiere menor consumo de energía. Por consiguiente, el precalentamiento de la alimentación siempre es recomendable.

### 4.2.3. Efecto del flujo de alimentación

Para analizar la respuesta del evaporador al modificar el flujo másico de alimentación,  $F_{A0}$ , en el rango de 1400 hasta 4000 kg/h se determinan las composiciones de etanol en las salidas de vapor concentrado y residuo. Se mantienen las demás variables del Caso Base, es decir: el flujo de vapor saturado en 1258,77 kg/h a 250 kPa, equivalente a 857 kW, y un área de transferencia de 22 m<sup>2</sup>.

Los resultados del análisis de sensibilidad se muestran en la **Figura 4-12**, donde se han graficado las concentraciones de etanol en el vapor concentrado y en el residuo en función del caudal de entrada.



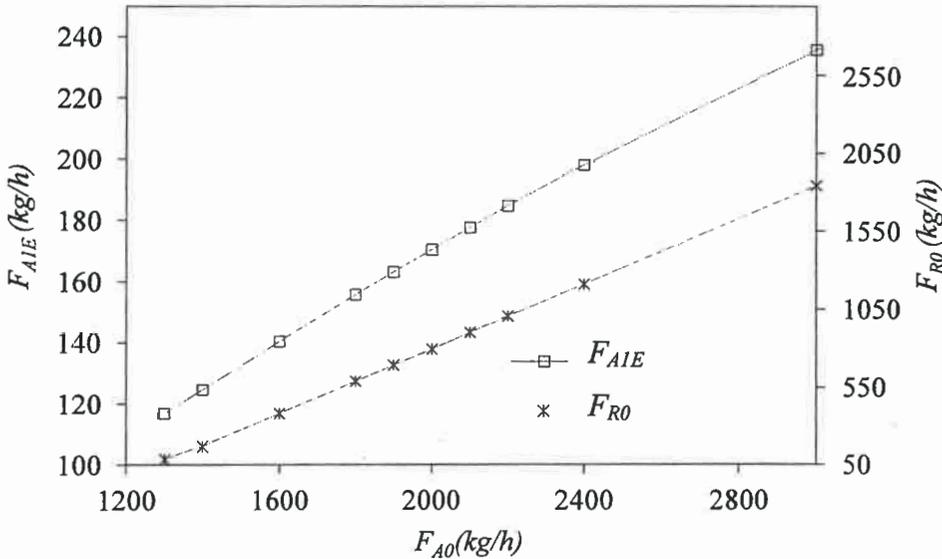
**Figura 4-12.** Análisis de sensibilidad del flujo de alimentación del evaporador,  $F_{A0}$ ,  
 $Q_{reher} = 857$  kW

Se observa en la figura que mientras más alto es el caudal, más se concentra el etanol en el vapor concentrado pero también aumenta la concentración de etanol en el residuo.

Para analizar estos resultados conjuntamente con los caudales obtenidos, se muestra en la **Figura 4-13** la variación del flujo de etanol en el vapor concentrado y el flujo total de residuo en función del flujo de alimentación.

Si se compara con el Caso Base en estudio, al aumentar la alimentación del evaporador a 2400 kg/h, la concentración en etanol del producto evaporado es aproximadamente un 3% mayor; sin embargo la recuperación de etanol en la corriente de vapor concentrado disminuye en aproximadamente un 5%, debido a que las pérdidas por el residuo son proporcionalmente mayores. Por el contrario, la recuperación mejora a bajos caudales de alimentación, pero a costa de disminuir la composición del vapor con-

centrado, por lo cual se demuestra que la capacidad elegida para el equipo diseñado es la más adecuada.



**Figura 4-13.** Efecto flujo másico de alimentación sobre el flujo de residuo y producto, manteniendo  $Q_{reher} = 857$  kW.

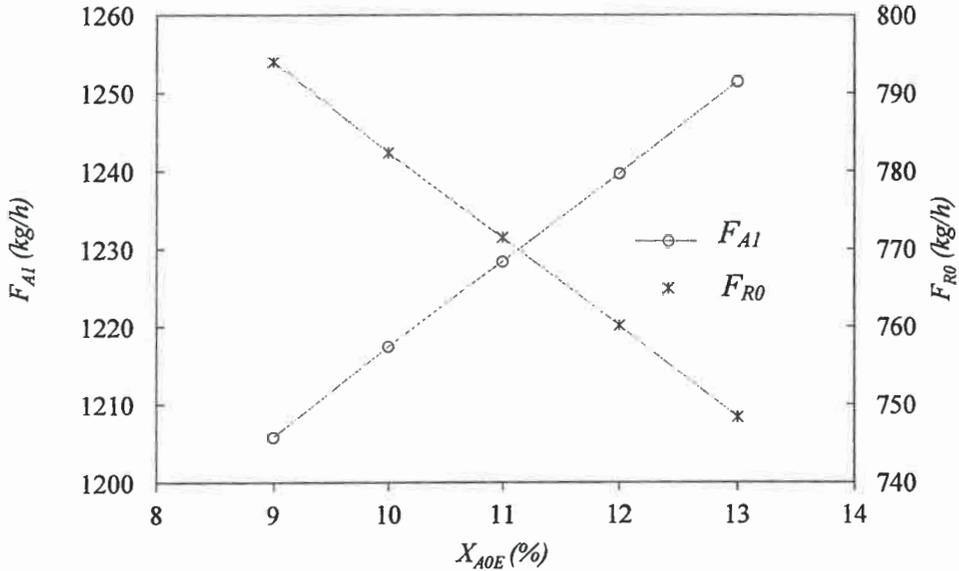
#### 4.2.4. Efecto de la concentración de etanol en la alimentación

La composición de la materia prima del proceso, mosto fermentado, se ve modificada por diversos factores, como el tipo de vendimia, clima, almacenamiento, condiciones de fermentación, etc. En general, el contenido de etanol del mosto puede oscilar en un rango entre 9 a 12% en peso.

Se analiza la respuesta del evaporador al modificar la composición de la alimentación en este rango, manteniendo los demás parámetros del caso base,  $Q_{reher} = 857$  kW y un flujo de alimentación de 2000 kg/h. Se presentan los resultados de este análisis en la **Figura 4-14**, en la cual se han graficado los flujos de vapor concentrado y residuo en función de la concentración de etanol en la alimentación.

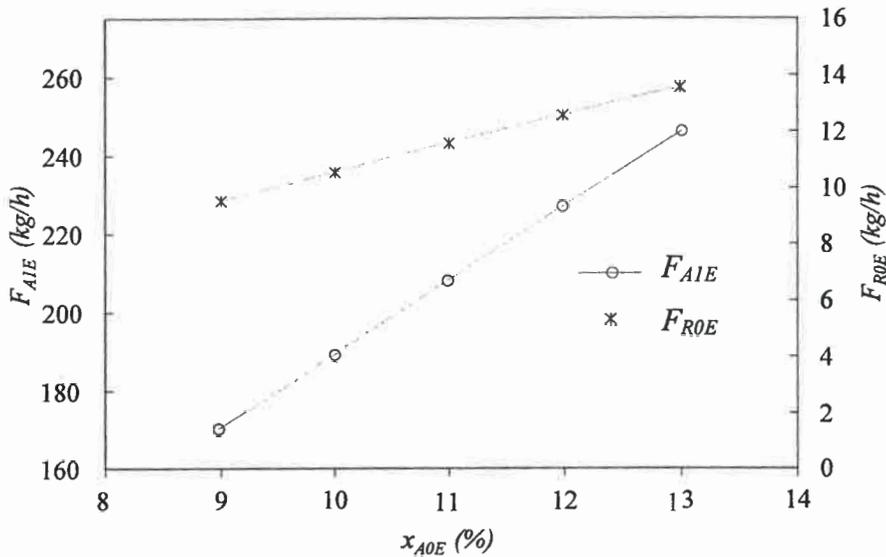
Se observa que al aumentar la concentración de etanol en la alimentación,  $x_{AOE}$ , se produce un incremento del flujo másico concentrado,  $F_{AI}$ , a expensas de la disminución del flujo de residuo,  $F_{RO}$ . Esto es debido a que la volatilidad del etanol es mayor

que la del agua y una mayor concentración de etanol favorece entonces al proceso de evaporación.



**Figura 4-14.** Influencia de la concentración de etanol en la alimentación sobre los flujos máxicos de residuo y producto,  $Q_{reher} = 857$  kW,  $F_{A0} = 2000$  kg/h.

En la **Figura 4-15** se presenta además la variación de los flujos de etanol en ambas corrientes de producto, con la composición de etanol en la alimentación.



**Figura 4-15.** Influencia del contenido de etanol en alimentación,  $A_0$ , sobre el flujo de etanol en el residuo,  $F_{R0E}$  y en el producto,  $F_{A1E}$ .  $Q_{reher} = 857$  kW,  $F_{A0} = 2000$  kg/h.

Se observan incrementos en los flujos de etanol en ambas corrientes: el residuo,  $F_{ROE}$ , y el producto concentrado,  $F_{AIE}$ , con el aumento de la composición de etanol en la alimentación. Este aumento de la cantidad de salida de ambas corrientes es acompañado por cambios en las composiciones de etanol en ambas corrientes. En la **Tabla IV-8** se muestra la variación de dichas composiciones y de la temperatura de ebullición de la mezcla como consecuencia de los cambios sufridos en la composición de entrada.

**Tabla IV-8.** Influencia de % de etanol en la alimentación sobre la composición del residuo y el producto concentrado del evaporador,  $Q_{reh}=857$  kW y  $F_{A0} = 2000$  kg/h.

$x_{AOE}$ (%)	$x_{ROE}$ (%)	$x_{AIE}$ (%)	$T_{AI}$ (°C)
9	1,20	14,13	98,70
10	1,35	15,55	98,52
11	1,50	16,96	98,33
12	1,65	18,34	98,15
13	1,81	19,69	97,97

Si se opera el evaporador con una concentración de etanol en el mosto fermentado mayor al Caso Base en estudio, manteniendo el flujo de alimentación (2000 kg/h) y el aporte de energía calorífica (857 kW), se logra un vapor concentrado y un residuo más concentrados en etanol. Si bien la composición de etanol en el residuo es mayor, el rendimiento de recuperación de etanol en el vapor concentrado es prácticamente el mismo, dada la compensación del menor flujo total de residuo.

### 4.3. Conclusiones

Se ha presentado la metodología de diseño y simulación del evaporador necesario para preconcentrar el mosto fermentado de origen vínico, utilizando el simulador comercial de procesos *ChemCad V6*, mostrando el procedimiento de construcción y utilización del modelo de simulación.

Se ha estudiado el proceso de evaporación tomando valores típicos de las variables de diseño correspondientes a una planta industrial de producción de baja a media. Entre las posibles variables de diseño a seleccionar se eligieron las concentraciones de etanol en el destilado y la de sólidos solubles en el residuo, considerando valores obtenidos de información bibliográfica para procesos similares.

Para el cálculo de propiedades y parámetros fisicoquímicos y termodinámicos se adoptó el paquete termodinámico *NRTL* disponible en el simulador *ChemCad V6* dada la similitud que presenta esta aplicación con estudios ya realizados. Esta decisión se vio avalada además por el sistema experto para selección de opciones termodinámicas que dispone el programa.

Para modelar el evaporador se utilizó el módulo 9 para intercambiador de calor, *HTXR (Heat Exchanger)*, que permite resolver los balances globales de masa y energía y para dimensionar el evaporador se utilizó el módulo *CC-THERM*, el cual desarrolla un método riguroso “zona por zona”, basado en los procedimientos matemáticos planteados en el Capítulo 3, con distintas alternativas en el uso de correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor.

Los resultados del análisis riguroso mostraron que el Caso Base estudiado no evidencia problemas de fuerza impulsora, informando la amplitud de las zonas de calentamiento y de evaporación. Por otra parte, se ha demostrado la importante variabilidad de los coeficientes de transferencia de calor que justifican el diseño riguroso para este tipo de operación. El análisis de vibraciones del evaporador dimensionado para el Caso Base seleccionado marcó ausencia de las mismas en las distintas zonas analizadas.

Se presentaron los resultados de un estudio de sensibilidad del evaporador para observar su respuesta ante modificaciones eventuales de variables operativas como la temperatura de operación y la temperatura de alimentación, el flujo de alimentación y la composición del flujo alimentado.

La temperatura de evaporación tiene una importante incidencia en la operación. Tan solo bajando 1 °C la temperatura de evaporación se pierde más del doble del etanol por el residuo, lo cual demuestra que esta variable debe ser cuidadosamente controlada. La temperatura de alimentación incide directamente sobre la energía a utilizar, sin em-

bargo, al aumentar de 10 a 60 °C la misma, sólo disminuye un 15% aproximadamente el requerimiento de energía, lo cual demuestra el importante consumo de la evaporación.

Variaciones en  $\pm 20\%$  en el caudal de alimentación conducen a disminuciones o aumentos del 5% en la recuperación de etanol en el vapor concentrado, con los consecuentes aumento o disminución de la composición en dicha corriente. El rango de variabilidad del caudal de alimentación quedará fijado por la flexibilidad que ofrezca el proceso de destilación que sigue al evaporador. Variaciones en la composición de alimentación también podrán ser manejadas en un cierto porcentaje, el cual quedará también definido por la flexibilidad de las operaciones de destilación siguientes al proceso de evaporación.

## Capítulo 5

### DESTILACIÓN E INTEGRACIÓN DEL PROCESO

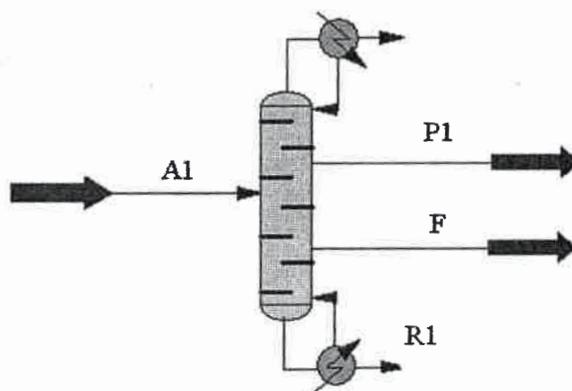
En el presente capítulo se presenta la metodología de diseño y simulación de las dos columnas de destilación necesarias para la concentración final del etanol, eliminando los congéneres no deseados y el metanol presente en el mosto concentrado. Para este estudio se utilizó el simulador comercial de procesos *ChemCad V6*. Con el modelo de simulación establecido se presentan los resultados del análisis de desempeño de ambas columnas. Finalmente se presentan los resultados del proceso completo, con alternativas de ahorro económico mediante propuestas de aprovechamiento energético entre unidades del proceso.

#### 5.1. Modelado y simulación de la columna de destilación I

En base a la tecnología seleccionada en el Capítulo 2, se utiliza una primera columna de destilación, columna I, para separar la mayor parte de los congéneres no deseados. Del análisis preliminar de los equilibrios, se propusieron algunas alternativas de columnas de platos, variando el número de platos, el plato de alimentación y las salidas de productos. De los resultados de dicho análisis, se propone estudiar esta primera destilación (como Caso Base) con una columna de 28 etapas y trabajando a presión atmosférica. Se propone recibir la alimentación en la etapa 21, con reflujo total de líquido para la eliminación de incondensables y congéneres livianos, y con dos salidas laterales, la

de cabeza o producto destilado en la primera etapa, la corriente de residuo acuoso en el fondo de la columna, y la corriente lateral de aceites de fusel (en la etapa 19), rica en congéneres no deseados.

En la **Figura 5-1** se presenta en forma esquemática la columna I y las distintas corrientes intervinientes.



**Figura 5-1.** Esquema de corrientes de entrada y salida de la columna I.

De la columna emergen las corrientes de producto concentrado o destilado (P1), en la etapa 1, la corriente lateral para extraer los congéneres o aceites de fusel (F), donde se eliminan los alcoholes superiores como n-propanol e isobutanol, y la corriente de residuo acuoso (R1), por el fondo de la columna.

### 5.1.1. Especificaciones de la alimentación y de las variables de diseño

En la **Tabla V-1** se presenta la especificación (composición, flujo, presión y temperatura) de la corriente de alimentación a la columna I, FA1. Los datos de esta corriente son los correspondientes al vapor concentrado saliente del evaporador estudiado en el Capítulo 4 para el llamado Caso Base.

Esta columna es utilizada básicamente para eliminar congéneres y concentrar lo más posible el etanol preconcentrado en el evaporador o alcoholizador anterior. Por tal motivo se realizaron varias corridas preliminares del simulador que permitieron situar el

Caso Base en estudio en valores de concentración de alcohol en la corriente de producto de alrededor del 92%, con pérdidas en la corriente de residuo de alrededor del 1% de etanol. Para lograr estos valores, las variables de diseño a ingresar al simulador se muestran en la **Tabla V-2**.

**Tabla V-1.** Especificaciones de la corriente de alimentación a la columna I para el Caso Base.

Condiciones operativas	
Temperatura, °C	98,7
Presión	1 atm
Estado de agregación	Vapor
Flujo total, kg/h	1205,8
Composiciones	$x_{m\acute{a}sico}(\%)$
Etanol	14,13
Agua	84,95
Acetaldehído	0,1315
Acetato de Etilo	0,2666
Metanol	0,1277
N propanol	0,1632
Isobutanol	0,2304

**Tabla V-2.** Variables de diseño para el Caso Base de la columna I.

Especificaciones generales de la columna I	
Etapas totales de la columna	28
Etapas de alimentación	21
Etapas de extracción de aceites de fusel	19
Etapas de extracción de producto	1
Presión en cabeza de columna	1 atm
Caída de presión admitida	0,05 atm
Especificaciones para los balances de masa y energía	
Relación de reflujo	Total
Energía consumida en el rehervidor	17,5 kW
$F_{P1}$ , Flujo de concentrado	165 kg/h
$F_F$ , Flujo de aceites de fusel	30 kg/h

### 5.1.2. Modelado termodinámico

Respecto de la selección que debe realizarse entre los diferentes modelos termodinámicos disponibles para utilizar en la simulación y que resulten a su vez adecuados para el tratamiento de este tipo de sistemas de destilación multicomponentes, para ambas columnas de destilación, se han tenido en cuenta una serie de consideraciones, que se mencionan a continuación:

1. En este caso en particular se destila una solución con dos compuestos, agua y etanol, cuya presencia másica es mayoritaria frente a los alcoholes superiores y demás componentes que se encuentran en la alimentación (Valderrama y colab., 2001; Gmehling y colab., 1994 y 1990; Mato y Cepeda, 1984).

2. La destilación se realiza a presión atmosférica y prácticamente todos los compuestos involucrados presentan características polares, situación para la cual es adecuado el uso del modelo NRTL (*Non Random Two Liquid*) (Poling y colab., 2000; Reid y colab., 1987), operando con los parámetros de interacción existente en el banco de datos del simulador y que están disponibles para todos los componentes utilizados (Valderrama y Faundez, 2003; Roman y Catalán, 1999; Valderrama y colab., 1999).

3. El tratamiento de soluciones acuosas de etanol en presencia de muy bajas cantidades de alcoholes superiores ya ha sido evaluado con *ChemCad V6* para su aplicación en simulación de destilaciones vínicas y ha probado reproducir adecuadamente el comportamiento experimental de estos sistemas (Valderrama y Reselló, 1996; Toselli y colab., 2001).

Por estas razones y dada la similitud que se presenta con la situación ya tratada se adopta el paquete termodinámico *NRTL*. Esta decisión se vio avalada además por el sistema experto para selección de opciones termodinámicas que dispone el programa.

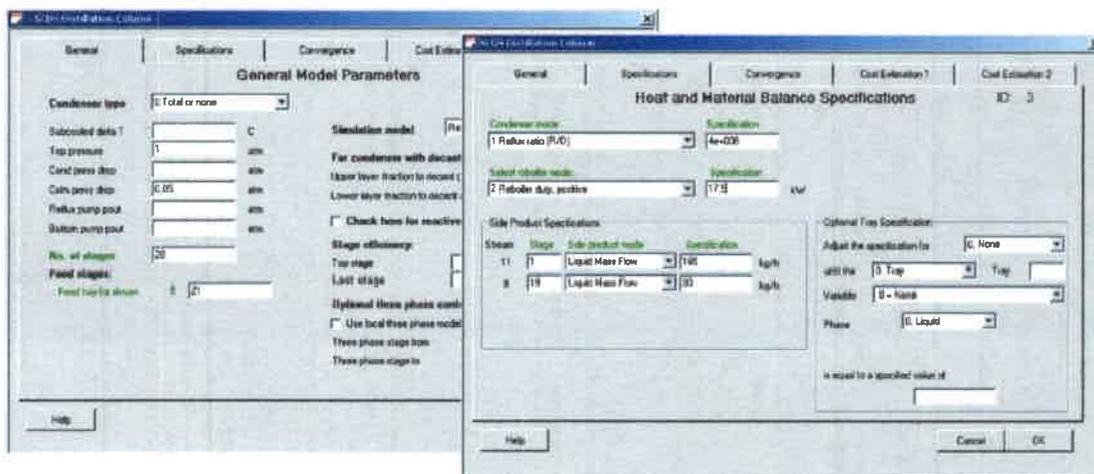
Un detalle de las ecuaciones y parámetros del modelo *NRTL* para el sistema en estudio es presentado en las secciones 4.1 y 4.2 de los Anexos.

### 5.1.3. Procedimiento de simulación

Para la simulación de la columna se utilizó el módulo *SCDS* del simulador comercial *ChemCad V6*, el cual utiliza un modelo de riguroso de destilación basado en el método de corrección simultánea mencionado en el Capítulo 3.

