

UNIVERSIDAD NACIONAL DE CÓRDOBA

Facultad de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales

Departamento de Química Industrial y Aplicada

Escuela de Ingeniería Química

**REFUNCIONALIZACIÓN DE LA TORRE DE DESTILACIÓN UBICADA EN
PLANTA PILOTO PARA LA RECUPERACIÓN DE ETANOL PROCEDENTE DE
EFLUENTES INDUSTRIALES Y PARA EL USO DIDÁCTICO DE LA MISMA**

Proyecto Integrador de la Facultad de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales

de la Universidad Nacional de Córdoba conforme

a los requisitos para obtener el título de Ingeniero Químico

por

EDELSTEIN, ANDRÉS IVÁN – ROMANO, LEANDRO

CÓRDOBA

2014

El proyecto Integrador “Refuncionalización de la torre de destilación ubicada en planta piloto para la recuperación de etanol procedente de efluentes industriales y para el uso didáctico de la misma”, desarrollado por los alumnos Edelstein, Andrés Iván y Romano, Leandro, ha sido dirigido por la Prof. Ing. Martínez Riachi, Susana y codirigido por la Prof. Ing. Rovetto, Laura J.

Director del Proyecto Integrador

Nombre y Lugar de Trabajo

.....

.....

Firma

Co - Director del Proyecto Integrador

Nombre y Lugar de Trabajo

.....

.....

Firma



UNIVERSIDAD NACIONAL DE CÓRDOBA

Facultad de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales

El presente proyecto integrador de la carrera de Ingeniería Química ha sido aprobado el / / , mercedo la calificación de(.....)

Tribunal Evaluador

Nombre

Nombre

Nombre

DEDICATORIA.

A nuestras familias y amigos.

AGRADECIMIENTOS.

A la realización de este trabajo han contribuido directa o indirectamente muchas personas, algunas de las cuales queremos mencionar especialmente.

Nuestro agradecimiento a nuestras directoras, Susana y Laura, por su gran compromiso y entusiasmo con este trabajo.

Al Director del Departamento de Química Industrial y Aplicada, Ing. Daniel León Efraín Yorio y al Director de la Escuela de Ingeniería Química, Ing. Hernán Severini, por su predisposición para atender nuestras dudas y brindarnos consejos.

A nuestro amigo, Leandro Trivelli, por haber puesto a nuestra disposición, desinteresadamente, las instalaciones y los recursos materiales y tecnológicos de la empresa “*Todo Retenes*” para la fabricación de los sellos mecánicos de las termocuplas y del retén de la boca de ingreso del hervidor de la columna de destilación.

A nuestro amigo, Diego Sampó, por su colaboración en el traspaso a formato electrónico de los planos y croquis de la columna de destilación.

A Marcos Somadossi, por su colaboración en la traducción del resumen.

A Marcos Ocaño, por su excelente trabajo en la construcción del eje y de los impulsores del sistema de agitación.

A Pablo Martín, de la empresa Electromar S.A., que nos asesoró en la compra del motor, motorreductor y variador de frecuencia para diseñar el sistema de agitación.

Al Sr. Figueroa del Taller de Vidrio de la Facultad, por la reparación de un tramo de la columna de destilación que se rompió durante el transcurso de los ensayos del presente trabajo.

A Mariano Romero, por las secciones de madera donadas.

A GEORGALOS Hnos. y al Ing. Claudio Campana por el tanque donado para el sistema de refrigeración.

A nuestros amigos de siempre y a los que nos regaló esta hermosa carrera.

Y, finalmente, a nuestros padres y hermanos, a Andre y a María, por esa confianza y ese apoyo incondicional que nos brindan siempre.

PREFACIO.