Al igual que lo mostrado para el evaporador, en primer lugar se realiza el armado del diagrama de flujo, con la operación unitaria a modelar y las corrientes intervinientes; posteriormente se seleccionan los componentes de la mezcla de alimentación y se adopta el modelo termodinámico seleccionado por el usuario o por el sistema experto del *software*.

A continuación, se incorporan las especificaciones de la columna I, en los cuadros de diálogo *SCDS Distillation Column General/Specifications* como se ilustra en la **Figura 5-2**.



**Figura 5-2.** Cuadros de diálogo de *ChemCad V6*, en su módulo *SCDS*, para las especificaciones de la columna.

Una vez realizada la simulación, un primer grupo de resultados, resumidos del reporte del *software*, se muestran en la **Tabla V-3**.

En esta simulación, la corriente lateral de aceites de fusel tiene una concentración de etanol elevada, que por razones económicas debe ser tratada para su recupera-

ción o convertirse en un subproducto del proceso en estudio. Para que este subproducto sea rentable debe tener un contenido de etanol mayor al 20% (Murtagh, 1999).

**Tabla V-3.** Resultados de las corrientes de la columna I para el Caso Base.

Corriente	Etapas	Estado de agregación	Temperatura (°C)	$x_E$ (%)
Alimentación (A1)	21	Vapor	98,7	14,13
Aceites de Fusel (F)	19	Líquido	84,9	28,5
Producto (P1)	1	Líquido	76,3	91,9
Residuo Acuoso (R1)	28	Líquido	99,8	1,0

En la **Tabla V-4** se presenta un detalle de los caudales totales y por componentes de las corrientes de la columna I para el Caso Base analizado.

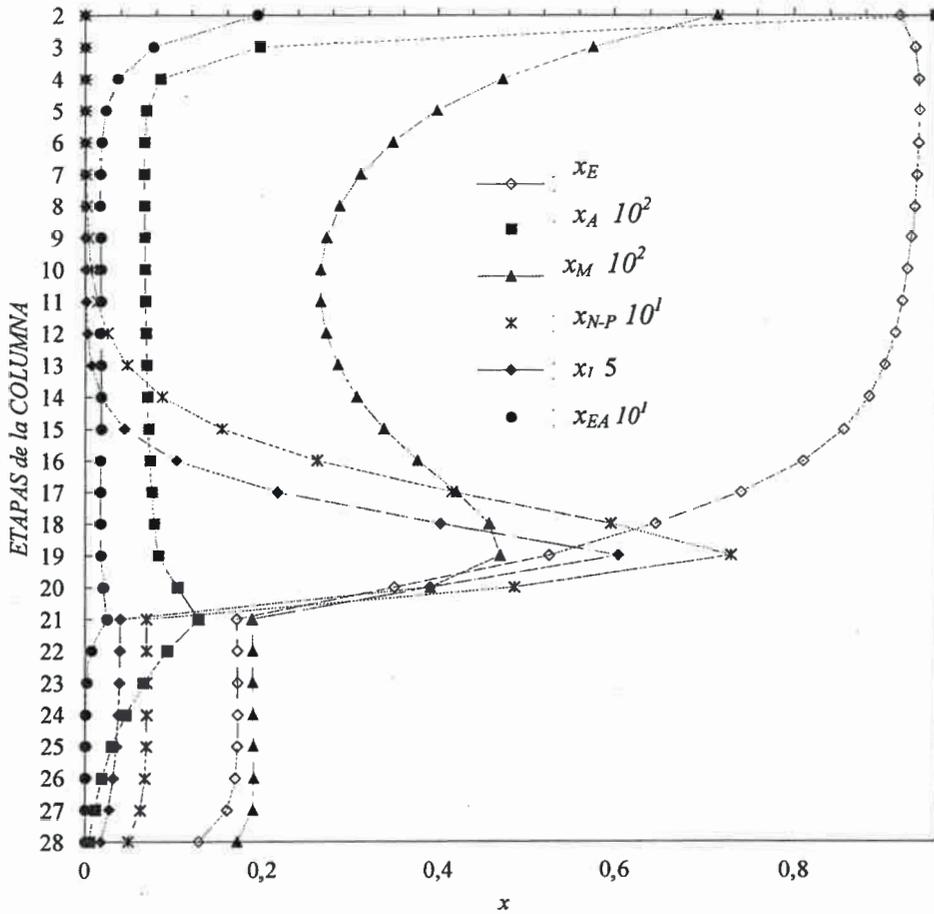
**Tabla V-4.** Caudales totales y por componentes de las corrientes de la columna I para el Caso Base.

	Alimentación	P1	F	R1
Flujo Total (kg/h)	1205,8	165	30	1010,8
Componentes (kg/h)				
Etanol	170,45	151,65	8,54	10,26
Agua	1024,28	7,46	17,11	999,75
Acetaldehído	1,59	1,58	0,00	0,008
Metanol	1,54	1,18	0,11	0,260
N-Propanol	1,97	0,0006	1,64	0,330
Isobutanol	2,78	0,0000	2,64	0,146
Acetato de etilo	3,20	3,19	0,01	0,000

Por la corriente lateral de los aceites de fusel, se extraen los alcoholes superiores, isobutanol y n-propanol junto con etanol, agua y algo de los restantes componentes. En la corriente de producto, P1, se recupera casi el 90% del etanol alimentado a la colum-

na, pero va acompañado del 77% del total de metanol ingresado al proceso. También se debe destacar que en el residuo, R1, se pierde el 6% del etanol alimentado.

En la **Figura 5-3** se presentan los perfiles de concentración de los componentes en la columna I para el Caso Base. La gráfica muestra la composición etapa por etapa de los componentes de la mezcla, excepto el agua, presentes en la fase vapor.



**Figura 5-3.** Perfil de componentes de la columna I para el Caso Base en la fase vapor. *X*: fracción molar, A (Acetaldehído), M (Metanol), N-p (N-propanol), I (Isobutanol), EA (Acetato de Etilo)

En la etapa 21 se produce el ingreso de la alimentación y en la etapa 19, se encuentra un pico de los componentes, n-propanol, isobutanol y metanol, marcando de esta manera la etapa de extracción de los aceites de fusel. En el apartado 2 de los Anexos se presentan los reportes numéricos de esta curva de composiciones.

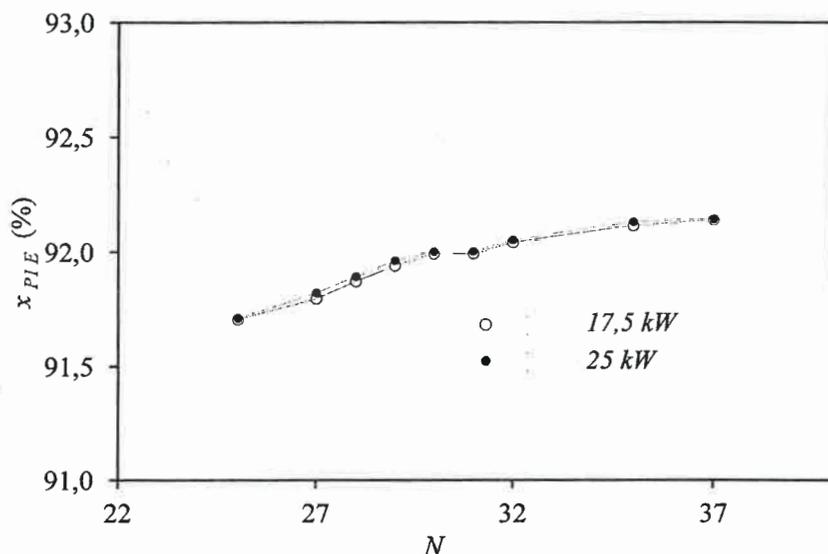
## 5.2. Análisis de los parámetros de diseño

A continuación se presentan los resultados obtenidos de la variación de los parámetros de diseño utilizados como variables especificadas para la simulación del Caso Base y que se consideran relevantes para su análisis. Estas variables son: número de etapas totales ( $N$ ), etapa de la alimentación ( $NA$ ), y etapa de extracción lateral de aceites de fusel ( $NF$ ).

### 5.2.1. Número de etapas totales

Se analiza la respuesta de la columna al modificar el número de etapas totales,  $N$ . Para determinar la posición de las corrientes de alimentación y de extracción lateral de aceites de fusel se consideraron alturas relativas proporcionales al Caso Base, para las diferentes alternativas estudiadas.

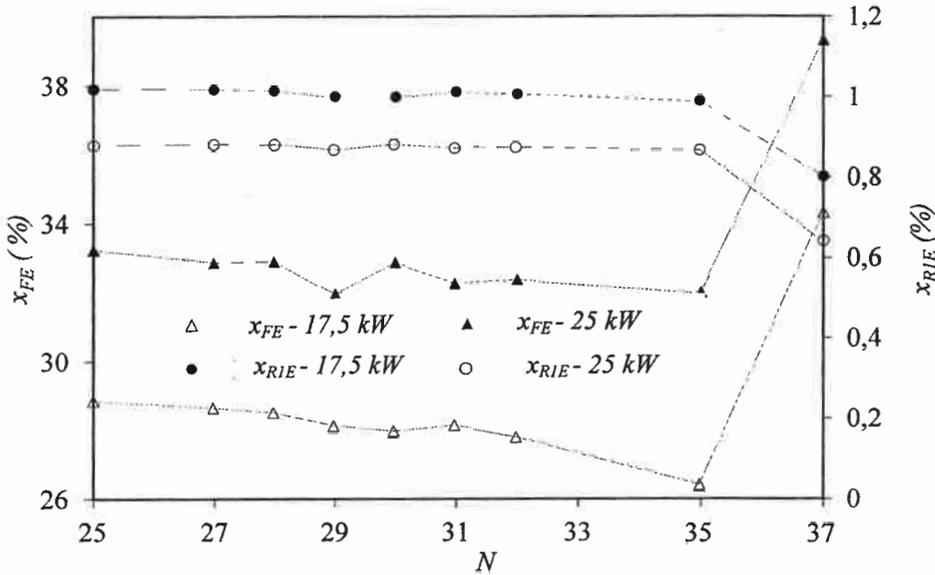
En la **Figura 5-4** se muestra la variación de la composición de etanol en la corriente de producto concentrado, en función del número de etapas totales, para dos aportes energéticos del rehervidor diferentes: 17,5 kW y 25 kW.



**Figura 5-4.** Influencia del número etapas totales de la columna I,  $N$ , sobre la concentración de etanol en el producto concentrado, paramétrica en el calor del rehervidor.

Al aumentar el número total de etapas de la columna, se modifica levemente el contenido de etanol en la corriente de producto principal, P1. Por ejemplo, para un incremento de 25 a 35 etapas, sólo se obtiene una mejora en la concentración del 0,4%. El calor aportado por el rehervidor tampoco tiene casi incidencia en esta variable, ya que una diferencia de aproximadamente 30% en la energía puesta en juego sólo modifica a lo sumo un 0,1% el valor de la composición de etanol.

En la **Figura 5-5** se muestra la variación del contenido de etanol en las corrientes de residuo y de fusel para los dos calores del rehervidor analizados en la gráfica anterior.



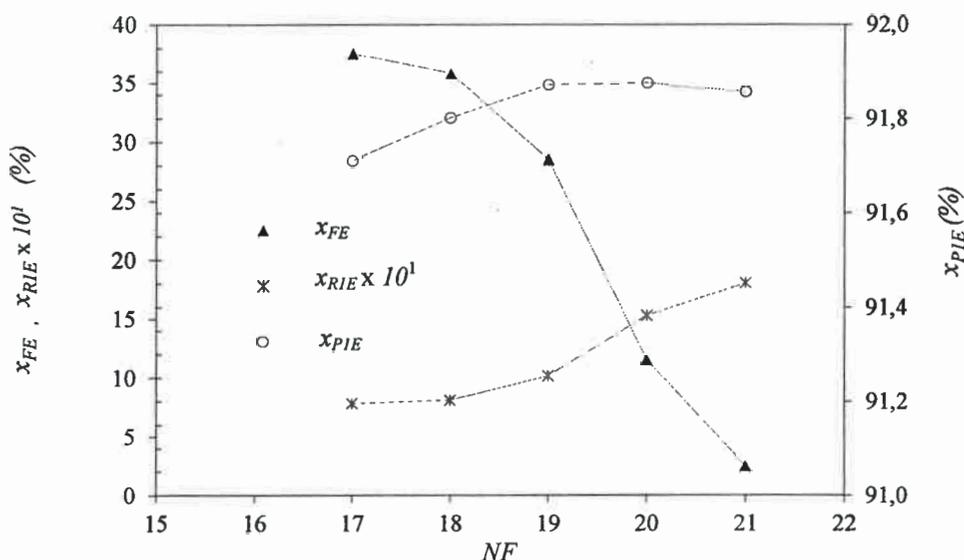
**Figura 5-5.** Influencia del número etapas,  $N$ , sobre el contenido de etanol en las corrientes R1 y F, paramétricas en el calor del rehervidor.

Superar las 35 etapas produce un importante ascenso en la concentración de alcohol en el fusel que no resulta conveniente, pues se produce un desvío de etanol innecesario hacia el subproducto. Por otra parte, si se comparan las curvas de composición de etanol en el residuo,  $x_{RIE}$ , entre un número total de etapas 25-35, un aumento del aporte de energía al rehervidor del 43% respecto del caso base, produce una disminución de la concentración en el residuo, R1, del 15%; esta disminución corresponde a alcohol desviado hacia la corriente de fusel. De esta manera se reducen las pérdidas de etanol en el residuo, pero a expensas de mayor consumo de energía. La solución de

compromiso entre ambas variables será básicamente resultado de un análisis económico con los costos de ambas alternativas incluidas.

### 5.2.2. Ubicación de la etapa de extracción de los aceites de fusel

A los fines de evaluar la respuesta de la simulación de la columna al modificar la posición de la etapa de extracción de los aceites de fusel,  $NF$ , se varía este parámetro manteniendo las demás condiciones operativas y de diseño del Caso Base. Los resultados de las distintas simulaciones se presentan en la **Figura 5-6** graficando las composiciones de etanol en dicha corriente, en el destilado y en el residuo, en función de la posición del plato de extracción lateral.



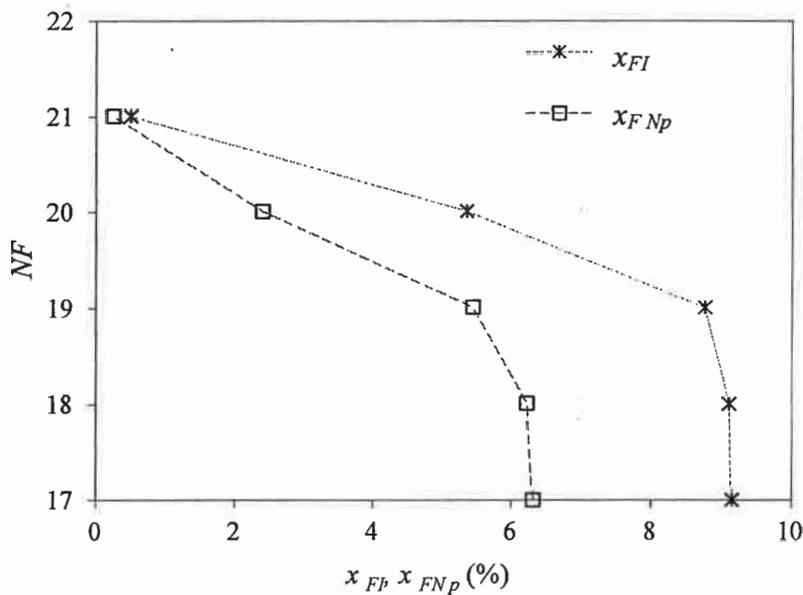
**Figura 5-6.** Influencia de la posición de la etapa de extracción de los aceites de fusel,  $NF$ , sobre la composición de etanol.  $N = 28$

A medida que la etapa de extracción lateral de aceites de fusel se posiciona próxima al fondo de la columna (etapa 28), el contenido de etanol disminuye en dicha

corriente, F, aproximadamente 10 veces en el rango 17-21. En el residuo, la composición aumenta 2,3 veces, sin embargo en el producto la variación no supera el 0,1%.

Para la corriente de residuo, R1, ubicar la etapa de extracción del fusel entre las etapas 17-19 permite lograr una concentración baja, alrededor de 1%. Específicamente en la etapa 19, la corriente de fusel, F, tiene un 28,5% de etanol, valor adecuado (mayor al 20%) para ser valorada como corriente de subproducto a la cual se le puede recuperar el alcohol perdido.

En la **Figura 5-7** se observa la variación de la composición del isobutanol y n-propanol en la corriente de fusel, al modificar la ubicación del plato de extracción  $NF$ . La concentración de estos componentes, entre las etapas 17-18, alcanza su valor más alto.



**Figura 5-7.** Influencia de la ubicación de la extracción de fusel sobre el contenido de isobutanol y n-propanol en el fusel.  $F_F = 165$  kg/h y  $F_{R1} = 30$  kg/h.

Para el análisis de la respuesta de la columna frente a la ubicación del plato de extracción de los fusel, se define el parámetro Eficiencia Porcentual de Separación de los aceites de fusel,  $E_{sj}$ , el cual permite cuantificar el porcentaje de separación de los aceites de fusel alcanzado en la columna. Este parámetro se calcula según:

$$E_{Si} = \left(1 - \frac{F_{i\text{separado}}}{F_{i\text{alimentado}}}\right) 100 \tag{5.1}$$

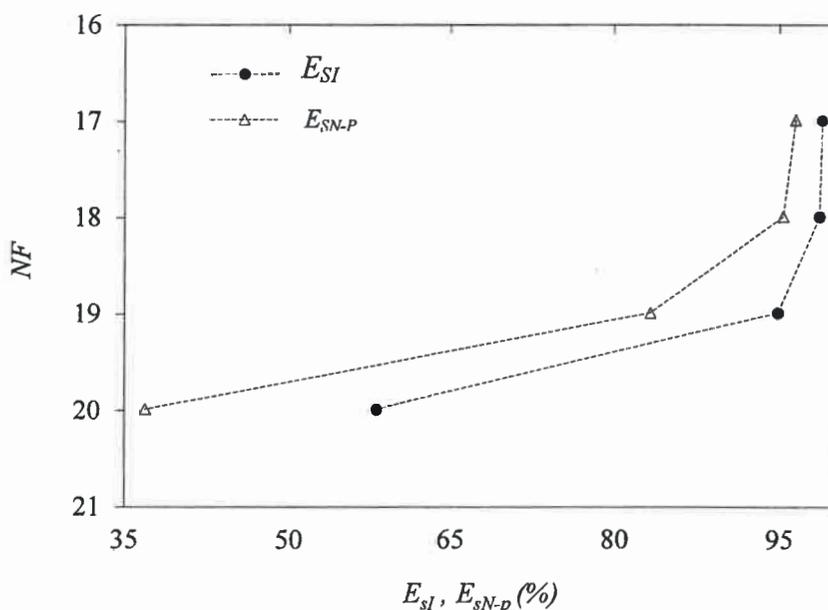
donde:

$F_{i\text{separado}}$ : Flujo másico del componente  $i$  extraído en la corriente de Producto Principal  
[=] kg/h

$F_{i\text{alimentado}}$ : Flujo másico del componente  $i$  alimentado al proceso [=] kg/h

$E_{Si}$ : Eficiencia porcentual de separación del componente  $i$

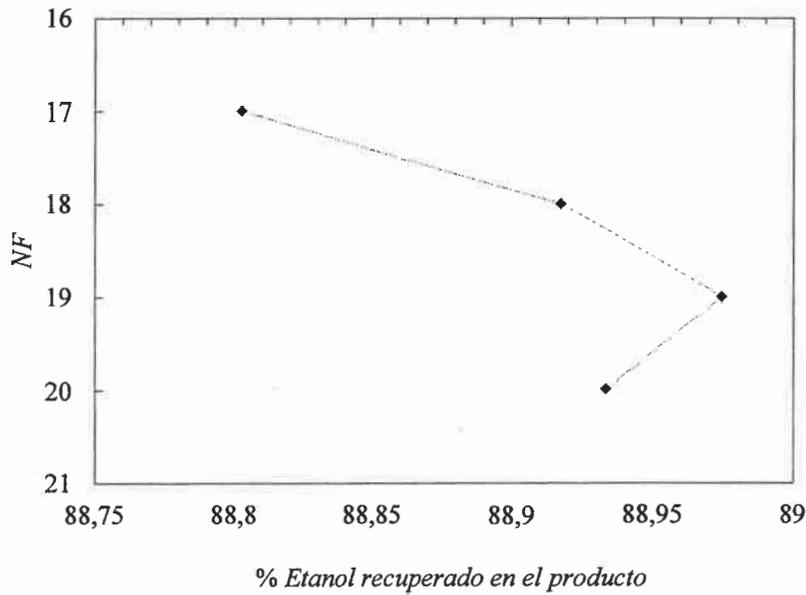
En la **Figura 5-8** se presentan los valores de la eficiencia de separación de los aceites extraídos, isobutanol y n-propanol, para las distintas etapas de extracción lateral simuladas.



**Figura 5-8.** Eficiencia de separación de isobutanol y n- propanol en función de la ubicación de la etapa de extracción de fusel.  $F_F= 165$  kg/h,  $F_{Rl}= 30$ kg/h,  $N= 28$ .

La eficiencia de separación mejora a medida que la extracción de fusel se realiza más cerca de la cabeza de la columna. Ubicar la extracción del fusel,  $NF$ , en las etapas 17-19 permite alcanzar eficiencias superiores al 85%.

En la **Figura 5-9** se analiza el comportamiento de la corriente P1 frente a esta variación de la ubicación del plato de fusel, en lo que respecta al porcentaje de etanol recuperado.



**Figura 5-9.** Porcentaje de recuperación de etanol en el producto en función de la ubicación de la etapa de extracción de fusel.  $F_F= 165$  kg/h y  $F_{RI}= 30$ kg/h.

Para la opción de la etapa 19 el porcentaje de recuperación de etanol en el producto alcanza el máximo, con un valor de 88,98% de etanol recuperado en dicha corriente.

### 5.2.3. Etapa de alimentación

Con el objetivo de analizar el comportamiento de la columna al modificar la ubicación de la etapa de alimentación,  $NA$ , se realizan simulaciones utilizando para la alimentación las etapas 18 a 23. Se mantienen inamovibles los demás parámetros del Caso Base. Los resultados de las simulaciones se muestran en la **Tabla V-5**.

El contenido de etanol en la corriente de producto no sufre una modificación sensible con la variación propuesta, pero sí las demás corrientes salientes. A medida que

la alimentación entra en etapas de posición superiores, el porcentaje de etanol disminuye en el fusel y aumenta en el residuo. Si la etapa de alimentación,  $NA$ , se ubica entre los platos 20-18, se obtiene un fusel con muy bajo contenido de etanol, lo cual convertirá a esta corriente en un producto de desecho, sin valor económico para ser utilizada como corriente subproducto de recuperación de etanol.

**Tabla V-5.** Influencia de la ubicación de la etapa de alimentación,  $NA$ , sobre el contenido de etanol en las corrientes salientes de la columna II.

$NA$	$x_{PIE}$ (%)	$x_{FE}$ (%)	$x_{RIE}$ (%)
18	91,55	2,49	1,85
19	91,67	2,46	1,83
20	91,79	11,55	1,53
21	91,87	28,44	1,00
22	91,88	35,55	0,80
23	91,87	36,31	0,77

Ubicar la alimentación en la etapa 21 permite obtener el porcentaje de etanol necesario para convertir un residuo en un subproducto con valor comercial.

### 5.3. Influencia de variables operativas en la columna I

Se estudia la respuesta de la columna I con variaciones en el aporte energético al rehervidor,  $Q_r$ , y el flujo másico de aceites de fusel extraídos en la corriente lateral de fusel,  $F$ . Se mantienen constantes los demás valores correspondientes al Caso Base en estudio.

#### 5.3.1. Influencia del calor del rehervidor

Se evalúa la influencia del aporte energético,  $Q_r$ , sobre el comportamiento de la columna I. Se realiza el estudio en el rango de 2-30 kW. En la **Tabla V-6** se muestran los resultados de las simulaciones realizadas.

**Tabla V-6.** Respuesta de la columna I a la variación del aporte energético al rehervidor,  $Q_{reher}$ 

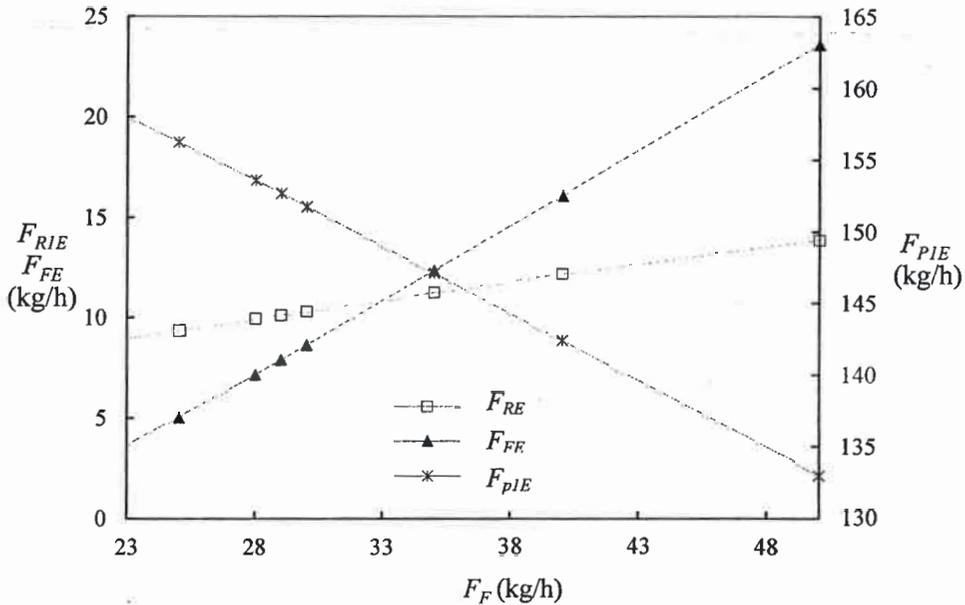
$Q_{reher}$ (kW)	$x_{PIE}$ (%)	$x_{FE}$ (%)	$x_{RIE}$ (%)
2	91,83	19,5	1,30
5	91,83	21,4	1,20
10	91,84	24,2	1,15
15	91,87	26,4	1,05
17,5	91,87	28,5	1,00
20	91,88	29,5	0,96
25	91,89	32,9	0,88
30	91,91	35,4	0,79

El aumento del aporte de energía al rehervidor de la columna produce una disminución del contenido de etanol en la corriente residual (R1) y un enriquecimiento en la corriente de fusel, F, (etapa 19), en tanto que se mantiene relativamente constante la composición de etanol en el producto principal.

Un aporte de energía al rehervidor,  $Q_r$ , entre 15-17,5 kW, permite cumplir con las especificaciones de diseño. Incorporar más energía a la operación disminuye la pérdida en el residuo (R1) pero se concentra en los aceites de fusel que salen en la corriente lateral.

### 5.3.2. Influencia del flujo másico de la corriente lateral con los aceites de fusel

Para analizar la respuesta de la columna al modificar el flujo másico extraído como corriente lateral de aceites de fusel, F, se realizan simulaciones variando este parámetro operativo, y manteniendo constante e igual a 195 kg/h la suma de los flujos másicos de las corrientes de fusel y de producto principal. En la **Figura 5-10** se muestra la evolución de los flujos de etanol para las 3 corrientes salientes según el flujo de la corriente de fusel.



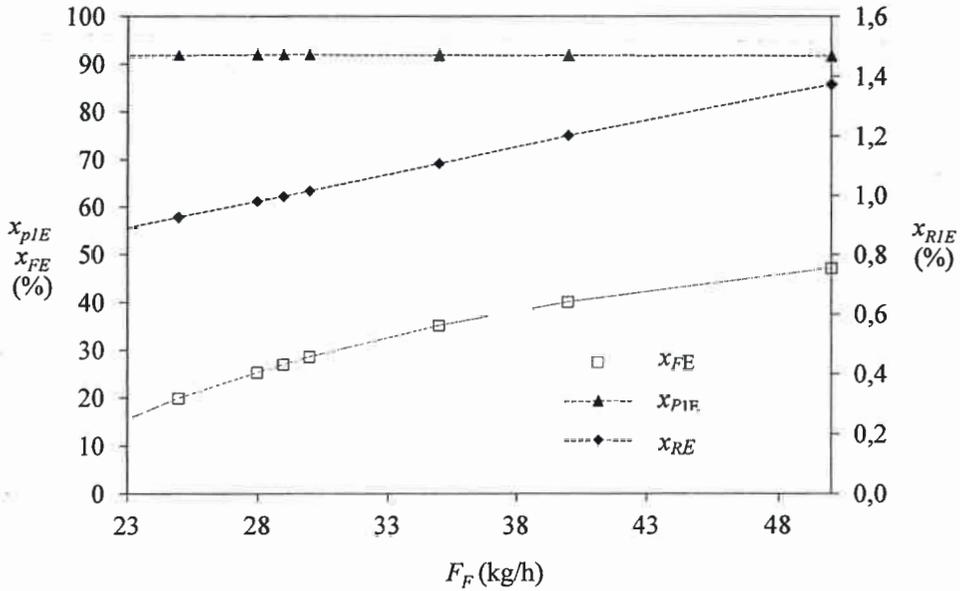
**Figura 5-10.** Influencia del flujo de fusel sobre el flujo de etanol en las corrientes salientes.  
 $F_{P1} + F_F = 195$  kg/h.

Al aumentar el flujo de Fusel,  $F_F$ , en la columna, se observa una disminución del flujo de etanol en el producto principal (P1) y un incremento del flujo de etanol en las corrientes de residuo (R1) y de fusel (F). La situación más favorable será la de lograr recuperar la mayor cantidad de etanol en el producto y perder la menor cantidad posible de etanol por el residuo, lo que implica trabajar con flujos bajos de fusel.

Si se analiza la situación desde las concentraciones de etanol en las corrientes de salida, tal como se muestra en la **Figura 5-11**, se puede observar que al operar la columna en el rango entre 28-30 kg/h de corriente lateral de fusel, permite alcanzar una concentración de etanol económica adecuada en el fusel.

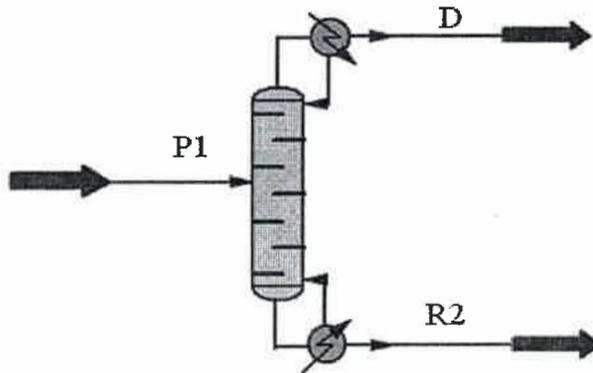
### 5.4. Modelado y simulación de la columna de destilación II

La función de la columna II, o columna desmetilizadora, es disminuir el contenido de metanol en el producto final hasta lograr la concentración establecida para su comercialización, inferior a 500 ppm de metanol (Katzen y colab., 1999).



**Figura 5-11.** Influencia del flujo másico de fusel sobre la concentración de etanol en las corrientes de salida de la columna I.

En la **Figura 5-12** se presenta en forma esquemática la columna II y las distintas corrientes intervinientes.



**Figura 5-12.** Columna II, desmetilizadora.

Esta columna es alimentada con la corriente P1, originada en la columna I. En base al análisis de los perfiles de composición de la columna, se propone una columna de destilación simple, es decir, con una corriente de destilado y una de residuo, trabajando en condiciones de presión cercana a la atmosférica. La corriente principal es la de

residuo, R2, y el destilado debe arrastrar el metanol a eliminar para cumplir con las especificaciones del producto.

#### 5.4.1. Especificaciones de la alimentación y de las variables de diseño

Se estudia la performance de esta columna para una alimentación correspondiente a la salida de producto principal de la columna I trabajando en las condiciones operativas y de diseño del Caso Base presentado. Las características básicas de dicha alimentación se muestran en la **Tabla V-7**.

**Tabla V-7.** Especificaciones de la corriente de alimentación a la columna II.

Especificación de la alimentación a la columna II, P1	
Temperatura	76,3 °C
Presión	1 atm
Estado de agregación	Líquido
Flujo total	165,07 kg/h
Etanol	151,65 kg/h
Agua	7,469 kg/h
Acetaldehído	1,58 kg/h
Metanol	1,18 kg/h
N propanol	$5,8 \times 10^{-4}$ kg/h
Isobutanol	$3,6 \times 10^{-6}$ kg/h
Acetato de Etilo	3,19 kg/h

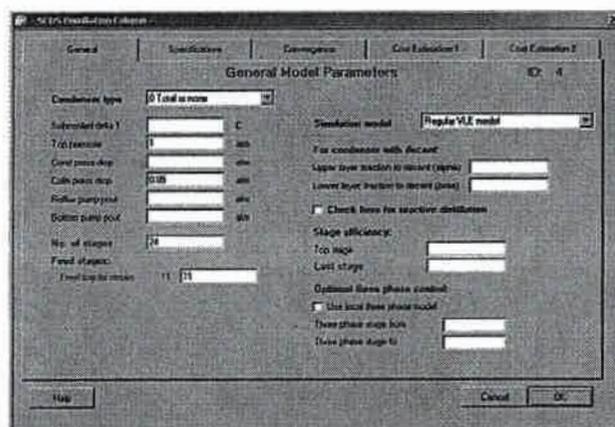
Entre las variables de diseño se seleccionan la composición de etanol en el residuo, aproximadamente 95% de etanol, y menos de 500 ppm de metanol. Por la cabeza se obtiene el destilado,  $F_D$ , subproducto con una alta concentración de etanol y metanol, lo que lo hace un producto no apto para consumo humano. Las demás variables de diseño se muestran en la **Tabla V-8**, a modo de presentación del Caso Base elegido para analizar la *performance* de esta columna.

**Tabla V-8.** Especificaciones del Caso Base para la columna II.

Parámetros de la columna II - Caso Base	
Etapas totales	24
Etapas de alimentación	11
Presión en cabeza	1 atm
Caída de presión permitida	0,05 atm
Especificaciones operativas	
Relación de reflujo	70
Calor del rehervidor	384 kW

### 5.4.2. Procedimiento de simulación

Para la simulación de la columna se utiliza el módulo *SCDS* del simulador *ChemCad V6* con el paquete termodinámico *NRTL*. En la **Figura 5-13** se muestra el cuadro de diálogo utilizado para ingresar las especificaciones generales estipuladas para las variables de diseño del Caso Base.



**Figura 5-13.** Especificaciones generales de diseño para la columna II.

En la **Figura 5-14** se presenta el cuadro de diálogo para la selección de las especificaciones operativas del Caso Base a estudiar. Básicamente se seleccionan en dicha ventana del simulador los valores del calor del rehervidor y la relación de reflujo estipulada.

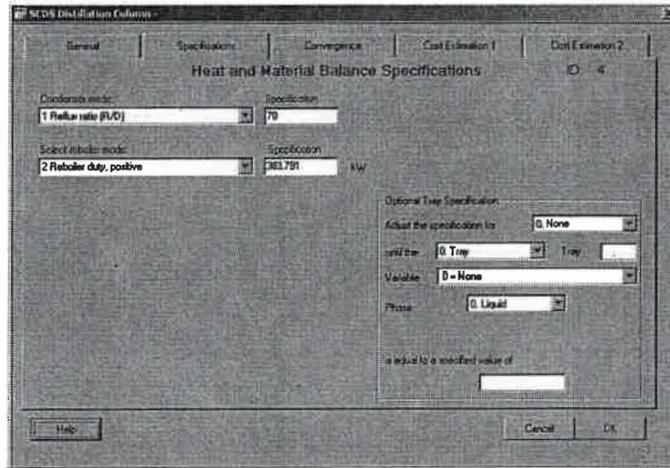


Figura 5-14. Pantalla del simulador para las especificaciones operativas de la columna II.

Una vez realizada la simulación, un primer grupo de resultados, resumidos del reporte del *software*, se muestran en la **Tabla V-9**.

**Tabla V-9.** Resultados de la simulación para la columna II, según especificaciones del Caso Base

Corriente	Eta- pa	T (°C)	Flujo total (kg/h)	Estado de agregación	Etanol		Metanol	
					(kg/h)	(%)	(kg/h)	(ppm)
Alimentación, P1	11	76,3	165	Líquido	151,62	91,9	1,179	-
Destilado, D	1	67,2	23,7	Líquido	17,20	72,7	1,126	-
Residuo, R2	24	79,3	141,3	Líquido	134,42	95,1	0,053	375

En la **Tabla V-10** se muestran las composiciones de las corrientes efluentes de la columna II, Destilado (D) y Residuo (R2) para el Caso Base. Por el producto de cabeza se extrae el 95,5% del metanol alimentado al proceso.

En la **Figura 5-15** se presentan los perfiles de los flujos molares de los componentes en la columna II para el Caso Base. La gráfica muestra los flujos molares etapa por etapa de los componentes de la mezcla, excepto el agua, presentes en la fase vapor.

Tabla V-10. Composición de las corrientes de la columna II para el Caso Base.

Componentes	D (kg/h)	R2 (kg/h)
Etanol	17,21	134,4450
Agua	0,55	6,9148
Acetaldehído	1,58	0,0000
Metanol	1,13	0,0531
N-propanol	0,00	0,0006
Isobutanol	0,00	0,0000
Acetato de etilo	3,19	0,0000

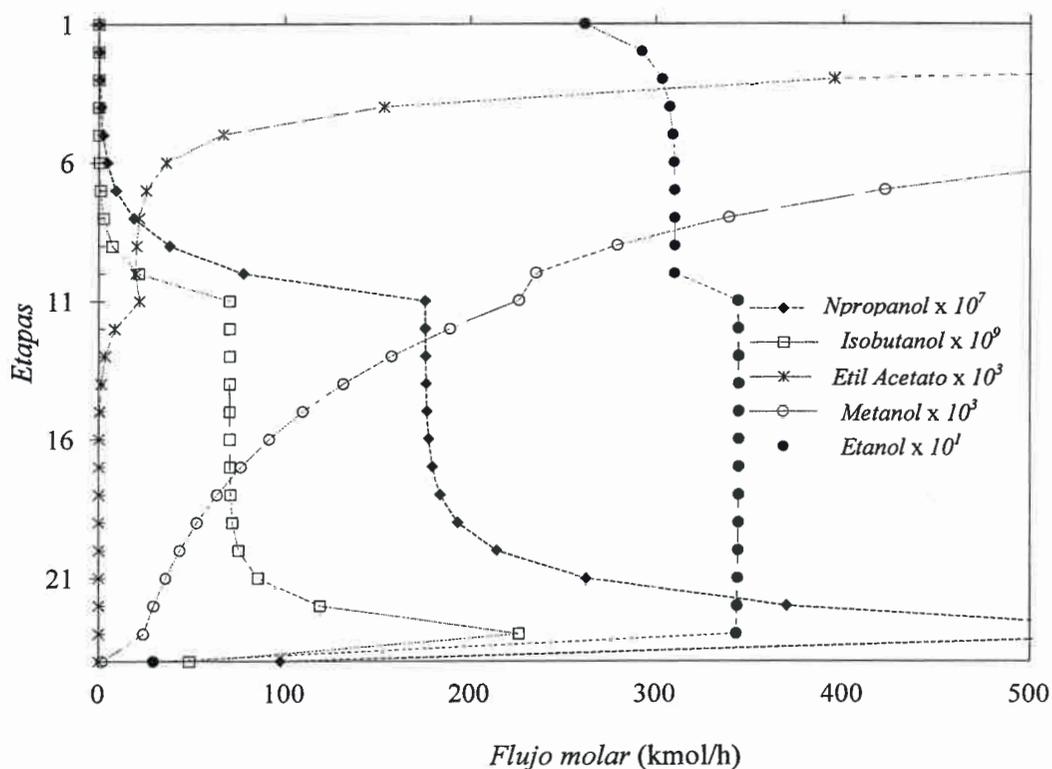
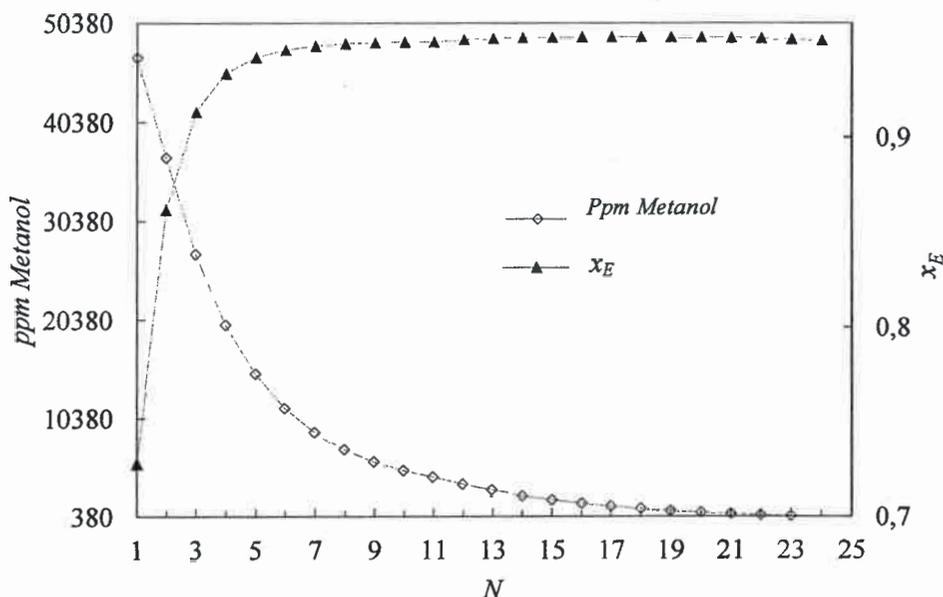


Figura 5-15. Flujos molares de los platos en la columna II.

En la etapa 11 se produce el ingreso de la alimentación y se observa en la gráfica el cambio brusco de los perfiles a dicha altura. En el apartado 3 de los Anexos se presentan los reportes numéricos de esta curva de flujos molares. En la **Figura 5-16** se muestran los perfiles de composiciones de etanol y metanol para la columna desmetilzadora.



**Figura 5-16.** Perfil de concentración de etanol y metanol en la columna II para el Caso Base.

El mayor cambio en las composiciones se produce en las primeras 5-7 etapas, volviéndose casi asintóticas de allí en adelante. Sin embargo, estas etapas adicionales son requeridas para alcanzar bajar la composición de metanol por debajo de las 500 ppm especificadas para el producto.

## 5.5. Análisis de los parámetros de diseño y de condiciones operativas de la columna II

A continuación se presentan los resultados obtenidos de la variación de los parámetros de diseño utilizados como variables especificadas para la simulación del

Caso Base y que se consideran relevantes para su análisis. Estas variables son: número de etapas totales ( $N$ ), etapa de la alimentación ( $NA$ ), calor del rehedidor ( $Q_r$ ) y relación de reflujo ( $RR$ ).