La Ingeniería Química nos enseña muchos conceptos importantes. Cuando estudiamos la resistencia de los materiales aprendemos que algunos, como el vidrio, son frágiles, es decir que no soportan grandes deformaciones antes de la rotura. Otros son muy dúctiles, como algunos alambres metálicos. Que la tenacidad de un material mide la energía que puede resistir durante la deformación plástica, antes de la fractura súbita. La resiliencia es la capacidad de un material de absorber energía elástica cuando es deformado y de cederla cuando se deja de aplicar la carga. También nos habla de la tendencia que tienen los sistemas fluidos a igualar presiones. Los materiales inertes son los que nos aseguran que no son químicamente reactivos, y por lo tanto se conservarán con el transcurso del tiempo. Nos muestra cómo los procesos naturales buscan el equilibrio, pero ese equilibrio es dinámico. ¿Qué significa esto? A pesar que el concepto de equilibrio da la idea de no variación en el tiempo de las propiedades del sistema, el equilibrio dinámico es aquél en el cual se realizan dos transformaciones opuestas simultáneamente y a la misma velocidad; lo que indica que los componentes que forman parte del mismo se están transformando permanentemente, manifiestan una gran actividad. Un sistema en desequilibrio está en un estado de competencia entre energía mínima y máximo desorden, y tiende a encontrar su equilibrio. Todo sistema busca y tiende a alcanzar el estado de equilibrio en las condiciones en que se encuentra. ¿Pero cómo lo busca? Tratando de contrarrestar la causa que lo sacó de ese estado. Contrarrestar no significa “oponerse”, es “acomodar” las cosas para que el cambio se sienta lo menos posible.

Todos estos conceptos se utilizaron en el transcurso del Proyecto Integrador, en los momentos de la elección del motor y el acero inoxidable para el sistema de agitación; al seleccionar el equipamiento complementario para el enfriamiento y almacenamiento del producto; al saber lo importante de reconocer al vidrio como sustancia frágil, que si lo sometemos a tensión se puede fisurar, que los resultados

pueden ser fatales si luego lo exponemos a diferencias entre la presión interna y la externa superando la resistencia del material; que lo ideal es que la columna opere en el equilibrio dinámico de sus fases en cada etapa; éstos y otros quehaceres, entre los que se encuentra el famoso refrán argentino *“lo atamos con alambre”*.

Y aquí lo valioso del trabajo, que no sólo estas propiedades son características de los materiales, sino que también pueden usarse para consolidar nuestra formación en la vida. Ustedes mostraron una gran tenacidad, ya que a pesar de haber soportado varios avatares, no se quebraron nunca y llegaron a la concreción del proyecto. Cultivaron su resiliencia, tomada como la capacidad de soportar y recuperarse ante desastres y perturbaciones, pues lograron sobreponerse a los resultados desfavorables, reconstruyendo sus vínculos internos y haciendo prevalecer la condición colectiva estable, potenciando su propia sinergia. Vivenciaron lo importante que es soportar las presiones externas y sus propias presiones internas tratando de buscar un equilibrio, pero un equilibrio dinámico; el punto de intersección entre el caos y la pasividad. Lograron de ser inertes frente a las adversidades, que no fueron pocas. Demostraron ser dúctiles, amoldándose a los cambios, siempre con un gran sentido de empatía.

Todas estas vivencias, tanto en lo emocional como técnicas construyen la confianza sobre los tópicos que tendrán que afrontar en la vida profesional. El desarrollo de este proyecto confirma que son merecedores del título que hoy se les otorga.

Una nueva etapa comienza en sus vidas, sólo me queda agradecerles por los momentos compartidos y por el humilde, pero muy importante aporte que dejan a nuestra carrera.

Susana Martínez.

ÍNDICE GENERAL.