### 5.5.1. Número de etapas totales

Se analiza la influencia del número de etapas de la columna,  $N$ , sobre la composición de las corrientes de destilado y residuo, manteniendo una misma relación altura de alimentación/altura de columna.

En la **Tabla V-11** se muestra la influencia del cambio del número total de etapas sobre las composiciones de etanol y metanol en las corrientes de destilado y residuo.

**Tabla V-11.** Variación de la concentración de metanol y etanol con el número de etapas,  $N$ .

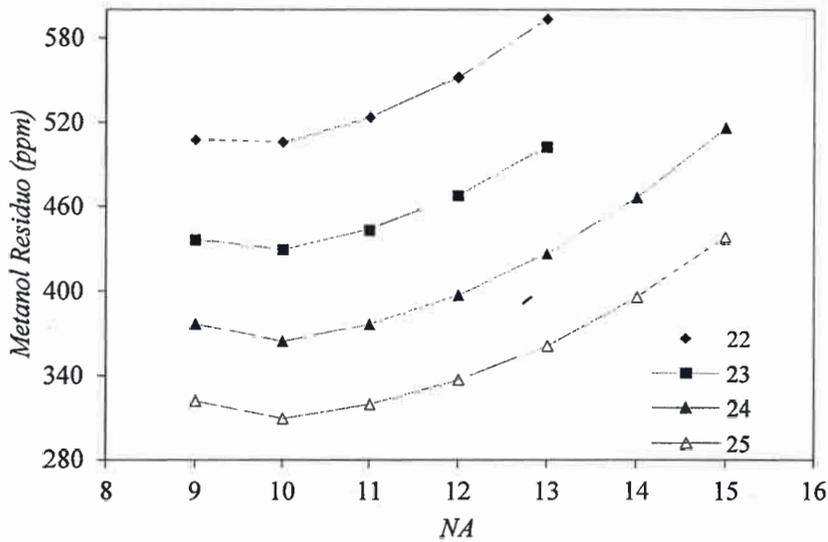
$N$	$NA$	Destilado (D)		Residuo (R2)	
		$x_E$ (%)	$x_M$ (%)	$x_E$ (%)	$ppm_M$
20	9	72,85	4,57	95,04	698,3
21	10	72,83	4,63	95,05	595,8
22	10	72,79	4,68	95,06	515,4
23	11	72,76	4,72	95,07	442,9
24	11	72,73	4,76	95,07	375,6
25	12	72,72	4,78	95,07	336,2
30	14	72,71	4,81	95,08	172,1

De la **Tabla V-11** se observa que no se modifica de manera relevante la composición de la corriente destilado, D, con la variación del número de etapas totales en el rango estudiado. En lo que respecta a la corriente de residuo, R2, se observa una variación importante en el contenido de metanol. A mayor número de etapas,  $N$ , la concentración disminuye.

El alcohol apto para su comercialización debe contener una concentración menor a 500 ppm de metanol. Con una columna que posea entre 23 a 25 etapas se cumple satisfactoriamente con la especificación requerida para el metanol.

### 5.5.2. Etapa de alimentación

Con el objetivo de analizar el comportamiento de la columna al modificar la ubicación del plato de alimentación,  $NA$ , se realizan simulaciones a distintos valores de esta variable y se presenta su influencia sobre el contenido de metanol en el residuo; esto se muestra en la **Figura 5-17**. Las curvas presentadas en dicha gráfica corresponden a diferentes números de etapas totales.



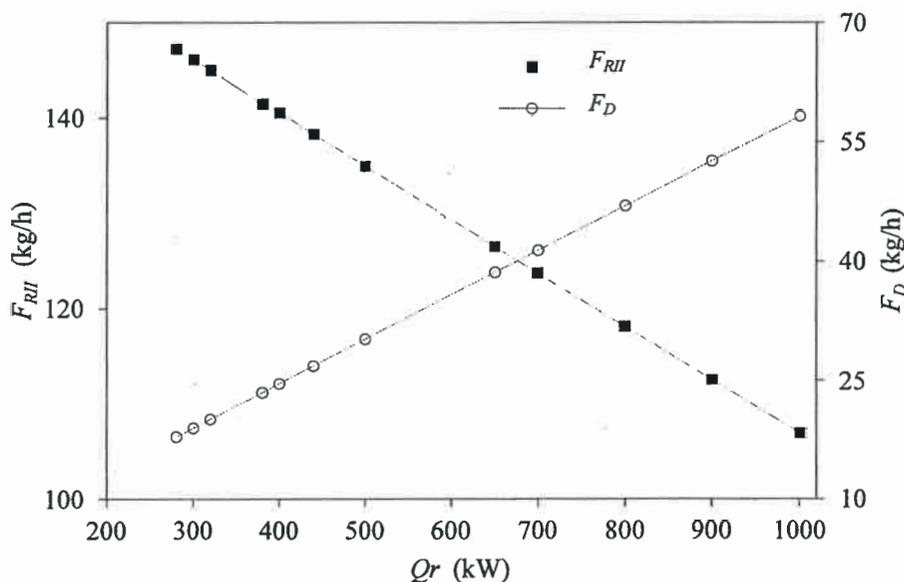
**Figura 5-17.** Influencia del plato de alimentación,  $NA$ , sobre el contenido de metanol en el residuo, utilizando como parámetro el número de etapas totales.  $RR = 70, Q_r = 384\text{kW}$

Si la alimentación de la columna ingresa entre las etapas 9 a 11 se obtiene un residuo con una concentración de metanol inferior a 500 ppm, para más de 22 etapas totales.

### 5.5.3. Influencia del calor del rehervidor

Se analiza la respuesta de la columna II ante la modificación del aporte de energía en el rehervidor. Se mantienen constantes los demás valores correspondientes al Caso

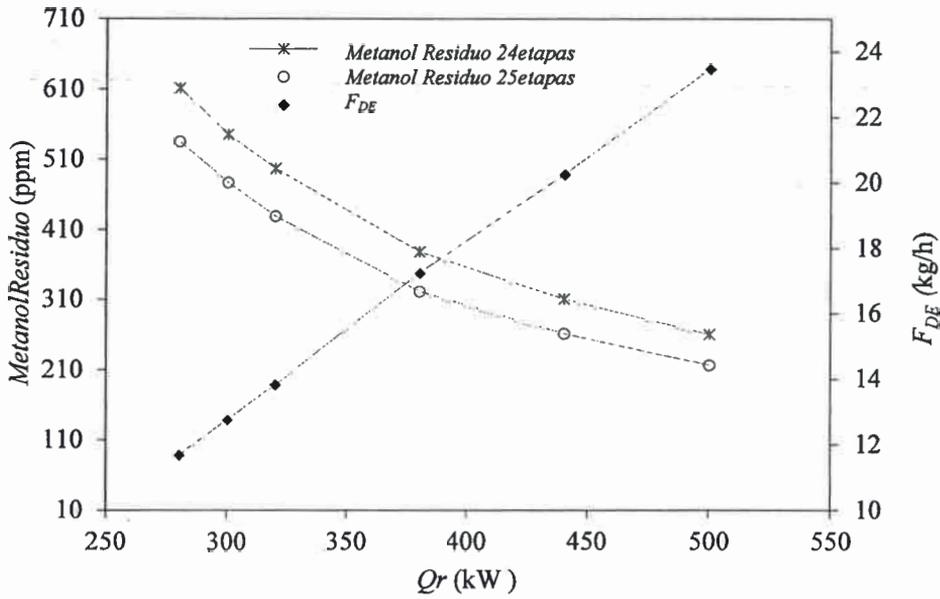
Base en estudio. En la **Figura 5-18** se muestra la evolución de los flujos de destilado y residuo al cambiar el calor del rehervidor.



**Figura 5-18.** Influencia del aporte energético sobre los flujos totales, para el Caso Base columna II.

El incremento del aporte energético a la columna produce un aumento del flujo en el destilado,  $F_D$ , a expensas de la disminución del flujo de residuo,  $F_{R2}$ . Para los objetivos planteados para esta columna conviene trabajar con bajos valores de calor en el rehervidor. Sin embargo, el límite estará dado por la composición crítica clave, que es la del metanol en el residuo. Para analizar esto se presenta en la **Figura 5-19** la variación de dicha composición.

El incremento del aporte de energía disminuye la concentración de metanol en el residuo, independientemente del número total de etapas. Si se utiliza una columna con 24 etapas, en el rango entre 320 a 400 kW se logra un contenido de metanol en el residuo que no supera las 500 ppm exigidas. Si se utiliza una columna con 25 etapas es posible disminuir el consumo de energía entre un 7-10% para alcanzar las mismas concentraciones. La decisión final acerca de si el ahorro de energía compensa la incorporación de una etapa más a la columna saldrá de una evaluación de los costos respectivos.



**Figura 5-19.** Influencia del aporte energético a la columna II sobre la concentración de metanol en el residuo y el flujo de etanol en el destilado, manteniendo la alimentación en la etapa 11.

### 5.5.4. Influencia de la relación de reflujo

Para analizar la respuesta de la columna al modificar la relación de reflujo,  $RR$ , sobre el contenido de metanol en el residuo, se muestra en la **Figura 5-20**, para 24 y 25 etapas totales, la evolución de la composición de metanol en el residuo y el flujo de etanol en el destilado, manteniendo la alimentación y el aporte de energía en el rehervidor del Caso Base en estudio.

La variación de la relación de reflujo modifica la composición del destilado y del residuo de la columna II; operando la columna con una relación de reflujo,  $RR$ , entre 40 a 140 se logra una concentración en el residuo,  $R2$ , adecuada para su comercialización. El disponer de una columna con 25 platos permite reducir la concentración de metanol en el residuo en aproximadamente un 15-20%. Por otra parte, mientras mayor sea la relación de reflujo elegida, menores serán las pérdidas de etanol por el destilado.

La **Figura 5-21** presenta la variación de las temperaturas de destilado y residuo para las distintas relaciones de reflujo estudiadas. La relación de reflujo del Caso Base es 70, sin embargo se muestran relaciones bastante mayores, evidenciando los efectos de alcanzar prácticamente un reflujo total en la columna.

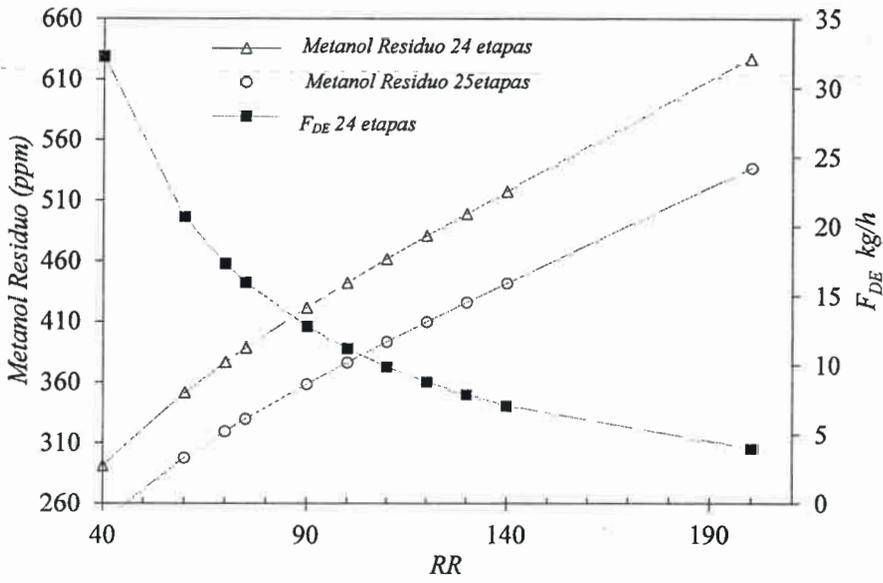


Figura 5-20. Influencia de RR sobre el contenido de metanol en el residuo y sobre el flujo de etanol en el destilado.

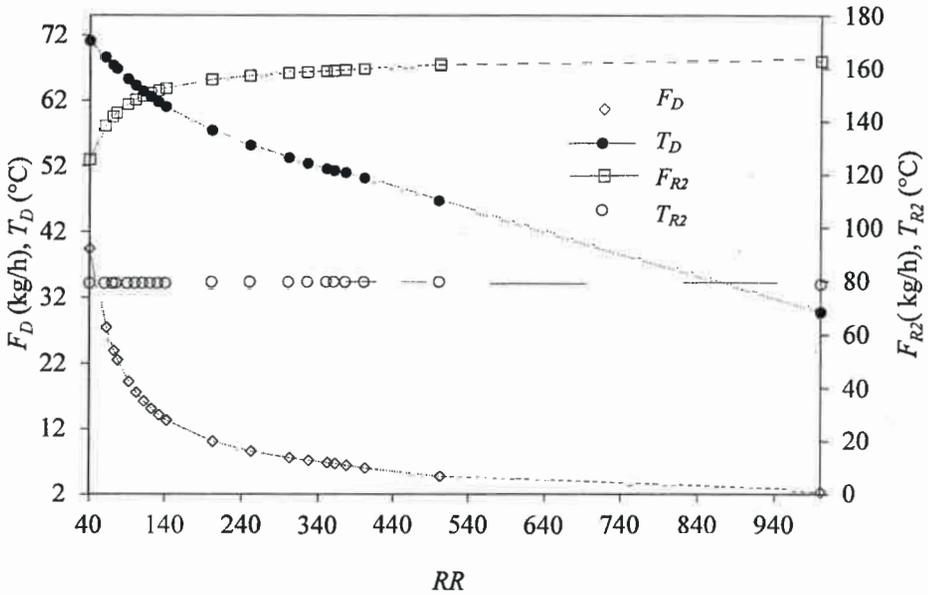


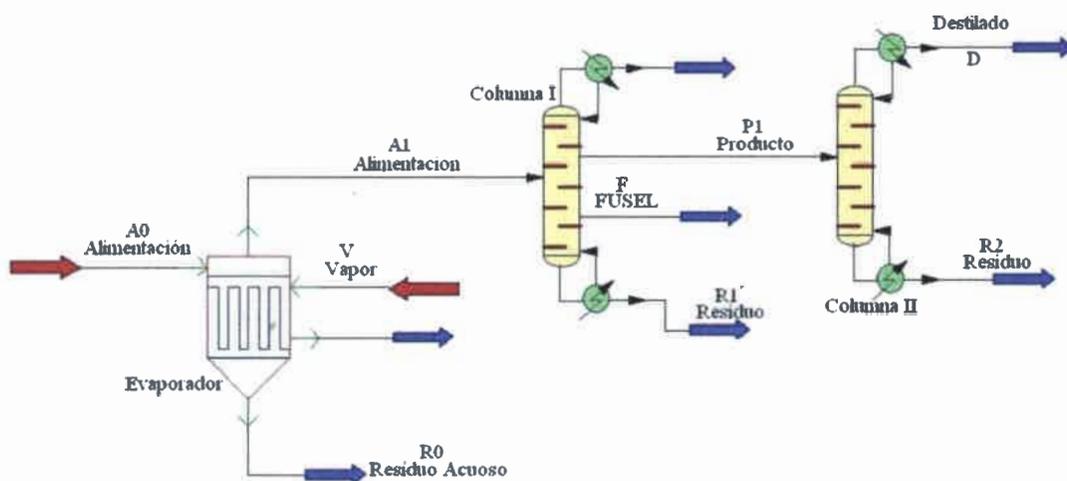
Figura 5-21. Influencia de la relación de reflujo, RR, sobre los flujos de destilado y residuo.

A mayor relación de reflujo,  $RR$ , la corriente de residuo se incrementa a expensas de la disminución de la corriente de destilado, la que se aproxima asintóticamente a

cero mientras que el residuo crece hasta alcanzar un flujo igual al de la alimentación. La temperatura del residuo permanece invariante pero la temperatura del destilado disminuye evidenciando la variación de su composición.

### 5.6. Integración del proceso

A continuación se analiza el proceso integrado por el evaporador y las columnas concentradora y desmetilizadora antes analizadas. En la **Figura 5-22** se muestra un diagrama de flujo del proceso integrado. El producto principal es una solución de etanol al 95% y como subproducto una solución de etanol al 73% con presencia de metanol en cantidades significativas.



**Figura 5-22.** Diagrama de flujo del proceso integrado.

Se alimenta el proceso con un flujo de 2000 kg/h de mosto fermentado a 10°C que ingresan al evaporador, donde se realiza la concentración primaria de la solución acuosa de alcohol y la eliminación de los sólidos solubles, modelados como glucosa.

En la **Tabla V-12** se muestran las especificaciones de la corriente de alimentación al proceso y el paquete termodinámico seleccionado para su simulación.

**Tabla V-12.** Especificaciones de la corriente de alimentación

Especificación de la corriente de alimentación al proceso	
Flujo total de mosto fermentado	2000 kg
Temperatura	10 °C
Presión	1 atm
Estado de agregación	Líquido
Modelo termodinámico	<i>NRTL</i>

Para analizar la influencia de la temperatura de alimentación del proceso sobre el consumo de vapor del evaporador se realizan varias simulaciones del proceso integrado, obteniéndose los resultados resumidos mostrados en la **Tabla V-13**.

**Tabla V-13.** Consumo de vapor del evaporador en función de la temperatura de alimentación.

$T_{A0}$ (°C)	$F_V$ (kg/h)	Ahorro de Vapor (%)
10	1369	0
20	1336	2,4
30	1302	4,9
32	1295	5,4
40	1269	7,3
43	1258	8,1
50	1235	9,8
60	1202	12,2
66	1182	13,6
70	1168	14,7

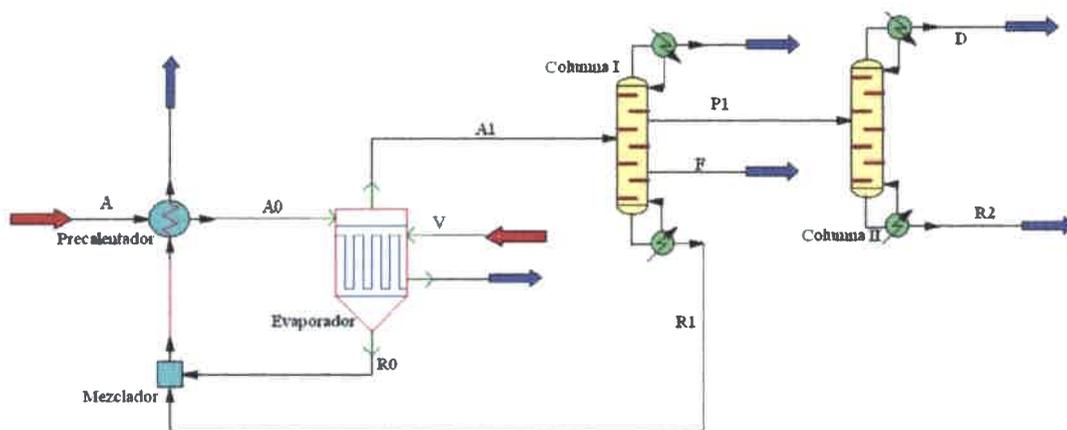
El aumento de la temperatura de la alimentación al evaporador incide directamente sobre el consumo de vapor. Se logra una disminución del consumo de vapor del 14,7% respecto del Caso Base, si se precalienta la alimentación de 10 a 70 °C.

A los fines de analizar posibles aprovechamientos energéticos, se observa que en el proceso se dispone de cuatro corrientes efluentes con carga energética disponible para su reaprovechamiento, ellas son: R0, R1, R2 y F. Las variables de interés de estas corrientes para una integración energética se muestran en la **Tabla V-14**.

**Tabla V-14.** Corrientes efluentes del proceso integrado para el Caso Base.

	Alimentación	Evaporador	Columna I		Columna II	
	A0	R0	F	R1	D	R2
Temperatura (°C)	10	98,7	85,4	99,8	67,21	79,3
Flujo (kg/h)	2000	794,20	30,02	1010,74	23,65	141,39
Entalpía (kW)	8053,5	3147	94	4335	39,5	250

Las corrientes con mayor carga energética son R0, residuo acuoso del evaporador, y R1, residuo de la columna I. Se propone precalentar la alimentación para disminuir el consumo de vapor en el evaporador, incorporando un intercambiador al proceso, del tipo doble tubo, para precalentar la alimentación del evaporador, que pueda ser alimentado con los efluentes del proceso con alto contenido energético. En la **Figura 5-23** se muestra un esquema de la integración propuesta.

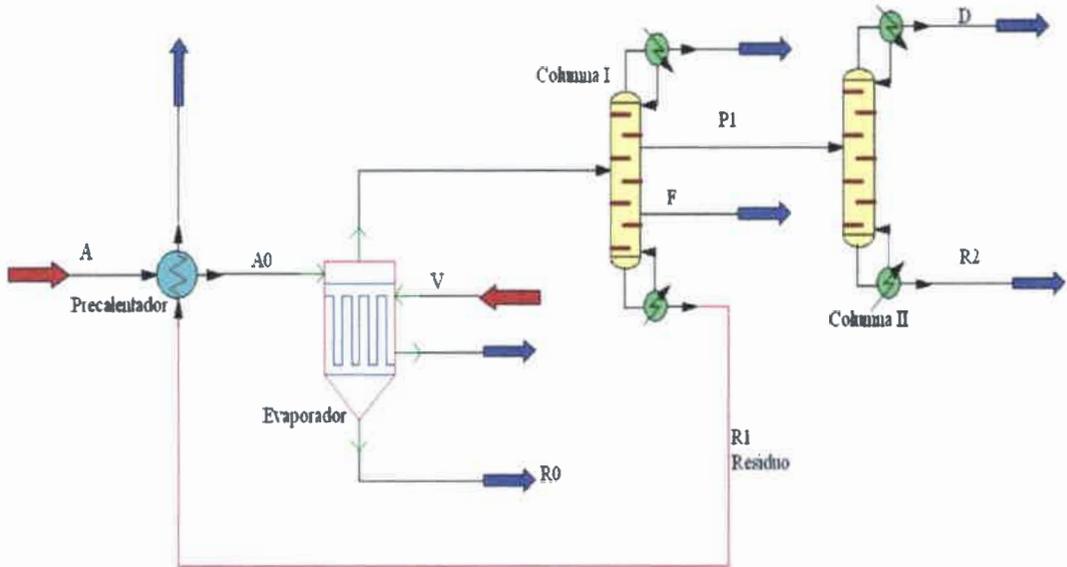


**Figura 5-23.** Mejora del proceso utilizando las corrientes R0 y R1.

Si se aprovechan las dos corrientes cálidas disponibles, R0 y R1, la temperatura de alimentación del proceso alcanza los 65,71 °C y una disminución en el consumo de vapor de 13,5%.

Si se analiza la respuesta del proceso utilizando solamente el residuo acuoso de la columna I,  $F_{R1}$ , para alimentar el intercambiador precalentador, tal como se muestra en la **Figura 5-24**, de la información obtenida de la simulación, se comprueba que la

corriente de alimentación sólo se precalienta hasta 43 °C, disminuyendo de esta manera el consumo de vapor en el evaporador en un 8%.



**Figura 5-24.** Diagrama de flujo con la incorporación del precalentador alimentado con el residuo R1.

Si el precalentador utiliza como medio calefactor solamente la corriente de residuo del evaporador,  $F_{R_0}$ , la temperatura de alimentación al evaporador se incrementa a 32 °C y el consumo de vapor disminuye un 5,4%.

En la **Tabla V-15** se comparan las alternativas de aprovechamiento energético mencionadas, en términos del ahorro energético y del área necesaria para el equipo precalentador.

**Tabla V-15.** Comparación de las propuestas de aprovechamiento energético.

	Proceso sin integración	Flujos integrados		
		R1	R0+R1	R0
$T_{A0}$ (°C)	10	43	65,7	32
$V$ (kg/h)	1369	1258	1182	1295
Ahorro de consumo (%)		8,1%	13,6%	5,4%
Flujo aprovechado (kg/h)		1013	1817	803
Área del precalentador (m <sup>2</sup> )		2,6	4,7	2

Los resultados obtenidos marcan la conveniencia energética de incorporar un intercambiador de calor para precalentar la alimentación reaprovechando la energía disponible y logrando una mejora máxima de 13,6% de ahorro energético; sin embargo la decisión final merece un análisis económico, donde se deberá tener en cuenta el costo del equipo precalentador y el tiempo de recuperación de la inversión.

## 5.7. Conclusiones

Se ha presentado la metodología de diseño y simulación utilizando el simulador comercial de procesos *ChemCad V6*, de las dos columnas de destilación necesarias para la concentración final del etanol, eliminando los congéneres no deseados y el metanol presente en el mosto concentrado. Se ha estudiado el proceso de destilación tomando como alimentación la corriente de vapor concentrado saliente del evaporador estudiado en el Capítulo 4, con los valores de variables y parámetros considerados como del Caso Base.

Para el cálculo de propiedades y parámetros fisicoquímicos y termodinámicos se adoptó el paquete termodinámico *NRTL* disponible en el simulador *ChemCad V6* dada la similitud que presenta esta aplicación con estudios ya realizados. Esta decisión se vio avalada además por el sistema experto para selección de opciones termodinámicas que dispone el programa.

Para modelar la destilación se utilizó el módulo *SCDS* del simulador comercial *ChemCad V6*, el cual utiliza un modelo matemático riguroso de destilación basado en el método de destilación de mezclas multicomponentes de corrección simultánea.

Con el objetivo de lograr un producto lo más concentrado posible en etanol en el destilado, eliminando los congéneres no deseados, se estudiaron y seleccionaron en una primera columna (columna I) los caudales de las corrientes de salida de fusel y destilado, el número de etapas y la ubicación de la alimentación y de la salida de fusel, la presión de trabajo y el calor del rehervidor. Además se consideró la posibilidad de que la corriente de fusel tenga una concentración media, ni muy baja que no sea conveniente

destinarla a efluente, y de esta manera tener pérdidas de rendimiento de etanol, ni muy alta que también disminuya el rendimiento del etanol en el destilado.

La columna II, o columna desmetilizadora, resultó necesaria para disminuir el contenido de metanol en el producto final hasta lograr la concentración establecida para su comercialización, inferior a 500 ppm de metanol. Para el estudio de esta columna se seleccionaron como variables de diseño la composición de etanol en el residuo, el número de etapas, la ubicación del plato de alimentación, el calor del rehervidor y la relación de reflujo.

El análisis del efecto de las variables de diseño más incidentes sobre la performance de las columnas permitió no sólo fundamentar y establecer un adecuado diseño para cada objetivo prefijado sino además constatar la respuesta del sistema frente a variabilidades en cada una ellas.

Finalmente se analizó el proceso completo estudiando alternativas de ahorro económico mediante propuestas de aprovechamiento energético. Las corrientes de residuo del evaporador y de la columna concentradora resultaron ser las de mayor carga energética disponibles para un aprovechamiento. Analizadas las opciones de aprovechamiento propuestas, los resultados obtenidos marcan la conveniencia energética de incorporar un intercambiador de calor para precalentar la alimentación al evaporador utilizando ambas corrientes de residuo mencionadas, logrando una mejora de un 13,6% de ahorro energético. Sin embargo, el costo de la inversión es mayor que si se utiliza una sola de las corrientes de residuo, por lo que la decisión final merece un análisis económico, donde se deberá tener en cuenta el costo del equipo precalentador y el tiempo de recuperación de la inversión.

## Capítulo 6

### CONCLUSIONES FINALES

En este trabajo se ha realizado un estudio del proceso de obtención de bebidas espirituosas de origen vínico, partiendo del mosto fermentado respectivo. Dicho estudio se basó en los conceptos teóricos y modelos matemáticos disponibles para el diseño y la simulación de las operaciones intervinientes, los cuales permitieron la utilización posterior del *software* comercial de simulación de procesos *ChemCad V6*, utilizando sus modelos rigurosos para el diseño y la simulación de evaporadores y columnas de destilación de mezclas multicomponentes.

La formulación matemática de los modelos rigurosos resulta de alta complejidad, básicamente por la gran cantidad de variables y ecuaciones que se debe manejar para su resolución. Además, la no linealidad de los sistemas involucrados demuestra la necesidad del uso de programas de computación optimizados y probados. Con la existencia en el mercado de varios simuladores comerciales, los cuales cuentan con un importante trabajo de desarrollo, resulta evidente la elección de los mismos como herramientas indispensables a los fines de ahorrar tiempo, esfuerzo y dinero. Sin embargo, los simuladores comerciales utilizan modelos no siempre documentados, y por tal motivo es necesario realizar su utilización contando siempre con los conceptos y modelos teóricos disponibles para poder comprender y comprobar sus resultados.

Del análisis del marco tecnológico actual en el cual se encuentra comprendido el proceso de obtención de bebidas espirituosas, y las distintas alternativas tecnológicas viables para el objetivo planteado en esta tesis, se concluyó que se deben extraer los nutrientes remanentes de la fermentación y los que aparecen en la misma así como los

congéneres no deseados. Específicamente en la aplicación en estudio, una evaporación en un equipo de coraza y tubo con evaporación en coraza es adecuado para separar los compuestos remanentes, y posteriormente mediante dos columnas de destilación es posible separar los congéneres no deseados: metanol y alcoholes superiores o aceites de fusel.

Para el cálculo de propiedades y parámetros fisicoquímicos y termodinámicos en todas las operaciones estudiadas se adoptó el paquete termodinámico *NRTL* disponible en el simulador *ChemCad V6* dada la similitud que presenta esta aplicación con estudios ya realizados. Esta decisión se vio avalada además por el sistema experto para selección de opciones termodinámicas que dispone el programa.

Se ha estudiado el proceso de evaporación tomando valores típicos de las variables de diseño correspondientes a una planta industrial de producción de baja a media. Entre las posibles variables de diseño a seleccionar se eligieron las concentraciones de etanol en el destilado y la de sólidos solubles en el residuo, considerando valores obtenidos de información bibliográfica para procesos similares.

Para modelar el evaporador se utilizó el módulo *HTXR*, para intercambiadores de calor, que permite resolver los balances globales de masa y energía; para dimensionar el evaporador se utilizó el módulo *CC-THERM*, el cual utiliza un método riguroso “zona por zona”, con distintas alternativas en el uso de correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor.

Los resultados del análisis riguroso mostraron que el Caso Base estudiado no evidencia problemas de fuerza impulsora, informando la amplitud de las zonas de calentamiento y de evaporación. Por otra parte, se ha demostrado la importante variabilidad de los coeficientes de transferencia de calor que justifican el diseño riguroso para este tipo de operación. El análisis de vibraciones del evaporador dimensionado para el Caso Base seleccionado marcó ausencia de las mismas en las distintas zonas analizadas.

Se presentaron además los resultados de un estudio de sensibilidad del evaporador para observar su respuesta ante modificaciones eventuales de variables operativas como la temperatura de operación y la temperatura de alimentación, el flujo de alimentación y la composición del flujo alimentado.

La temperatura de evaporación tiene una importante incidencia en la operación. Tan solo bajando 1 °C la temperatura de evaporación se pierde más del doble del etanol por el residuo, lo cual demuestra que esta variable debe ser cuidadosamente controlada. La temperatura de alimentación incide directamente sobre la energía a utilizar, sin embargo, al aumentar de 10 a 60 °C la misma, sólo disminuye un 15% aproximadamente el requerimiento de energía, lo cual demuestra el importante consumo de la evaporación frente al precalentamiento.

Se ha presentado la metodología de diseño y simulación utilizando el simulador comercial de procesos *ChemCad V6*, de las dos columnas de destilación necesarias para la concentración final del etanol, eliminando los congéneres no deseados y el metanol presente en el mosto concentrado. Se ha estudiado el proceso de destilación tomando como alimentación la corriente de vapor concentrado saliente del evaporador estudiado, con los valores de variables y parámetros considerados como del Caso Base.

Para modelar la destilación se utilizó el módulo *SCDS* del simulador comercial *ChemCad V6*, el cual utiliza un modelo matemático riguroso de destilación basado en el método de destilación de mezclas multicomponentes de corrección simultánea.

Con el objetivo de lograr un producto lo más concentrado posible en etanol en el destilado, eliminando los congéneres no deseados, se estudiaron y seleccionaron en una primera columna (columna I) los caudales de las corrientes de salida de fusel y destilado, el número de etapas y la ubicación de la alimentación y de la salida de fusel, la presión de trabajo y el calor del rehervidor. Además se consideró la posibilidad de que la corriente de fusel tenga una concentración media, ni muy baja que no sea conveniente destinarla a efluente, y de esta manera tener pérdidas de rendimiento de etanol, ni muy alta que también disminuya el rendimiento de etanol en el destilado.

La columna II, o columna desmetilizadora, resultó necesaria para disminuir el contenido de metanol en el producto final hasta lograr la concentración establecida para su comercialización, inferior a 500 ppm. Para el estudio de esta columna se seleccionaron como variables de diseño la composición de etanol en el residuo, el número de etapas, la ubicación del plato de alimentación, el calor del rehervidor y la relación de reflujo.

El análisis del efecto de las variables de diseño más incidentes sobre la performance de las columnas permitió no sólo fundamentar y establecer un adecuado diseño para cada objetivo prefijado sino además constatar la respuesta del sistema frente a variabilidades en cada una ellas.

Finalmente se analizó el proceso completo estudiando alternativas de ahorro económico mediante propuestas de aprovechamiento energético. Las corrientes de residuo del evaporador y de la columna concentradora resultaron ser las de mayor carga energética disponibles para un aprovechamiento. Los resultados obtenidos marcan la conveniencia energética de incorporar un intercambiador de calor para precalentar la alimentación al evaporador utilizando ambas corrientes de residuo mencionadas, logrando una mejora de un 13,6% de ahorro energético. Sin embargo, el costo de la inversión es mayor que si se utiliza una sola de las corrientes de residuo, por lo que la decisión final merece un análisis económico, donde se deberá tener en cuenta el costo del equipo precalentador y el tiempo de recuperación de la inversión.

Por otra parte y ya fuera del marco de esta tesis, se plantea la posibilidad de realizar una integración energética incorporando al estudio, no sólo los condensadores y rehervidores de las columnas de destilación estudiadas, sino los demás requerimientos energéticos en una planta de producción de bebidas alcoholicas de origen vínico que incluya los procesos de fermentación, lo cual puede redundar en un importante ahorro energético.

Como otra propuesta de continuidad a este trabajo, se plantea la posibilidad de adaptar la simulación realizada a casos industriales particulares, con la finalidad de analizar problemas específicos que puedan ser solucionados desde la simulación y el uso de simuladores comerciales, en procesos de tal alta complejidad matemática a la hora de ser modelados.

## Nomenclatura

$A$	Área de intercambio	$m^2$
$BR$	Rango de ebullición	K
$c_i^V$	Densidad molar del componente $i$ en la fase vapor	$mol/m^3$
$C_D$	Coefficiente de arrastre	
$d_i$	Diámetro interno de los tubos	m
$d_o$	Diámetro externo de los tubos	m
$D_b$	Diámetro del haz de tubos	m
$E$	Módulo de elasticidad del material del tubo	$N/m^2$
$E_0$	Eficiencia del plato	
$E_S$	Eficiencia de separación porcentual	
$f$	Frecuencia natural	Hertz
$F_b$	Factor de convección para un haz de tubos	
$F^j$	Flujo másico de la corriente $j$	kg/h
$F_m$	Factor de corrección por mezclas multicomponentes	
$F_p$	Factor de corrección de presión	
$g$	Aceleración de la gravedad	$m/s^2$
$h_i$	Coefficiente convectivo interno de transferencia de calor	$W/m^2K$
$h_{nb}$	Coefficiente convectivo en ebullición	$W/m^2K$
$h_{nc}$	Coefficiente para convección natural en fase líquida	$W/m^2K$
$h_o$	Coefficiente convectivo externo de transferencia de calor	$W/m^2K$
$\bar{H}^j$	Entalpía específica de la corriente $j$	J/Kg
$I$	Momento de inercia de la sección del tubo	N m
$ki^V$	Coefficiente de transferencia de masa de $i$ en el vapor	m/s
$ki^L$	Coefficiente de transferencia de masa de $i$ en el vapor	m/s

$k_t$	Coefficiente de conductividad térmica de los tubos	W/m K
$L$	Longitud de los tubos	m
$L_a$	Longitud entre apoyos	m
$m_v$	Flujo másico de vapor	kg/h
$M$	Masa por unidad de longitud del tubo	kg/m
$n_t$	Número de tubos	
$N$	Número de etapas o platos teóricos	
$NA$	Número de etapa de la alimentación	
$NF$	Número de etapa de la extracción de fusel	
$N_m$	Número mínimo de etapas	
$pt$	<i>Pitch</i> (paso) de los tubos	m
$P$	Presión de entrada del fluido a evaporar	Pa
$P_c$	Presión crítica	Pa
$P_{ci}$	Presión crítica del componente $i$	Pa
$P_{pc}$	Presión pseudo-crítica de la mezcla	Pa
$P_{pr}$	Presión pseudo-reducida de la mezcla	
$Pr$	Presión reducida	
$q$	Densidad de flujo de calor	W/m <sup>2</sup>
$q_c$	Densidad de flujo crítico para el haz de tubos	W/m <sup>2</sup>
$q_{ct}$	Densidad de flujo de calor crítico por tubo	W/m <sup>2</sup>
$qr$	Calor requerido para vaporizar 1 mol de alimentación/calor de vaporización	
$Q$	Calor requerido para evaporación	W
$R$	Relación de reflujo	
$Ra$	Radio de la gota	m
$R_{Di}$	Factor de ensuciamiento interno	m <sup>2</sup> K/W
$R_{Do}$	Factor de ensuciamiento externo	m <sup>2</sup> K/W
$R_m$	Relación de reflujo mínima	
$SA$	Área del domo	m <sup>2</sup>
$St$	Número de Strouhal	
$U_D$	Coefficiente global de transferencia de calor	W/m <sup>2</sup> K

$v$	Velocidad	m/s
$VL$	Carga de vapor	kg/h m <sup>3</sup>
$x$	Fracción molar o másica en fase líquida	
$y$	Fracción molar o másica en fase vapor	
$z$	Fracción molar o másica en la alimentación	

**Letras griegas**

$\alpha$	Volatilidad relativa	
$\delta_m$	Parámetro de masa-amortiguamiento	
$\Delta T_m$	Diferencia de temperatura media	K
$\lambda$	Calor latente	J/kg
$\xi$	Coefficiente de amortiguamiento del tubo sumergido en el fluido	
$\rho$	Densidad del fluidos	kg/m <sup>3</sup>
$\sigma$	Tensión superficial	N/m
$\phi_m$	Función de la forma modal de vibración del tubo correspondiente a la frecuencia natural crítica	
$\phi_h$	Factor de corrección para el haz de tubos	

**Subíndices**

$C$	crítico
$D$	destilado
$G$	gas
$HK$	componente clave pesado
$i$	componente i
$I$	interfase
$L$	líquido
$LK$	componente clave liviano
$V$	vapor
$W$	residuo

## Referencias

Abad-Zarate E., Segovia-Hernandez J., Hernandez S., Uribe-Ramirez A. "Simulación de la columna de destilación *petlyuk* usando el modelo de etapa en no equilibrio". *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 5(1)101-107, 2006.

Anderson C., Vara T. "Alcohol and distillers grain recovery process". *US Patent* 4.617.270, 1978.

Antonov S., Krasheninim P., Bogdanov V., Khramtsov A., Eremin G. "Production of Vodka". *US Patent* 4.086.366, 1978.

Aubert M., Miró S., Toselli L., Pramparo M. "Simulación de un sistema continuo de destilación para la producción de *neutral spirit* a partir de uva fermentada". *9º Congreso Interamericano de Computación Aplicada a la Industria de Procesos-CAIP2009*, Uruguay, agosto, 2009.

Beltran G., Torija M., Novo M., Ferrer N., Poblet M., Guillamon J., Rozes N., Mas A. "Analysis of yeast populations during alcoholic fermentation: a six year follow-up study". 25.287.293, Vol. Systematic and Applied Microbiology, 2002.

Berg L. "Separation of ethanol for isopropanol by azeotropic distillation". *US Patent* 5.338.411, 1994.

Biegler L., Grossmann I., Westerberg A. "Systematic methods of chemical process design". *Prentice Hall International Series in Industrial and Systems Engineering*, 1997.

Blouin J. "Enología práctica: conocimiento y elaboración del vino". *Mundi Prensa*, 2003.

Buchanan S. "Bacteriology". *Stony Brook Universit*, 2007.

CAA. Código Alimentario Argentino. "Bebidas espirituosas, alcoholes, bebidas alcoholicas destiladas y licores". *Capitulo XIV*, 2008.

Cao E. "Intercambiadores de calor". *Edigmen SA*, Bs. As., 1982.

Chemstations. "ChemCad V6 Process Simulation Software". *User Guide*, 2010.

Churchill S., Chu H. "Correlating equations for laminar and turbulent free convection from a horizontal cylinder". *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 18, 1049-1053, 1975.

Collier J., Morton S., Rogers T., Collier B., McEwan J., Reyner M. "Making Scotch: Engineering, Chemistry and Education". *Chemical Engineering Department, Univ. of Tennessee*, TN 37996-2200, USA, 2006.

Connell D., Strauss C. "Major constituents of fusel oils distilled Australian grape wines". *Journal of the Science of Food and Agriculture*, 25, 31-44, 1974.

Constantinides A., Mostoufi N. "Numerical methods for chemical engineers with *MatLab* applications". *Prentice Hall*, New Jersey, 365-449, 1999.

Cortella G., Da Porto C. "Design of a continuous distillation plant for the production of spirits originating from fermented grape". *Journal of Food Engineering*, 58, 378-385, 2003.

Couper J., Roy Penney W., Fair J., Walas S. "Chemical Process Equipment". Second Edition. *Elsevier*, 2005.

Craig, J. C. and McAlcon, A. J.; Simulation of a Maize to Ethanol Process, 9<sup>th</sup> *European Bionergy Conference*, 1996.

Cutlip M., Shacham M. "Problem solving in chemical engineering with numerical methods", *Prentice Hall*, 1999.

Cysewsky G., Wilke Ch. "Rapid ethanol fermentation using vacuum and cell recycle". *Biotechnology and Bioengineering*, 19, 1125-1143, 1977.

Da Porto C. "Volatile composition of 'grappa low wines' using different methods and conditions of storage on an industrial scale". *International Journal of Food Science and Technology*, 37, 395-402, 2002.

De Castro H., Moriya R., De Oliveira P., Soares C. "Fusel oil as precursor for aroma generation by biotransformation using lipase", *Applied Biochemistry and Biotechnology*, vol.77 y 79, 817-826, 1999.

De Oliveira Mamede M., Pastore G. "Avaliação de mosto de uva", *Ciencia y Tecnología de los Alimentos*, Campinas, 27(2), 281-284, abril-junio, 2007.

Douglas J. "Conceptual design of chemical processes". *McGraw-Hill*, 1988.