NOMENCLATURA.....	xiii
ÍNDICE DE TABLAS.....	xxv
RESUMEN.....	xxix
SUMMARY.....	xxxi
INTRODUCCIÓN.....	1
OBJETIVO GENERAL.....	5
OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	5
PRIMERA PARTE. GENERALIDADES DE LA DESTILACIÓN.....	7
CAPÍTULO 1. DESTILACIÓN.....	9
1.1. INTRODUCCIÓN.....	9
1.2. CONSIDERACIONES TERMODINÁMICAS DEL EQUILIBRIO L-V.....	11
1.3. TRANSFERENCIA DE MASA EN EL EQUILIBRIO L-V.....	18
1.3.1. DIFUSIÓN MOLECULAR.....	21
1.3.2. DIFUSIÓN INTERFACIAL.....	23
1.3.3. ETAPAS DE EQUILIBRIO.....	27
1.4. EQUIPOS UTILIZADOS EN LA DESTILACIÓN.....	31
1.4.1. TORRES DE PLATOS.....	31
1.4.2. TORRES DE RELLENO.....	34
Inundación de la columna empacada.....	36
1.4.3. TORRES DE RELLENO FRENTE A TORRES DE PLATOS.....	40
SEGUNDA PARTE. PUESTA EN MARCHA DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.....	43
CAPÍTULO 2. DISEÑO DE LA OPERACIÓN DE DESTILACIÓN.....	45

2.1. INTRODUCCIÓN.....	45
2.2. MATERIALES Y MÉTODOS.....	46
2.2.1. PAQUETE TERMODINÁMICO.....	46
2.2.2. ESTIMACIÓN DE R_{\min} , N Y N_{alim}	47
2.2.3. CÁLCULO RIGUROSO DEL PROCESO DE DESTILACIÓN.....	49
2.2.4. PUESTA EN MARCHA DE LA COLUMNA.....	53
2.3. RESULTADOS.....	57
2.3.1. PAQUETE TERMODINÁMICO.....	57
2.3.2. ESTIMACIÓN DE R_{\min} , N Y N_{alim}	58
2.3.3. CÁLCULO RIGUROSO DEL PROCESO DE DESTILACIÓN.....	60
2.3.4. PUESTA EN MARCHA.....	63
2.3.5. SEGUIMIENTO DE LA DESTILACIÓN.....	66
2.4. CONCLUSIÓN.....	68
TERCERA PARTE. MEJORAMIENTO DE LAS CONDICIONES OPERATIVAS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.....	71
CAPÍTULO 3. AGITACIÓN.....	73
3.1. INTRODUCCIÓN.....	73
3.1.1. AGITACIÓN Y MEZCLADO.....	73
3.1.2. MOTORES ELÉCTRICOS.....	82
3.1.3. ACCIONAMIENTO MÉCANICO.....	85
3.1.4. DETERMINACIÓN DE LA POTENCIA NECESARIA.....	87
3.1.5. DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD DE GIRO.....	89
3.1.6. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE EJES E IMPULSORES.....	91
3.2. MATERIALES Y MÉTODOS.....	96
3.2.1. DISEÑO DE IMPULSORES.....	96

3.2.2.	ESTIMACIÓN DE LA POTENCIA NECESARIA.....	96
3.2.3.	ESTIMACIÓN DE LA VELOCIDAD DE GIRO.	98
3.2.4.	DISEÑO DEL DEL ACOMPLAMIENTO MECÁNICO.....	98
3.2.5.	SELECCIÓN DE LOS MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.....	99
3.2.6.	VERIFICACIÓN DEL SISTEMA DE AGITACIÓN	100
3.3.	DISEÑO Y EJECUCIÓN.....	101
3.3.1.	DISEÑO DE IMPULSORES.....	101
3.3.2.	DETERMINACIÓN DE LA POTENCIA REQUERIDA.....	106
3.3.3.	ESTIMACIÓN DE LA VELOCIDAD DE GIRO.	109
3.3.4.	DISEÑO DEL ACOPLAMIENTO MECÁNICO.....	112
3.3.4.1.	Acoplamiento mecánico del eje del agitador.....	112
3.3.4.2.	Soporte del motor.	113
3.3.5.	SELECCIÓN DE LOS MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.....	114
3.4.	RESULTADOS.....	117
3.5.	CONCLUSIÓN.....	120
3.5.1.	ASPECTOS A MEJORAR.....	120
CAPÍTULO 4.	PERFIL TÉRMICO.	123
4.1.	INTRODUCCIÓN.....	123
4.2.	MATERIALES Y MÉTODOS.....	125
4.3.	RESULTADOS.....	127
4.4.	CONCLUSIÓN.....	133
CAPÍTULO 5.	OPERACIÓN EN CONTINUO.....	135
5.1.	INTRODUCCIÓN.....	135
5.2.	MATERIALES Y MÉTODOS.....	136
5.3.	RESULTADOS.....	139