- Estay Y. "Manual de bebidas alcohólicas y vinagre". *Ministerio de agricultura, servicio agrícola y ganadero. Departamento Jurídico*, Chile, 1999.
- Felder R., Rousseau R. "Principios básicos de los procesos químicos". *El Manual Moderno SA*, 1981.
- Fishwick P. "Simulation model design and execution". *Prentice Hall International Series in Industrial and Systems Engineering*, 1995.
- Flanzy C. "Enología. Fundamentos científicos y tecnológicos". *A. Madrid Vicente Ediciones*, 2003.
- Fraas A. "Heat exchanger design". *Wiley & Sons*, 1989.
- Gaiser M., Bell G., Lim A., Roberts N., Faraday D., Schultz R., Grob R. "Computer simulation of a continuous whisky still". *Journal of Food Engineering*, 51, 27-31, 2002.
- García Garibay M., Quintero Ramírez R., López Munguía A. "Biotecnología Alimentaria". *Limusa*, Mexico, 2004.
- Geankoplis C. "Procesos de transporte y principios de procesos de separación". *Compañía Editorial Continental*, México, 2006.
- Ghiselli A., Pastorini A., Kulichevsky R. "Revisión de la experiencia obtenida en la evaluación de vibraciones y sus efectos sobre la integridad estructural de intercambiadores de calor". *AAENDE*, Publicación de la Asociación Argentina de Ensayos No Destructivos y Estructurales, 2005.
- Gmehling J., Menke J., Krafczyk J., Fischer K. "Azeotropic data". Part I and II, *VCH*, Weinheim, 1994.
- Gmehling J., Menke J., Krafczyk J., Fischer K. "Vapor-Liquid equilibrium data collection". Chemistry Data Series, vol. I. *DECHEMA*, Frankfurt am Main, 1990.
- Heath M. "Scientific computing: an introductory survey". *McGraw-Hill Inc.*, 2<sup>o</sup> Edition, NY, 2002.
- Henley E., Seader J. "Equilibrium-stage separation operations in chemical engineering". *Wiley & Sons*, 1981.
- Hernandez-Luis F., Gomez J., U'beda A. "Melon fruit distillates: comparison of different distillation methods". *Food Chemistry*, 82, 539-543, 2003.
- Hewitt G., Shires G., Bott T. "Process heat transfer", *CRC Press*, 1994.

- Hidalgo Togores J. "Tratado de enología". Vol. I, *Mundi Prensa*, 2002.
- Himmelblau D. "Basic principles and calculations in chemical engineering". *Prentice Hall*, 1996.
- Holland Ch. "Fundamentals of multicomponent distillation". *McGraw Hill*, 1981.
- Holman J. "Transferencia de calor". *CECSA*, 1997.
- Ingledeew W. "Alcohol production by *Saccharomyces cerevisiae*: a yeast primer". The alcohol textbook. *Nottingham University Press*, United Kingdom, 1999.
- Kakac S. "Boilers, evaporators and condensers". *John Wiley & Sons, Inc.*, 1991.
- Kakac S., Liu H. "Heat exchangers, selection, rating and thermal design". *CRC Press*, 1998.
- Kakac S., Bergles A., Fernandes E. "Two phase flow heat exchangers: thermal-hydraulic fundamentals and design". *Kluwer Academic*, Dordrecht, 1988.
- Katzen R., Madson P., Moon G. "Ethanol distillation: the fundamentals". The alcohol textbook, *Nottingham University Press*, United Kingdom, 1999.
- Kern D. "Procesos de transferencia de calor". *Compañía Editorial Continental*, México, 1999.
- Kister H. "Distillation operation", *McGraw-Hill*, New York, 1990.
- Krebs H. "The pasteur effect and the relations between respiration and fermentation". *Essays in Biochemistry*, 8,1,34, 1972.
- Krishna R., Taylor R. "A nonequilibrium stage model of multicomponent separation processes". *AIChE Journal*, 31, 456, 2003.
- Kun L. "Microbial biotechnology: principles and applications". *World Scientific Publishing Co PLT*, 2006.
- Kunkee R., Snow R., Rous C. "Method for reducing fusel oil in alcoholic beverages and yeast strain useful in that method". US Patent 4.374.859, 1980.
- Lea A., Piggott J. "Fermented beverage production". Springer, 2003.
- Lehtonen M., Suomalainen M. "Rum in alcoholic beverages". A.M.Rose, *Academic Press*, London, 595-635, 1977.

Lora J., Iborra M., Pérez R. Carbonell I. "Simulación del proceso de destilación para la concentración de aromas del vino", *Rev. Esp. de Ciencia y Tecnología de Alimentos*, 32, 6, 621-633, 1992.

Lyons T. "Production of Scotch and Irish Whiskies: their History and Evolution". The Alcohol Textbook, *Nottingham University Press*, 1999.

Madrid Vicente A., Madrid Cenzano J. "Nuevo manual de las industrias alimentarias". *AMV Ediciones y Mundi Prensa*, 2001.

Marquez Diaz R., "Vitivinicultura y cata de vinos tranquilos". *Vision Libros*, 2009.

Mato F., Cepeda E. "Equilibrio Líquido – Vapor de mezclas binarias formadas por alcoholes y sus esteres del ácido acético. I Sistemas con metanol, etanol, n-propanol e i-propanol a 760 mm Hg". *Anales de la Real Sociedad Española de Química*, 30, 3, 1984.

McCabe W., Smith J. "Operaciones básicas de ingeniería química". *Reverté SA*, Barcelona, 1980.

McKetta J. "Heat transfer design methods". *Marcel Dekker*, 1992.

Mills A. "Transferencia de calor". *McGraw Hill Interamericana*, 1995.

Mukherjee R. "Effectively design shell-and-tube heat exchangers". *Chemical Engineering Progress*, 1998.

Murtagh J. "Production of neutral spirits and preparation of gin and vodka". The Alcohol Textbook. *Murtagh & Associates*, Winchester, Virginia, USA, 198-210, 1999.

Osorio D., Pérez-Correa R., Belancic A., Agosin E. "Rigorous dynamic modeling and simulation of wine distillations", *Journal Food Control*, 15, 7, 515-521, 2004.

Palen J. "Shell-and-tube reboilers". Heat Exchanger Design Handbook, *Hemisphere Publishing Corp.*, New York, 1988.

Perry R., Green D., Maloney J. "Perry's Chemical Engineers' Handbook". *McGraw Hill*, 1984.

Poling B., Prausnitz J., O'Connell J. "The properties of gases and liquids". *McGraw-Hill*, New York, 2000.

Rankine B. "Manual práctico de enología". *ACRIBIA SA*, 1989.

Reid R., Prausnitz J., Poling B. "The properties of gases and liquids". *Mc Graw Hill*, New York, 388-656, 1987.

- Reklaitis G., Schneider D. "Introduction to material and energy balances". *John Wiley & Sons*, 1983.
- Rescalli C., Melis U. "Process for obtaining separate streams of methanol and ethanol, n-propanol and isobutanol". *US Patent 5.786.866*, 1986.
- Reyes Labarta J. "Diseño de columnas de rectificación y extracción multicomponente". *Tesis doctoral*, Alicante, 1998.
- Riegel E., Kent J. "Riegel's Handbook of Industrial Chemistry" Springer Verlaq, 2003
- Roman M., Catalán M. "Modelos termodinámicos de equilibrio entre fases para la simulación de procesos de destilación vínica". *Tesis de Licenciatura*, Univ. de la Serena, 1999.
- Sekulic P., Shah RK "Fundamentos del diseño de intercambiadores de calor" John Wiley & Sons, (2003)
- Schweitzer P. "Handbook of separation techniques for chemical engineers". *McGraw-Hill*, 1997.
- Serth R. "Process heat transfer. Principles and applications". *Academic Press*, 2007.
- Simsco Esscor. "User Guide". *Invensys ProII-PES (Process Engineering Suite)*, 2008.
- Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA)*, Fifth edition, New York, 1968.
- Taylor R., Krishna R., Kooijman H. "Real-world modeling of distillation". *CEP Magazine*, 28-39, July 2003.
- Taylor F., Kurantz M., Goldberg N., Craig J. "Continuous fermentation and stripping of Ethanol". *AICHE Annual Meeting*, 467,1995.
- The Merck Index, 12th ed., IM 4230, 675-676, S. *Budavari*, Merck & Co., 1996.
- Thomas K., Hynes S., Ingledew V. "Practical an theoretical considerations in the production of high concentrations of alcohols by fermentations". *Process Biochemistry*, 31, 321-331, 1996.
- Toselli L., Guerrero M., Basualdo M. "Simulación del proceso de concentración de etanol a partir de soluciones acuosas de fermentación". *5º Congreso Interamericano de Computación Aplicada a la Industria de Procesos CAIP'2001*, 113 -117, Campos de Jordao, Brasil, Octubre 2001.

Toselli L., Pramparo M., Martinello M., "Elaboración de whisky mediante destilación discontinua: simulación aplicando *CC-Batch*", *Congreso Internacional de Ciencia y Tecnología de los Alimentos*, Córdoba, 2006.

Treybal R., "Operaciones de transferencia de masa", *McGraw Hill*, 1988.

Valderrama J., Roselló A. "Aplicación del simulador ChemCad III a la destilación vínica". *3º Congreso Interamericano de Computación Aplicada a la Industria de Procesos*, CAIP' 96, 229- 232, 1996.

Valderrama J., Rojas A., Garces I., Roselló A. Aplicación de simuladores comerciales a procesos industriales. *Revista Investigación y Desarrollo*, ULS (3) 1-10, 1998.

Valderrama J., Pizarro C., Rojas A. "Equilibrio líquido-vapor en mezclas complejas para la simulación de procesos de destilación de mostos y vinos", *Alimentaria*, 39, 151-156, 2001.

Valderrama J., Faundez C. "Modelado del equilibrio líquido-vapor en mezclas binarias y ternarias de interés en destilación vínica". *Informacion Tecnológica*, 1,14,83-92, 2003.

Valderrama J., Catalán M., Román M. "Efecto de los parámetros empíricos en modelos termodinámicos de equilibrio entre fases para simulación de procesos de destilación vínica". *4º Congreso Interamericano de Computación Aplicada a la Industria de Procesos* CAIP99, San José de Costa Rica, Nov., 1999.

Varnam A. "Bebidas, tecnología, química y microbiología". *Acribia*, 1994.

Wankat P. "Separations in chemical engineering: equilibrium staged separations". *Prentice Hall*, 1988.

Young A. "Potable spirit production". *US Patent* 4.784.868, 1988.

# Anexos

## 1. Evaporador

### 1.1 Informe Evaporador

#### SUMMARY REPORT

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	B/AKT	Effective Transfer Area	21.84
Shell I.D.	0.47	Area Required	20.65
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	32.83
Number of Tubes	124	U (Calc/Service)	1026,29/970.51
Tube Length	3.00	Heat Calc	735760.00
Tube O.D./I.D.	0.0191/0.0157	Heat Spec	695769.02
		Excess %	5.75
Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T)	2.048E-004/2.048E-004
Tube Pitch	0.02	Del P(S/T)	0.009/0.0092
Number of Tube Passes	4	SS Film Coeff	6776.14
Number of Baffles	4	SS CS Vel	1.08
Baffle Spacing	0.78	TW Resist	0.000042
Baffle Cut %	33	TS Film Coeff	13732.49
Baffle Type	NTIW	TS Vel	1.78

#### Thermodynamics:

K: NRTL  
H: Latent Heat  
D: Library

Number of Components: 8

Calculation Mode: Rating

#### Engineering Units:

Temperature °C  
Flow/Hour (kg/h)/h  
Pressure atm  
Enthalpy kcal  
Diameter/Area m/m2  
Length/Velocity m/(m/sec)  
Film kcal/h-m2-C  
Fouling h-m2-C/kcal

## 1.2 Especificación TEMA del Evaporador

### TEMA SHEET

Address : Evaporador  
 Size 0.5m x 3.0m Type AKT (Hor/Vert) H Connected in 1 Para 1 Seri  
 Surf/Unit(G/E) 22.3/21.8 m<sup>2</sup>;  
 Shell/Unit 1.000000 Surf/Shell 22.3/21.8 m<sup>2</sup>

#### PERFORMANCE OF ONE UNIT

Type of Process	Forced Evap	Horiz Cond	
Fluid Allocation	Shell Side	Tube Side	
Fluid Name			
Flow	2000.0	1228.5	kg/h
Liquid	2000.0	0.0	kg/h
Vapor	0.0	1228.5	kg/h
NonCondensable	0.00000	0.00000	kg/h
Steam	0.0	1228.5	kg/h
Evap/Cond	1166.5	1228.5	kg/h
Density	0.784/1012.315	1.239/938.508	kg/m <sup>3</sup>
Conductivity	0.020/0.526	0.024/0.588	kcal/h-m-C
Specific Heat	0.430/0.940	0.454/1.017	kcal/kg-C
Viscosity at Avg.	0.012/0.394	0.013/0.221	cP
Latent Heat	509.51	523.00	kcal/kg
Temperature(In/Out)	41.242/98.700	127.466/100.000	C
Operating Pressure	1.00	2.47	atm
Fouling Factor	0.000205	0.000205	h-m <sup>2</sup> -C/kcal
Velocity	1.02	1.92	m/sec
Press Drop Allow/Calc	0.340/0.004	0.340/0.017	atm
Heat Exchanged	6.767e+005 kcal; MTD(Corrected): 32.85 C		
Transfer Rate, Service:	943.3	Calc: 1028.1	Clean: 1922.8 kcal/h-m <sup>2</sup> C

#### CONSTRUCTION DATA/SHELL

	Shell Side	Tube Side
No. Passes per Shell	1	4
Connections IN ID m	0.200	0.200
Size & OUT ID m	0.300	0.350
Rating		
Tube No. 124	OD 0.019 m;Thk. 0.0017 m;Length. 3.00 m;Pit. 0.024 m;	
Ptn; 60		
Tube Type	Bare	Material 1 Carbon Steel
Shell A-285-C	0.47 ID	0.50 OD m Shell Cover
Channel or Bonnet	A-285-C	Channel Cover
Tubesheet Stationary	A-285-C	Tubesheet Floating
Floating Head Cover		
Baffles Cross	A-285-C	Type NTIW Cut(Diam) 33 Spacing C/C 0.78 m
Baffles Long		Seal Type
Supports Tube C.S.		U-Bend
Bypass Seal Arrangement		Tube-Tubesheet Joint
Code Requirements		Tema Class B

### 1.3 Análisis de Vibración del Evaporador

#### VIBRATION ANALYSIS

Item	Inlet	Center	Outlet
Tube Span m	0.30	0.78	0.30
Cross-Flow Velocity m/sec	0.00	1.03	1.98
Critical Velocity m/sec	1.76	39.94	114.76
Ratio V Cross/V Crit.	0.00	0.03	0.02
Natural Frequency (F Tube)	133.27	138.60	160.32
Acoustic Frequency (F AC)	0.00	455.72	474.91
Vortex Shed. Freq. (F VS)	0.04	43.02	75.13
Turbu. Buff. Freq. (F TB)	0.01	8.76	19.09
F VS/F Tube	0.00	0.31	0.47
F VS/F AC	0.00	0.09	0.20
F TB/F Tube	0.00	0.06	0.11
F TB/F AC	0.00	0.02	0.04
Vibration Exists	No	No	No

Note: The Unit of Frequency is Cycles/Sec.

## 1.4 Análisis de Zona por Zona del Evaporador para caso base en estudio

ZONE-BY-ZONE ANALYSIS

ZONE	1	2	3	4	5
	----- Overall -----				
Inc. Heat Load kW	40.86	62.32	88.25	88.25	88.25
LMTD C	61.34	51.51	35.70	33.20	31.70
Overall Coef. kcal/h-m <sup>2</sup> -C	233.72	250.39	1358.47	1328.17	1321.90
Iso-Overa. Coef. kcal/h-m <sup>2</sup> -C	233.72	250.39	1358.47	1328.17	1321.90
AINC m <sup>2</sup>	2.45	4.15	1.56	1.72	1.81
	----- Tube Side -----				
Process Type	LIQCOOL	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS
Condenser Type		GRAVCTL	TRANSIT	TRANSIT	SHEARCT
Temp. C	113.73	127.46	127.47	127.47	127.47
T wall C	104.57	126.69	123.23	122.76	122.59
Vap. Rate kg/h	0	51	175	320	465
Liq. Rate kg/h	1263	1212	1088	943	798
Vapor Quality	0.0000	0.0406	0.1385	0.2534	0.3683
Gas Prandtl No.		0.9238	0.9238	0.9238	0.9238
Liq. Prandtl No.	1.5426	1.3338	1.3337	1.3337	1.3337
Shear Coeff. kcal/h-m <sup>2</sup> -C		0.00	6555.29	8698.31	10400.10
Gravity Coeff. kcal/h-m <sup>2</sup> -C		20135.19	14428.81	14459.14	0.00
Vap. Coeff. kcal/h-m <sup>2</sup> -C		0.00	0.00	0.00	0.00
Film Coeff. kcal/h-m <sup>2</sup> -C	1896.26	20135.19	13868.76	11321.58	10400.10
T-Non-Cond Fact.		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Vap. Den. kg/m <sup>3</sup>		1.3761	1.3761	1.3761	1.3761
Liq. Den. kg/m <sup>3</sup>	957.8137	936.3654	936.3624	936.3624	936.3624
V-L Den. kg/m <sup>3</sup>		543.5170	121.9961	81.0881	61.1020
Two Phase Ktt		25.47	89.35	195.43	359.64
Mome. dP atm	0.00	-0.00	-0.00	-0.00	-0.00
Grav. dP atm	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fric. dP atm	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Vel. m/sec		2.20	6.65	11.67	16.60
Liq. Vel. m/sec	0.06	0.27	0.44	0.56	0.62
Vel. m/sec	0.06	0.28	0.51	0.73	0.96
Liq. Re	3698	4100	3681	3190	2700
Vap Re		2794	9544	17456	25369

CHEMCAD

Page 2

ZONE	1	2	3	4	5
------	---	---	---	---	---

---- Shell Side ----

Process Type	LIQHEAT	LIQHEAT	EVAPORA	EVAPORA	EVAPORA
Temp. C	52.29	75.95	91.76	94.26	95.77
T wall C	97.47	120.45	99.24	100.94	101.86
Vap. Rate kg/h	0	0	91	262	417
Liq. Rate kg/h	2011	2011	1921	1750	1594
Vapor Quality	0.0000	0.0000	0.0451	0.1301	0.2074
Gas Prandtl No.			0.9026	0.9096	0.9144
Liq. Prandtl No.	4.5292	3.0375	2.2761	2.1177	2.0347
P sat. atm			1.00	1.00	1.00
dP Sat. atm			0.39	0.31	0.27
T Sat. C			90.18	93.34	95.18
(Twall-Tsat) C			9.06	7.59	6.68
Nuc. Boi. Coef. kcal/h-m2-C			5517.37	4654.87	4097.81
For. Con. Coef. kcal/h-m2-C			968.88	1952.59	2777.58
Film Coeff. kcal/h-m2-C	317.87	290.78	6486.25	6607.47	6875.39
Vap. Den. kg/m3			0.9660	0.8377	0.7743
Liq. Den. kg/m3	1009.6720	998.8361	978.5254	992.3278	1002.7142
V-L Den. kg/m3			592.8727	452.2771	381.4632
Cross-flow Xtt			12.80	38.87	69.62
Window-flow Xtt			0.00	0.00	0.00
Mome. dP atm	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Grav. dP atm	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fric. dP atm	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
V-L Cross u m/sec	0.00	0.00	0.15	0.45	0.76
Cross-Flow Re	90	128	269	531	767

CHEMCAD		Page 3				
ZONE	6	7	8	9	10	
---- Overall ----						
Inc. Heat Load	88.25	88.25	88.25	176.50	-0.00	
kW						
LMTD C	30.73	30.07	29.59	29.07	28.77	
Overall Coef.	1330.65	1381.63	1429.39	1502.51	1489.72	
kcal/h-m2-C						
Iso-Overa. Coef.	1330.65	1381.63	1429.39	1502.51	1489.72	
kcal/h-m2-C						
AINC m2	1.86	1.83	1.79	3.47	-0.00	
---- Tube Side ----						
Process Type	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS	VAPCOOL	
Condenser Type	SHEARCT	SHEARCT	SHEARCT	SHEARCT	WETWALL	
Temp. C	127.47	127.47	127.47	127.47	127.47	
T wall C	122.60	123.30	123.87	124.74	124.80	
Vap. Rate kg/h	610	755	900	1118	1263	
Liq. Rate kg/h	653	508	363	145	0	
Vapor Quality	0.4831	0.5980	0.7128	0.8851	1.0000	
Gas Prandtl No.	0.9238	0.9238	0.9238	0.9238	0.9238	
Liq. Prandtl No.	1.3337	1.3337	1.3337	1.3337		
Shear Coeff.	10167.23	12059.99	14236.02	19382.80		
kcal/h-m2-C						
Gravity Coeff.	0.00	0.00	0.00	0.00		
kcal/h-m2-C						
Vap. Coeff.	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
kcal/h-m2-C						
Film Coeff.	10167.23	12059.99	14236.02	19382.80	19382.80	
kcal/h-m2-C						
T-Non-Cond Fact.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Vap. Den. kg/m3	1.3761	1.3761	1.3761	1.3761	1.3761	
Liq. Den. kg/m3	936.3624	936.3624	936.3624	936.3624		
V-L Den. kg/m3	47.4998	36.7027	27.1492	11.9593		
Two Phase Xtt	739.74	1256.45	2215.90	7286.77		
Mome. dP atm	-0.00	-0.00	-0.00	-0.00	0.00	
Grav. dP atm	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Fric. dP atm	0.00	0.00	0.00	0.01	-0.00	
Gas Vel. m/sec	21.45	26.24	30.96	37.85	42.23	
Liq. Vel. m/sec	0.65	0.66	0.65	0.57		
Vel. m/sec	1.23	1.59	2.14	4.47	42.23	
Liq. Re	2209	1718	1227	491		
Vap Re	33281	41194	49106	60975	68860	

CHEMCAD

Page 4

ZONE	6	7	8	9	10
------	---	---	---	---	----

---- Shell Side ----

Process Type	EVAPORA	EVAPORA	EVAPORA	EVAPORA	EVAPORA
Temp. C	96.74	97.40	97.88	98.39	98.70
T wall C	102.37	102.75	102.95	103.13	103.59
Vap. Rate kg/h	565	710	854	1067	1208
Liq. Rate kg/h	1446	1301	1158	945	803
Vapor Quality	0.2811	0.3532	0.4244	0.5303	0.6008
Gas Prandtl No.	0.9176	0.9197	0.9212	0.9227	0.9235
Liq. Prandtl No.	1.9909	1.9680	1.9583	1.9693	1.9810
P sat. atm	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
dP Sat. atm	0.24	0.23	0.22	0.22	0.10
T Sat. C	96.35	97.13	97.67	98.08	98.70
(Twall-Tsat) C	6.02	5.62	5.28	5.04	4.89
Nuc. Boi. Coef. kcal/h-m <sup>2</sup> -C	3734.12	3546.29	3360.80	3266.90	2166.84
For. Con. Coef. kcal/h-m <sup>2</sup> -C	3522.41	4220.47	4979.38	5956.63	6595.07
Film Coeff. kcal/h-m <sup>2</sup> -C	7256.53	7766.77	8340.18	9223.53	8761.91
Vap. Den. kg/m <sup>3</sup>	0.7338	0.7071	0.6884	0.6748	0.6564
Liq. Den. kg/m <sup>3</sup>	1011.4753	1020.2103	1029.9919	1041.8271	1077.9510
V-L Den. kg/m <sup>3</sup>	332.8849	295.0782	263.4766	223.4036	198.0194
Cross-flow Xtt	104.15	141.99	182.99	250.92	298.93
Window-flow Xtt	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mome. dP atm	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Grav. dP atm	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fric. dP atm	0.00	0.00	0.00	0.00	-0.00
V-L Cross u m/sec	1.07	1.38	1.70	2.18	2.50
Cross-Flow Re	990	1208	1422	1743	1952

EVAPORA	Evaporación
P sat	Presión de saturación
dP Sat.	Presión de saturación en la pared del tubo. Se trata de un valor pseudo utilizado por la ecuación Forrester - de Zuber. Se calcula utilizando la ecuación Clasius-Clapeyron , siendo una aproximación satisfactoria
T Sat	Temperatura media de la zona y se toma de la curva de calor
Twall	Temperatura de pared del tubo y se calcula mediante la resolución de calor en cada límite de transferencia de calor.
Twall -Tsat	Diferencia de temperatura entre la pared del tubo y el liquido. Esta cantidad tiene una fuerte incidencia sobre la evaluación del coeficiente de ebullición nucleada

## 1.5.1 Informe de las Curvas de vapor Evaporador del lado de los tubos

## HEATING CURVE REPORT (Tubeside)

Zone	Press.	Temp.	Heat Load	Vapor Flow.	Liquid Flow.	Latent Heat	Surface Tension	Crit. Pres.
1	2.47	100.00	0.00e+000	0.00e+000	7.01e+001	523.02	58.61	218.29
2	2.47	127.46	4.09e+001	0.00e+000	7.01e+001	523.02	53.27	218.29
3	2.47	127.47	1.03e+002	5.69e+000	6.44e+001	523.02	53.27	218.29
4	2.47	127.47	1.91e+002	1.37e+001	5.64e+001	523.02	53.27	218.29
5	2.47	127.47	2.80e+002	2.18e+001	4.83e+001	522.99	53.27	218.29
6	2.47	127.47	3.68e+002	2.98e+001	4.03e+001	523.01	53.27	218.29
7	2.47	127.47	4.56e+002	3.79e+001	3.22e+001	523.01	53.27	218.29
8	2.47	127.47	5.44e+002	4.60e+001	2.42e+001	523.00	53.27	218.29
9	2.47	127.47	6.33e+002	5.40e+001	1.61e+001	523.01	53.27	218.29
10	2.47	127.47	8.09e+002	7.01e+001	0.00e+000	523.01	53.27	218.29
11	2.47	127.47	8.09e+002	7.01e+001	0.00e+000	523.01	53.27	218.29

Zone	Vapor Ht. Cap.	Vapor Visco.	Vapor Cond.	Vapor Density	Liquid Ht. Cap.	Liquid Visco.	Liquid Cond.	Liquid Density
1	0.45	0.01	2.35e-002	0.00e+000	1.01e+000	0.28	0.58	957.81
2	0.45	0.01	2.35e-002	1.38e+000	1.02e+000	0.21	0.59	936.37
3	0.45	0.01	2.35e-002	1.38e+000	1.02e+000	0.21	0.59	936.36
4	0.45	0.01	2.35e-002	1.38e+000	1.02e+000	0.21	0.59	936.36
5	0.45	0.01	2.35e-002	1.38e+000	1.02e+000	0.21	0.59	936.36
6	0.45	0.01	2.35e-002	1.38e+000	1.02e+000	0.21	0.59	936.36
7	0.45	0.01	2.35e-002	1.38e+000	1.02e+000	0.21	0.59	936.36
8	0.45	0.01	2.35e-002	1.38e+000	1.02e+000	0.21	0.59	936.36
9	0.45	0.01	2.35e-002	1.38e+000	1.02e+000	0.21	0.59	936.36
10	0.45	0.01	2.35e-002	1.38e+000	1.02e+000	0.21	0.59	0.00
11	0.45	0.01	2.35e-002	1.38e+000	1.02e+000	0.21	0.59	936.36

## Engineering Units:

Pressure:	atm
Temperature:	°C
Heat Load:	kW
Vapor Flow:	kmol/h
Liquid Flow:	kmol/h
Latent Heat:	kcal/kg
Surf. Ten.:	dyne/cm
Crit. Pres.:	atm
Vapor Ht. Cap.:	kcal/kg-C
Vapor Visco.:	cP
Vapor Cond.:	kcal/h-m-C
Vapor Density:	kg/m3
Liquid Ht. Cap.:	kcal/kg-C
Liquid Visco.:	cP
Liquid Cond.:	kcal/h-m-C
Liquid Density:	kg/m3

## 1.5.2 Informe de las Curvas de vapor Evaporador del lado de la carcaza

### HEATING CURVE REPORT (Shellside)

Zone	Press.	Temp.	Heat Load	Vapor Flow.	Liquid Flow.	Latent Heat	Surface Tension	Crit. Pres.
1	1.00	42.86	0.00e+000	0.00e+000	9.95e+001	491.21	59.41	576.49
2	1.00	61.72	4.09e+001	0.00e+000	9.95e+001	491.21	56.26	576.49
3	1.00	90.18	1.03e+002	1.67e-004	9.95e+001	491.21	51.35	576.49
4	1.00	93.34	1.91e+002	7.28e+000	9.23e+001	491.21	53.49	624.59
5	1.00	95.18	2.80e+002	1.48e+001	8.48e+001	491.21	54.68	669.64
6	1.00	96.35	3.68e+002	2.24e+001	7.72e+001	491.21	55.28	716.21
7	1.00	97.13	4.56e+002	3.00e+001	6.95e+001	511.10	55.56	768.26
8	1.00	97.67	5.44e+002	3.77e+001	6.18e+001	521.61	55.66	829.24
9	1.00	98.08	6.33e+002	4.54e+001	5.41e+001	527.78	55.62	903.11
10	1.00	98.70	8.09e+002	6.09e+001	3.86e+001	532.72	55.12	1114.25
11	1.00	98.70	8.09e+002	6.09e+001	3.86e+001	0.00	55.12	1114.25

Zone	Vapor Ht.Cap.	Vapor Visco.	Vapor Cond.	Vapor Density	Liquid Ht.Cap.	Liquid Visco.	Liquid Cond.	Liquid Density
1	0.41	0.01	1.89e-002	9.66e-001	9.23e-001	0.75	0.47	1009.67
2	0.41	0.01	1.89e-002	9.66e-001	9.29e-001	0.53	0.48	998.84
3	0.41	0.01	1.89e-002	9.66e-001	9.44e-001	0.34	0.49	978.53
4	0.43	0.01	1.97e-002	8.38e-001	9.51e-001	0.33	0.52	992.33
5	0.43	0.01	2.01e-002	7.74e-001	9.52e-001	0.32	0.54	1002.71
6	0.43	0.01	2.04e-002	7.34e-001	9.51e-001	0.32	0.55	1011.48
7	0.44	0.01	2.05e-002	7.07e-001	9.48e-001	0.32	0.56	1020.21
8	0.44	0.01	2.06e-002	6.88e-001	9.43e-001	0.32	0.56	1029.99
9	0.44	0.01	2.07e-002	6.75e-001	9.36e-001	0.33	0.56	1041.83
10	0.44	0.01	2.09e-002	6.56e-001	9.13e-001	0.34	0.57	1077.95
11	0.44	0.01	2.09e-002	6.56e-001	9.13e-001	0.34	0.57	1077.95

#### Engineering Units:

Pressure:	atm
Temperature:	C
Heat Load:	kW
Vapor Flow:	kmol/h
Liquid Flow:	kmol/h
Latent Heat:	kcal/kg
Surf. Ten.:	dyne/cm
Crit. Pres.:	atm
Vapor Ht. Cap.:	kcal/kg-C
Vapor Visco.:	cP
Vapor Cond.:	kcal/h-m-C

## 2. Columna I

### 2.1 Especificaciones Columna I, modulo SCDS

#### Scds Rigorous Distillation Summary

Name	columna I
No. of stages	28
1st feed stage	21
Condenser mode	1
Condenser spec.	4.0000e+008
Reboiler mode	2
Reboiler spec.	15000.0000
Side product stage	1
Side product spec.	165.0000
Side product stage	19
Side product spec.	30.0000
Colm press drop atm	0.0500
Top pressure atm	1.0000
Cond duty kcal/h	-606350.0000
Reblr duty kcal/h	15000.0000
Iterations	999
Reflux mole kmol/h	61.3899
Reflux ratio	4.0000e+008
Reflux mass kg/h	2656,1777
Column diameter m	0.6096
Tray space m	0.6096
Thickness (top) m	0.0016
Thickness (bot) m	0.1207
No of sections	1
Side product mode	-3
Side product mode	-3
No of passes (S1)	1
Weir side width m	0.0635
Weir height m	0.0508
System factor	1.0000

## 2.2 Perfil de la Columna I

Unit tipe: SCDS Unit name: Columna I

* Net Flows *							
Stg	Temp °C	Pres atm	Liquid kg/h	Vapor kg/h	Feeds kg/h	Product kg/h	Duties kcal/h
1	76.3	1.00	2656.18			0.00	-6.064E+005
						165.07	side pr
2	77.6	1.00	2630.77	2821.19			
3	78.0	1.00	2618.22	2795.78			
4	78.1	1.00	2609.25	2783.23			
5	78.1	1.01	2600.52	2774.26			
6	78.2	1.01	2590.88	2765.53			
7	78.3	1.01	2579.62	2755.89			
8	78.3	1.01	2566.06	2744.63			
9	78.4	1.01	2549.42	2731.07			
10	78.5	1.02	2528.68	2714.43			
11	78.6	1.02	2502.44	2693.69			
12	78.7	1.02	2468.85	2667.45			
13	78.9	1.02	2425.59	2633.86			
14	79.2	1.02	2370.18	2590.60			
15	79.6	1.02	2300.37	2535.19			
16	80.4	1.03	2214.92	2465.38			
17	81.5	1.03	2109.20	2379.93			
18	83.0	1.03	1946.65	2274.21			
19	85.4	1.03	1410.81	2111.66			
					30.04		side pr
20	93.6	1.03	1066.57	1606.04			
21	98.7	1.04	1039.90	1261.80	1205.80		
22	98.8	1.04	1040.03	29.34			
23	98.9	1.04	1040.13	29.47			
24	98.9	1.04	1040.23	29.57			
25	99.0	1.04	1040.30	29.67			
26	99.1	1.05	1040.26	29.73			
27	99.3	1.05	1039.88	29.69			
28	99.8	1.05		29.31	1010.56	1.5E+004	

Mass Reflux ratio 400000032.000

## 2.2 Propiedades corrientes columna I

Stream Name.	A1	R1	P1
Temp C	98.7000	99.8101*	76.2777
Pres atm	1.0000	1.0500*	1.0000
Enth kcal/h	-3.4650E+006	-3.7271E+006	-2.4866E+005
Vapor mole fraction	1.0000	0.00000	0.00000
Total kmol/h	60.7477	55.7315	3.8150
Total kg/h	1205.7997	1010.6966	165.0681
Total std L m3/h	1.2519	1.0137	0.2049
Total std V m3/h	1361.58	1249.15	85.51
Flowrates in kg/h			
Ethanol	170.4450	10.2526	151.6505
Water	1024.2844	999.7168	7.4621
Alpha-D-Glucose	0.0000	0.0000	0.0000
Acetaldehyde	1.5858	0.0010	1.5827
Methanol	1.5404	0.2544	1.1796
N-Propanol	1.9678	0.3284	0.0006
Isobutanol	2.7786	0.1435	0.0000
Ethyl Acetate	3.1976	0.0000	3.1926

Stream Name.	Fusel
Temp °C	85.4163
Pres atm	1.0327
Enth kcal/h	-80498.
Vapor mole fraction	0.00000
Total kmol/h	1.2006
Total kg/h	30.0350
Total std L m3/h	0.0333
Total std V m3/h	26.91
Flowrates in kg/h	
Ethanol	8.5419
Water	17.1055
Alpha-D-Glucose	0.0000
Acetaldehyde	0.0021
Methanol	0.1064
N-Propanol	1.6389
Isobutanol	2.6351
Ethyl Acetate	0.0050

## 2.3 Composición en las etapas de la columna I

Unit type : SCDS

Unit name: Columna I

Stage #	1	76.28 C	1.00 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		0.00000	2440.21216	0.00000
Water		0.00000	120.11012	0.00000
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		0.00000	25.47641	0.00000
Methanol		0.00000	18.97915	0.00000
N-Propanol		0.00000	0.00939	0.00000
Isobutanol		0.00000	0.00006	0.00000
Ethyl Acetate		0.00000	51.39050	0.00000
Total kg/h		0.0000	2656.1778	

Stage #	2	77.64 C	1.00 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2591.80566	2467.64063	0.98764
Water		127.57173	125.80544	0.95353
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		27.05908	3.93466	6.46671
Methanol		20.15819	14.94324	1.26848
N-Propanol		0.00997	0.01960	0.47833
Isobutanol		0.00006	0.00017	0.33129
Ethyl Acetate		54.58303	18.42623	2.78547
Total kg/h		2821.1877	2630.7700	

Stage #	3	77.96 C	1.00 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2619.23413	2467.76611	0.99872
Water		133.26704	130.42859	0.96144
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		5.51733	0.79400	6.53855
Methanol		16.12228	11.99589	1.26464
N-Propanol		0.02018	0.03915	0.48512
Isobutanol		0.00018	0.00050	0.33684
Ethyl Acetate		21.61876	7.19799	2.82614
Total kg/h		2795.7797	2618.2222	

Stage #	4	78.08 C	1.00 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2619.35913	2460.41968	1.00191
Water		137.89018	135.06282	0.96081
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		2.37667	0.34063	6.56637
Methanol		13.17492	9.90737	1.25150
N-Propanol		0.03973	0.07670	0.48752
Isobutanol		0.00050	0.00139	0.33904
Ethyl Acetate		10.39052	3.44292	2.84022
Total kg/h		2783.2317	2609.2513	

Stage #	5	78.15 C	1.01 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2612.01270	2449.36914	1.00356
Water		142.52440	140.08937	0.95743
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.92330	0.27492	6.58360
Methanol		11.08641	8.43844	1.23638
N-Propanol		0.07728	0.14870	0.48909
Isobutanol		0.00139	0.00385	0.34063
Ethyl Acetate		6.63545	2.19170	2.84913
Total kg/h		2774.2611	2600.5162	

Stage #	6	78.21 C	1.01 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2600.96240	2435.33984	1.00503
Water		147.55096	145.78838	0.95241
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.85759	0.26491	6.59876
Methanol		9.61748	7.41791	1.22006
N-Propanol		0.14928	0.28633	0.49062
Isobutanol		0.00385	0.01058	0.34224
Ethyl Acetate		5.38423	1.77272	2.85816
Total kg/h		2765.5254	2590.8806	

Stage #	7	78.27 C	1.01 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2586.93286	2417.97461	1.00671
Water		153.24998	152.44508	0.94592
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.84758	0.26281	6.61509
Methanol		8.59695	6.72840	1.20227
N-Propanol		0.28691	0.54830	0.49238
Isobutanol		0.01059	0.02895	0.34410
Ethyl Acetate		4.96525	1.62833	2.86924
Total kg/h		2755.8901	2579.6168	

Stage #	8	78.33 C	1.01 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2569.56787	2396.40015	1.00883
Water		159.90669	160.40910	0.93790
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.84548	0.26170	6.63473
Methanol		7.90744	6.29139	1.18252
N-Propanol		0.54888	1.04422	0.49454
Isobutanol		0.02896	0.07865	0.34638
Ethyl Acetate		4.82087	1.57288	2.88369
Total kg/h		2744.6263	2566.0584	

Stage #	9	78.40 C	1.01 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2547.99365	2369.23267	1.01167
Water		167.87071	170.14256	0.92813
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.84437	0.26051	6.65997
Methanol		7.47043	6.05644	1.16031
N-Propanol		1.04480	1.97630	0.49731
Isobutanol		0.07865	0.21185	0.34926
Ethyl Acetate		4.76541	1.54415	2.90308
Total kg/h		2731.0677	2549.4243	

Stage #	10	78.47 C	1.02 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2520.82593	2334.35107	1.01559
Water		177.60417	182.28075	0.91634
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.84318	0.25896	6.69394
Methanol		7.23548	5.99427	1.13521
N-Propanol		1.97688	3.71105	0.50099
Isobutanol		0.21185	0.56436	0.35304
Ethyl Acetate		4.73668	1.52053	2.92969
Total kg/h		2714.4345	2528.6811	

Stage #	11	78.57 C	1.02 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2485.94458	2288.50586	1.02125
Water		189.74237	197.71629	0.90222
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.84163	0.25683	6.74142
Methanol		7.17331	6.09247	1.10692
N-Propanol		3.71163	6.89547	0.50605
Isobutanol		0.56437	1.48135	0.35817
Ethyl Acetate		4.71307	1.49332	2.96716
Total kg/h		2693.6911	2502.4412	

Stage #	12	78.69 C	1.02 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2440.09937	2226.63965	1.02971
Water		205.17793	217.70940	0.88555
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.83950	0.25381	6.81009
Methanol		7.27152	6.35204	1.07565
N-Propanol		6.89605	12.62392	0.51329
Isobutanol		1.48136	3.80917	0.36542
Ethyl Acetate		4.68586	1.45726	3.02142
Total kg/h		2667.4514	2468.8455	

Stage #	13	78.87 C	1.02 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2378.23315	2141.01025	1.04289
Water		225.17102	244.01233	0.86637
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.83648	0.24943	6.91270
Methanol		7.53108	6.78195	1.04257
N-Propanol		12.62450	22.61614	0.52408
Isobutanol		3.80917	9.51027	0.37604
Ethyl Acetate		4.64979	1.40716	3.10237
Total kg/h		2633.8552	2425.5872	

Stage #	14	79.16 C	1.02 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2292.60400	2020.33081	1.06407
Water		251.47394	278.92825	0.84541
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.83210	0.24298	7.07040
Methanol		7.96100	7.38495	1.01085
N-Propanol		22.61672	39.21922	0.54075
Isobutanol		9.51027	22.73561	0.39224
Ethyl Acetate		4.59969	1.33674	3.22661
Total kg/h		2590.5978	2370.1785	

Stage #	15	79.62 C	1.02 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2171.92456	1850.01709	1.09883
Water		286.38986	325.09802	0.82452
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.82565	0.23352	7.31742
Methanol		8.56399	8.12167	0.98694
N-Propanol		39.21981	64.71477	0.56723
Isobutanol		22.73562	50.94404	0.41771
Ethyl Acetate		4.52927	1.23892	3.42172
Total kg/h		2535.1891	2300.3680	

Stage #	16	80.37 C	1.03 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		2001.61096	1616.93518	1.15592
Water		332.55960	385.02930	0.80653
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.81619	0.22006	7.70664
Methanol		9.30071	8.84753	0.98160
N-Propanol		64.71535	99.07336	0.60995
Isobutanol		50.94404	103.70844	0.45869
Ethyl Acetate		4.43146	1.10830	3.73362
Total kg/h		2465.3782	2214.9223	

Stage #	17	81.50 C	1.03 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		1768.52893	1318.34363	1.24964
Water		392.49088	461.53568	0.79218
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.80273	0.20167	8.32685
Methanol		10.02657	9.24560	1.01022
N-Propanol		99.07394	135.65448	0.68034
Isobutanol		103.70844	183.27977	0.52711
Ethyl Acetate		4.30084	0.94176	4.25416
Total kg/h		2379.9325	2109.2025	