5.4. CONCLUSIÓN.....	142
5.4.1. ASPECTOS A MEJORAR.....	143
CAPÍTULO 6. REFRIGERACIÓN.....	145
6.1. INTRODUCCIÓN.....	145
6.1.1. TRANSFERENCIA DE CALOR A TRAVÉS DE LAS PAREDES.	152
6.1.2. TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN.	154
6.1.3. TRANSFERENCIA DE CALOR POR EVAPORACIÓN.....	155
6.2. MATERIALES Y MÉTODOS.....	160
6.3. RESULTADOS.....	162
6.4. CONCLUSIÓN.....	166
CAPÍTULO 7. ANÁLISIS DE VIABILIDAD ECONÓMICA PARA PRESTACIÓN DE SERVICIOS.....	167
7.1. INTRODUCCIÓN.....	167
7.2. MATERIALES Y MÉTODOS.....	167
7.2.1. ALTERNATIVA N°1.....	168
7.2.2. ALTERNATIVA N°2.....	168
7.3. RESULTADOS.....	169
7.3.1. ALTERNATIVA N°1.....	169
7.3.2. ALTERNATIVA N°2.....	171
7.4. CONCLUSIÓN.....	172
ANEXOS.....	177
8.1. ANEXO A: DATOS DE EQUILIBRIO PARA UNA MEZCLA BINARIA DE ETANOL Y AGUA A 1 atm.	177
8.2. ANEXO B: DIAGRAMA DE SELECCIÓN DEL PAQUETE TERMODINÁMICO.....	178

8.3.	ANEXO C: ECUACIONES EMPÍRICAS DEL MÉTODO FUG.....	179
8.3.1.	ECUACIÓN DE FRENSKE.....	179
8.3.2.	ECUACIÓN DE UNDERWOOD.....	179
8.3.3.	CORRELACIÓN DE GILILLAND.	180
8.3.4.	ECUACIÓN DE KIRKBRIDE.....	181
8.4.	ANEXO D. PROPIEDADES MECÁNICAS DE DISTINTOS TIPOS DE ACEROS INOXIDABLES.	183
8.5.	ANEXO E. TABLAS DE SELECCIÓN DE ACOPLER MECÁNICOS.....	184
8.6.	ANEXO F. DATOS DE POTENCIA EN FUNCIÓN DE LA VELOCIDAD DE GIRO, PARA LA SELECCIÓN DEL MOTOR.	187
8.7.	ANEXO G: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR KAIFA DE 1/8 hp.	189
8.8.	ANEXO H: CARACTERÍSTICAS DEL ACOPLER ELÁSTICO GUMMI A-20. 191	
8.9.	ANEXO I: RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN.....	192
8.10.	ANEXO J: MANUAL DE USUARIO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.....	193
	BIBLIOGRAFÍA.	207

NOMENCLATURA.

ABREVIATURAS.