Stage #	18	83.04 C	1.03 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		1469.93738	959.66913	1.42377
Water		468.99725	567.62042	0.76802
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.78435	0.17516	9.46891
Methanol		10.42464	8.76258	1.10584
N-Propanol		135.65506	154.22713	0.81759
Isobutanol		183.27979	255.47954	0.66684
Ethyl Acetate		4.13429	0.71822	5.35063
Total kg/h		2274.2129	1946.6521	

Stage #	19	85.42 C	1.03 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		1111.26294	401.52557	2.50199
Water		575.08203	804.31628	0.64638
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.75783	0.10103	15.72976
Methanol		9.94162	5.00162	1.79692
N-Propanol		154.22769	76.58821	1.82047
Isobutanol		255.47954	123.03816	1.87715
Ethyl Acetate		3.91076	0.23662	14.94147
Total kg/h		2111.6623	1410.8075	

Stage #	20	93.60 C	1.03 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		561.72241	56.03910	9.24183
Water		829.01044	994.65796	0.76845
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.68586	0.03739	41.57258
Methanol		6.28782	1.09449	5.29684
N-Propanol		78.22972	7.16439	10.06746
Isobutanol		125.67430	7.54169	15.36402
Ethyl Acetate		3.43422	0.03250	97.41814
Total kg/h		1606.0449	1066.5674	

Stage #	21	98.75 C	1.04 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		216.23601	15.29462	13.09617
Water		1019.35205	1023.33997	0.92270
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.62223	0.02841	52.88941
Methanol		2.38069	0.30971	7.12041
N-Propanol		8.80591	0.53191	15.33519
Isobutanol		10.17784	0.37765	24.96437
Ethyl Acetate		3.23011	0.02068	144.67953
Total kg/h		1261.8048	1039.9030	

Stage #	22	98.81 C	1.04 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		5.04653	15.32544	13.09969
Water		23.74971	1023.45795	0.92314
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		0.02741	0.02063	52.86482
Methanol		0.05550	0.31001	7.12176
N-Propanol		0.20559	0.53311	15.34109
Isobutanol		0.23519	0.37463	24.97464
Ethyl Acetate		0.02068	0.00569	144.63283
Total kg/h		29.3406	1040.0273	

Stage #	23	98.87 C	1.04 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		5.07734	15.34712	13.09992
Water		23.86759	1023.55884	0.92333
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		0.01963	0.01471	52.83135
Methanol		0.05580	0.31029	7.12139
N-Propanol		0.20679	0.53368	15.34294
Isobutanol		0.23217	0.36805	24.97825
Ethyl Acetate		0.00569	0.00156	144.55983
Total kg/h		29.4650	1040.1343	

Stage #	24	98.93 C	1.04 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		5.09903	15.35108	13.10104
Water		23.96849	1023.66980	0.92350
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		0.01371	0.01024	52.80065
Methanol		0.05608	0.31059	7.12138
N-Propanol		0.20735	0.53293	15.34625
Isobutanol		0.22559	0.35612	24.98489
Ethyl Acetate		0.00156	0.00042	144.50238
Total kg/h		29.5718	1040.2312	

Stage #	98.99 C	1.04 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	5.10299	15.29270	13.10884
Water	24.07951	1023.82172	0.92395
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00924	0.00688	52.78846
Methanol	0.05638	0.31088	7.12448
N-Propanol	0.20660	0.52844	15.35889
Isobutanol	0.21366	0.33563	25.00888
Ethyl Acetate	0.00042	0.00012	144.52634
Total kg/h	29.6688	1040.2964	
Stage #	99.09 C	1.05 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	5.04461	15.01453	13.14021
Water	24.23144	1024.11279	0.92538
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00587	0.00435	52.84139
Methanol	0.05667	0.31049	7.13863
N-Propanol	0.20211	0.51315	15.40429
Isobutanol	0.19317	0.30107	25.09364
Ethyl Acetate	0.00011	0.00003	144.83311
Total kg/h	29.7340	1040.2564	
Stage #	99.28 C	1.05 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	4.76644	13.98255	13.25173
Water	24.52250	1024.87830	0.93016
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00335	0.00245	53.11499
Methanol	0.05628	0.30428	7.19043
N-Propanol	0.18682	0.46670	15.56141
Isobutanol	0.15861	0.24288	25.38555
Ethyl Acetate	0.00003	0.00001	146.09593
Total kg/h	29.6940	1039.8771	
Stage #	99.81 C	1.05 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	3.73446	10.24809	13.62765
Water	25.28815	999.59015	0.94609
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00145	0.00100	54.11222
Methanol	0.05007	0.25421	7.36610
N-Propanol	0.14038	0.32633	16.08740
Isobutanol	0.10043	0.14246	26.36279
Ethyl Acetate	0.00001	0.00000	150.49655
Total kg/h	29.3149	1010.5623	

### 3. Columna II

#### 3.1 Especificación columna II, modulo SCDS

##### Scds Rigorous Distillation Summary

Name	Columna II
No. of stages	24
1st feed stage	11
Condenser mode	1
Condenser spec.	70.0000
Reboiler mode	2
Reboiler spec.	330000.0000
Colm press drop atm	0.0500
Top pressure atm	1.0000
Cond duty kcal/h	-329937.0938
Reblr duty kcal/h	330000.0000
Iterations	999
Reflux mole kmol/h	35.7822
Reflux ratio	70.0000
Reflux mass kg/h	1655.8224

## 3.2 Perfil de la Columna II

Unit type: SCDS

Unit name: Columna II

Stg	Temp		* Net Flows *		Feeds	Product	Duties
	C	Pres atm	Liquid kg/h	Vapor kg/h			
1	67.2	1.00	1655.82			23.65	-3.299E+005
2	74.7	1.00	1566.97	1679.48			
3	76.9	1.00	1533.18	1590.62			
4	77.6	1.00	1519.97	1556.83			
5	77.9	1.01	1514.33	1543.62			
6	78.1	1.01	1511.51	1537.98			
7	78.2	1.01	1509.77	1535.17			
8	78.3	1.01	1508.51	1533.42			
9	78.3	1.02	1507.45	1532.16			
10	78.4	1.02	1506.38	1531.10			
11	78.5	1.02	1669.22	1530.04	165.07		
12	78.6	1.02	1668.31	1527.81			
13	78.6	1.02	1667.76	1526.90			
14	78.7	1.03	1667.46	1526.34			
15	78.8	1.03	1667.14	1526.04			
16	78.8	1.03	1666.90	1525.73			
17	78.9	1.03	1666.59	1525.48			
18	78.9	1.04	1666.28	1525.18			
19	79.0	1.04	1665.87	1524.86			
20	79.1	1.04	1665.31	1524.45			
21	79.1	1.04	1664.57	1523.90			
22	79.2	1.05	1663.63	1523.15			
23	79.2	1.05	1662.35	1522.22			
24	79.3	1.05		1520.94		141.41	3.3E+005

Mass Reflux ratio 70,000

## 3.3 Propiedades de las corrientes de la columna II

Stream Name	P1	D	R1
- - Overall - -			
Molar flow kmol/h	3.8150	0.5112	3.3038
Mass flow kg/h	165.0681	23.6546	141.4135
Temp C	76.2777	67.2143	79.2870
Pres atm	1.0000	1.0000	1.0500
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.0000
Enth kcal/h	-2.4866E+005	-34003.	-2.1459E+005
Tc C	246.3644	241.7679	247.1218
Pc atm	66.6756	64.5435	66.9580
Std. sp gr. wtr = 1	0.806	0.814	0.805
Std. sp gr. air = 1	1.494	1.598	1.478
Degree API	44.0198	42.3739	44.2952
Average mol wt	43.2680	46.2751	42.8027
Actual dens kg/m3	746.3476	759.6770	742.6819
Actual vol m3/h	0.2212	0.0311	0.1904
Std liq m3/h	0.2049	0.0291	0.1758
Std vap 0 C m3/h	85.5084	11.4573	74.0512
- - Liquid only - -			
Molar flow kmol/h	3.8150	0.5112	3.3038
Mass flow kg/h	165.0681	23.6546	141.4135
Average mol wt	43.2680	46.2751	42.8027
Actual dens kg/m3	746.3476	759.6771	742.6819
Actual vol m3/h	0.2212	0.0311	0.1904
Std liq m3/h	0.2049	0.0291	0.1758
Std vap 0 C m3/h	85.5084	11.4573	74.0512
Cp kcal/kg-C	0.7197	0.6681	0.7332
Z factor	0.0024	0.0027	0.0025
Visc cP	0.4343	0.4360	0.4233
Th cond kcal/h-m-C	0.1387	0.1363	0.1388
Surf tens dyne/cm	18.4694	18.6216	18.3061

## 3.4 Composición en las etapas de la columna II

CHEMCAD

Unit type : SCDS

Unit name:

Eqp COLUMNA II

Stage #	67.21 C	1.00 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	0.00000	1204.38599	0.00000
Water	0.00000	38.31221	0.00000
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00000	110.78810	0.00000
Methanol	0.00000	78.85616	0.00000
N-Propanol	0.00000	0.00000	0.00000
Isobutanol	0.00000	0.00000	0.00000
Ethyl Acetate	0.00000	223.47990	0.00000
Total kg/h	0.0000	1655.8223	
Stage #	74.66 C	1.00 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1221.59155	1349.29749	0.87919
Water	38.85953	47.57946	0.79313
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	112.37080	19.71876	5.53401
Methanol	79.98267	58.44063	1.32907
N-Propanol	0.00000	0.00000	0.41414
Isobutanol	0.00000	0.00000	0.28007
Ethyl Acetate	226.67247	91.93394	2.39436
Total kg/h	1679.4770	1566.9704	
Stage #	76.92 C	1.00 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1366.50305	1399.78516	0.95878
Water	48.12678	53.15440	0.88923
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	21.30145	3.45687	6.05195
Methanol	59.56716	41.88617	1.39671
N-Propanol	0.00000	0.00000	0.45898
Isobutanol	0.00000	0.00000	0.31449
Ethyl Acetate	95.12651	34.89457	2.67739
Total kg/h	1590.6249	1533.1772	
Stage #	77.63 C	1.00 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1416.99048	1418.36487	0.98320
Water	53.70171	56.81397	0.93025
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	5.03956	0.79219	6.26073
Methanol	43.01269	30.44876	1.39025
N-Propanol	0.00000	0.00001	0.47344
Isobutanol	0.00000	0.00000	0.32600
Ethyl Acetate	38.08714	13.54843	2.76665
Total kg/h	1556.8316	1519.9683	

Stage #	5	77.92 C	1.01 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1435.57043	1425.99231	0.99139	
Water	57.36128	59.39812	0.95101	
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000	
Acetaldehyde	2.37488	0.36792	6.35657	
Methanol	31.57528	22.66731	1.37179	
N-Propanol	0.00001	0.00001	0.47864	
Isobutanol	0.00000	0.00000	0.33032	
Ethyl Acetate	16.74100	5.90044	2.79406	
Total kg/h	1543.6228	1514.3261		

Stage #	6	78.07 C	1.01 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1443.19775	1429.39148	0.99459	
Water	59.94543	61.31998	0.96300	
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000	
Acetaldehyde	1.95061	0.29990	6.40727	
Methanol	23.79383	17.30406	1.35453	
N-Propanol	0.00001	0.00003	0.48088	
Isobutanol	0.00000	0.00000	0.33227	
Ethyl Acetate	9.09301	3.19678	2.80199	
Total kg/h	1537.9805	1511.5122		

Stage #	7	78.18 C	1.01 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1446.59680	1430.87927	0.99605	
Water	61.86730	62.80824	0.97047	
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000	
Acetaldehyde	1.88258	0.28815	6.43690	
Methanol	18.43058	13.54577	1.34052	
N-Propanol	0.00003	0.00006	0.48205	
Isobutanol	0.00000	0.00000	0.33337	
Ethyl Acetate	6.38935	2.24531	2.80362	
Total kg/h	1535.1667	1509.7667		

Stage #	8	78.26 C	1.01 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1448.08459	1431.41797	0.99684	
Water	63.35556	64.01707	0.97519	
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000	
Acetaldehyde	1.87084	0.28557	6.45543	
Methanol	14.67229	10.87632	1.32928	
N-Propanol	0.00006	0.00011	0.48280	
Isobutanol	0.00000	0.00000	0.33411	
Ethyl Acetate	5.43788	1.91128	2.80353	
Total kg/h	1533.4212	1508.5084		

Stage #	9	78.33 C	1.02 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		1448.62341	1431.36487	0.99734
Water		64.56438	65.04548	0.97817
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.86826	0.28468	6.46713
Methanol		12.00284	8.95955	1.32018
N-Propanol		0.00011	0.00023	0.48336
Isobutanol		0.00000	0.00000	0.33468
Ethyl Acetate		5.10385	1.79447	2.80283
Total kg/h		1532.1628	1507.4492	
Stage #	10	78.40 C	1.02 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		1448.57043	1430.80664	0.99770
Water		65.59280	65.96435	0.97991
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.86737	0.28422	6.47465
Methanol		10.08608	7.57251	1.31257
N-Propanol		0.00023	0.00047	0.48383
Isobutanol		0.00000	0.00000	0.33517
Ethyl Acetate		4.98705	1.75382	2.80220
Total kg/h		1531.1041	1506.3820	
Stage #	11	78.47 C	1.02 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		1448.01221	1585.57983	0.99800
Water		66.51167	74.11436	0.98072
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		1.86691	0.31488	6.47935
Methanol		8.69903	7.28006	1.30582
N-Propanol		0.00047	0.00106	0.48425
Isobutanol		0.00000	0.00001	0.33563
Ethyl Acetate		4.94639	1.92930	2.80179
Total kg/h		1530.0365	1669.2196	
Stage #	12	78.57 C	1.02 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol		1451.13477	1586.78894	0.99963
Water		67.19958	74.65435	0.98393
Alpha-D-Glucose		0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde		0.31488	0.05302	6.49114
Methanol		7.22694	6.06310	1.30290
N-Propanol		0.00047	0.00106	0.48536
Isobutanol		0.00000	0.00001	0.33658
Ethyl Acetate		1.92930	0.75166	2.80564
Total kg/h		1527.8057	1668.3123	

Stage #	78.64 C	1.02 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1452.34399	1587.28650	1.00014
Water	67.73956	75.11124	0.98579
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.05302	0.00892	6.49571
Methanol	6.00998	5.05597	1.29932
N-Propanol	0.00047	0.00106	0.48583
Isobutanol	0.00000	0.00001	0.33702
Ethyl Acetate	0.75166	0.29284	2.80570
Total kg/h	1526.8987	1667.7567	
Stage #	78.71 C	1.03 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1452.84155	1587.59985	1.00036
Water	68.19645	75.52210	0.98712
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00892	0.00150	6.49755
Methanol	5.00285	4.21999	1.29595
N-Propanol	0.00047	0.00106	0.48613
Isobutanol	0.00000	0.00001	0.33733
Ethyl Acetate	0.29284	0.11413	2.80474
Total kg/h	1526.3430	1667.4588	
Stage #	78.77 C	1.03 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1453.15466	1587.67358	1.00050
Water	68.60731	75.89967	0.98809
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00150	0.00025	6.49794
Methanol	4.16687	3.52312	1.29285
N-Propanol	0.00047	0.00106	0.48636
Isobutanol	0.00000	0.00001	0.33759
Ethyl Acetate	0.11413	0.04450	2.80352
Total kg/h	1526.0450	1667.1422	
Stage #	78.83 C	1.03 atm	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1453.22852	1587.67432	1.00059
Water	68.98489	76.26534	0.98881
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00025	0.00004	6.49747
Methanol	3.47000	2.94051	1.29001
N-Propanol	0.00048	0.00107	0.48658
Isobutanol	0.00000	0.00001	0.33783
Ethyl Acetate	0.04450	0.01736	2.80227
Total kg/h	1525.7286	1666.8986	

Stage #	17	78.89 C	1.03 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1453.22925	1587.50146	1.00068	
Water	69.35058	76.63037	0.98929	
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000	
Acetaldehyde	0.00004	0.00001	6.49640	
Methanol	2.88739	2.45197	1.28726	
N-Propanol	0.00048	0.00108	0.48679	
Isobutanol	0.00000	0.00001	0.33807	
Ethyl Acetate	0.01736	0.00677	2.80108	
Total kg/h	1525.4850	1666.5917		

Stage #	18	78.94 C	1.04 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1453.05652	1587.21667	1.00077	
Water	69.71560	77.01524	0.98956	
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000	
Acetaldehyde	0.00001	0.00000	6.49495	
Methanol	2.39885	2.04134	1.28462	
N-Propanol	0.00049	0.00111	0.48701	
Isobutanol	0.00000	0.00001	0.33831	
Ethyl Acetate	0.00677	0.00264	2.80003	
Total kg/h	1525.1781	1666.2771		

Stage #	19	79.00 C	1.04 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1452.77185	1586.73059	1.00087	
Water	70.10047	77.43661	0.98959	
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000	
Acetaldehyde	0.00000	0.00000	6.49325	
Methanol	1.98822	1.69553	1.28186	
N-Propanol	0.00052	0.00116	0.48723	
Isobutanol	0.00000	0.00001	0.33856	
Ethyl Acetate	0.00264	0.00103	2.79913	
Total kg/h	1524.8638	1665.8650		

Stage #	20	79.06 C	1.04 atm	
		Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1452.28564	1585.99036	1.00098	
Water	70.52184	77.91862	0.98937	
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000	
Acetaldehyde	0.00000	0.00000	6.49148	
Methanol	1.64241	1.40382	1.27893	
N-Propanol	0.00058	0.00129	0.48748	
Isobutanol	0.00000	0.00001	0.33884	
Ethyl Acetate	0.00103	0.00040	2.79846	
Total kg/h	1524.4514	1665.3147		

Stage #	Temperature (C)	Pressure (atm)	
21	79.12	1.04	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1451.54541	1584.91711	1.00112
Water	71.00384	78.49011	0.98885
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00000	0.00000	6.48979
Methanol	1.35070	1.15744	1.27563
N-Propanol	0.00071	0.00158	0.48776
Isobutanol	0.00000	0.00001	0.33915
Ethyl Acetate	0.00040	0.00016	2.79806
Total kg/h	1523.9010	1664.5663	
22	79.17	1.05	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1450.47217	1583.48816	1.00130
Water	71.57534	79.19277	0.98798
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00000	0.00000	6.48837
Methanol	1.10432	0.94920	1.27177
N-Propanol	0.00099	0.00223	0.48808
Isobutanol	0.00000	0.00001	0.33951
Ethyl Acetate	0.00016	0.00006	2.79803
Total kg/h	1523.1529	1663.6324	
23	79.23	1.05	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1449.04321	1581.49951	1.00154
Water	72.27800	80.07330	0.98667
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00000	0.00000	6.48745
Methanol	0.89608	0.77299	1.26715
N-Propanol	0.00164	0.00367	0.48846
Isobutanol	0.00001	0.00002	0.33994
Ethyl Acetate	0.00006	0.00002	2.79849
Total kg/h	1522.2190	1662.3495	
24	79.29	1.05	
	Vap kg/h	Liq kg/h	Y/X
Ethanol	1447.05444	134.44493	1.00185
Water	73.15854	6.91476	0.98481
Alpha-D-Glucose	0.00000	0.00000	0.00000
Acetaldehyde	0.00000	0.00000	6.48733
Methanol	0.71987	0.05312	1.26144
N-Propanol	0.00308	0.00059	0.48893
Isobutanol	0.00001	0.00000	0.34045
Ethyl Acetate	0.00002	0.00000	2.79962
Total kg/h	1520.9359	141.4134	

## 4.1 Ecuación NRTL

$$\ln\gamma_i = \frac{\sum_j^N \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_k^N G_{ki} x_k} + \sum_j^N \frac{x_j G_{ij}}{\sum_k^N G_{kj} x_k} \left[ \tau_{ij} - \frac{\sum_k^N \tau_{kj} G_{kj} x_k}{\sum_k^N G_{kj} x_k} \right]$$

donde:

$$T_{ji} = A_{ji} + \frac{B_{ji}}{T + C_{ji} \ln(T)} + D_{ji} T$$

$$G_{ji} = e^{-\alpha_{ji} \tau_{ji}}$$

$$\alpha_{ji} = \alpha_{ji}$$

$T$  : Temperatura K

$\gamma_i$  : Coeficiente de actividad

$G$  : Energía libre molar de Gibbs

## 4.2 Parámetros del Modelo Termodinámico NRTL

## COMPONENTS

	ID #	Name
1	134	Ethanol
2	62	Water
3	776	Alpha-D-Glucose
4	128	Acetaldehyde
5	117	Methanol
6	146	N-Propanol
7	159	Isobutanol
8	155	Ethyl Acetate

## THERMODYNAMICS

K-value model : NRTL  
 No correction for vapor fugacity  
 Enthalpy model : Latent Heat  
 Liquid density : Library

NRTL Parameters:  $T_{ij} = A_{ij} + B_{ij}/T + C_{ij} * \ln(T) + D_{ij} * T$  (TDeg K)

I	J	B <sub>ij</sub>	B <sub>ji</sub>	Alpha
1	2	-55.16	670.44	0.303
1	4	195.12	-553.74	0.409
1	5	190.06	-155.50	0.305
1	6	-1.29	28.30	0.301
1	7	-281.71	403.86	0.272
1	8	162.35	154.21	0.299
2	4	662.99	-23.57	0.287
2	5	307.17	-24.49	0.300
2	6	1005.23	223.60	0.485
2	7	1068.12	95.52	0.329
2	8	1165.66	470.86	0.410
5	6	6164.04	-5249.56	0.008
5	7	8.96	70.96	0.302
5	8	171.81	204.01	0.298
6	7	-1.42	-6.98	0.303
6	8	147.33	158.66	0.299



U.N.R.C  
Biblioteca Central



71214

71214