\dot{Q}	Flujo de calor.
\dot{m}	Flujo másico de agua.
\dot{m}	Caudal másico.
A	Área transversal de la columna.
B	Caudal másico de residuo.
b_0	Constante de la ecuación (6. 19) con valor de $368.61 \text{ kJ m}^{-2} \text{ d}^{-1} \text{ mm Hg}^{-1} (\text{m s}^{-1})^{-1}$.
BCC	Estructura cristalina cúbica centrada en el cuerpo.
C	Concentración en moles/L.
C_P	Capacidad calorífica másica.
D	Diámetro característico de un sistema de agitación. Difusividad. Diámetro de la columna de destilación. Caudal másico de destilado.
D'	Caudal molar de destilado.
d_t	Diámetro de tubos.
E	Eficiencia de la etapa de separación. Distancia entre la línea media del impulsor al fondo del tanque.
e	Espesor de pared.
e_a	Presión del vapor de agua inmediatamente encima de la superficie.
e_s	Presión del vapor saturado a la temperatura del agua en el tanque (mm Hg).
f	Fugacidad.
F	Grados de libertad del sistema. Coeficiente de transferencia de masa local. Caudal másico de alimentación.
FCC	Estructura cristalina cúbica centrada en las caras.
F_{iv}	Valor del eje de las abscisas de la <i>Figura 1- 18</i> .
Fr	Froude.

f_s	Factor de servicio.
FUG	Frenske-Underwood-Gililand.
G	Energía libre de Gibbs. Densidad de flujo másico del vapor.
g	Aceleración de la gravedad.
G'	Densidad de flujo molar de gas.
g_c	Factor de conversión.
GC-EOS	Ecuación de estado de contribución de grupos.
H	Altura del líquido en el tanque agitado. Entalpía.
h	Coefficiente de transferencia de calor.
HETP	Altura equivalente de plato teórico.
H_{rel}	Humedad relativa del ambiente.
J	Ancho de los deflectores del tanque agitado.
J^*	Densidad de flujo molar, referido a la velocidad molar promedio de todos los componentes.
K	Coefficiente de distribución o reparto. Coefficiente de transferencia de masa global.
k	Coefficiente de transferencia de masa para cada fase. Conductividad térmica. Porcentaje de inundación de la columna.
K_1, K_2, K_3	Constantes de la ecuación (1. 21).
L	Flujo másico de líquido. Largo de las palas de los impulsores.
L'	Flujo molar de líquido.
L_t	Largo de tubos.
n	Cantidad de moles presentes en el sistema. Velocidad de giro del impulsor del sistema de agitación en rpm.
N	Número de componentes del sistema. Densidad de flujo molar referida a coordenadas estacionarias. Número de etapas teóricas de equilibrio obtenido por el método FUG.
n_t	Cantidad de tubos.

NUT	Número de unidades de transferencia.
P	Presión total del sistema. Potencia del sistema de agitación.
PM	Peso molecular.
Pr	Prandtl.
PTFE	Politetrafluoroetileno, más conocido como Teflón®.
q	Flujo volumétrico total.
R	Constante de los gases ideales. Relación de reflujo externo.
Ra	Rayleigh.
Re	Reynolds.
S	Entropía del sistema.
Si-S6	Relaciones estándar de un agitador de turbina.
T	Temperatura del sistema.
t	Tiempo.
U	Coefficiente global de transferencia de calor.
U _v	Velocidad del viento (m s^{-1}) a una altura de referencia de 2 m.
V	Volumen del sistema. Flujo másico de vapor.
v	Volumen parcial.
W	Cantidad de residuo en el hervidor, una vez finalizada la operación de destilación en estado no estacionario. Altura de las palas de los impulsores.
x	Fracción molar en fase líquida.
y	Fracción molar en fase vapor.
Z	Dirección de la difusión referida a un eje de coordenadas cartesianas. Distancia recorrida por el componente que difunde. Altura de relleno de la columna de destilación.
z	Fracción másica de la alimentación.
ΔT_{ln}	Diferencia de temperatura logarítmica media.

LETRAS GRIEGAS

α	Volatilidad relativa de la mezcla.
γ	Coeficiente de actividad.
ε	Factor de empaque de una torre de relleno.
λ	Constante de la ecuación (6. 19) con valor de $311.02 \text{ kJ m}^{-2} \text{ d}^{-1} \text{ mm Hg}^{-1} \text{ K}^{-1/3}$.
μ	Potencial químico.
	Viscosidad.
π	Número de fases del sistema.
ϕ	Coeficiente de fugacidad.
ψ	Relación de la densidad del agua con la relación del líquido.
Γ	Constante de integración para definir al potencial químico
ρ	Densidad.

SUBÍNDICES/SUPERÍNDICES.

“	Volumétrico.
°	Estado de referencia.
	Condición de equilibrio en la interfase L-V.
1	Componente 1.
2	Componente 2.
agua,abs	Temperatura absoluta del agua (°K).
agua,v	Temperatura virtual del agua (°K)
aire,abs	Temperatura absoluta del aire (°K).
aire,v	Temperatura virtual del aire (°K).
alim	Posición de la alimentación de la columna de destilación.
B	Hervidor.
	Corriente de residuo.
batch	Indica la condición de operación en batch.
C	Condensador.
cond	Transferencia de calor por conducción.

conv	Transferencia de calor por convección.
D	Corriente de destilado.
evap	Transferencia de calor por evaporación.
ext	Externo.
f	Condición final.
F	Corriente de alimentación.
Fr	Froude.
G	Fase gaseosa.
i	Especie "i". Condición inicial.
i.g.	Condición de gas ideal.
ice	Intercambiador de calor externo.
in	Entrada.
inund	Condición de inundación de la columna de destilación.
k	Porcentaje de la condición de inundación.
l	Fase líquida.
M	Mezcla.
MG	Indica la eficiencia de Murprhee de la fase gaseosa.
mín	Mínimo.
n	Número de etapa de equilibrio.
op	Operación en estado no estacionario necesaria para que el sistema entre en régimen.
out	Salida.
P	Potencia.
pared	En la pared.
pel	Película.
Pr	Prandtl.
Ra	Rayleigh.
Re	Reynolds.
sat	Saturación.
sup	Superficie.
t	Tanque de almacenamiento del agua.

total	Al finalizar la operación intermitente.
v	Fase vapor.
w	Pared.
z	Dirección de la difusión referida a un eje de coordenadas cartesiano.
π	Número de fases.

ÍNDICE DE FIGURAS.

CAPÍTULO 1.

Figura 1- 1. Clasificación de las principales operaciones unitarias.	10
Figura 1- 2. Diagrama P-T-x,y para un equilibrio vapor-líquido.	17
Figura 1- 3. Azeótropo de presión mínima.	19
Figura 1- 4. Azeótropo de presión máxima.	19
Figura 1- 5. Azeótropo de temperatura de ebullición máxima.	20
Figura 1- 6. Azeótropo de temperatura de ebullición mínima.	20
Figura 1- 7. Difusión interfacial de la especie 1.	24
Figura 1- 8. Alejamiento de las concentraciones de las fases totales del equilibrio.	25
Figura 1- 9. Diferencias globales de concentración.	26
Figura 1- 10. Esquema de una etapa de equilibrio en un proceso de destilación.	28
Figura 1- 11. Esquema de una torre de destilación.	32
Figura 1- 12. Tipos de columnas de destilación.	32
Figura 1- 13. Sección interna de una columna de destilación de platos.	33
Figura 1- 14. Diferentes configuraciones de platos, de columnas de destilación.	34
Figura 1- 15. Tipos de rellenos al azar para torres de destilación.	37
Figura 1- 16. Empaque regular de tipo rejilla.	37
Figura 1- 17. Eficiencia en función de la velocidad del vapor. (Wankat, 2008).	38
Figura 1- 18. Correlación generalizada para inundación de columnas empacadas. ...	40

CAPÍTULO 2.

Figura 2- 1. Módulo "Short Cut Column" de UniSim Design.	48
Figura 2- 2. Algoritmo para destilación por un método empírico.	50
Figura 2- 3. Módulo "Distillation Column" de UniSim Design.	51
Figura 2- 4. Diagrama de fases T-x,y de una mezcla etanol-agua 1 atm.	58

Figura 2- 5. Módulo "Destillation Column" de "UniSim Design.....	63
Figura 2- 6. Funcionalidad de $1/(x_D - x_W)$ con x_W , para resolver la ecuación (2. 6).	64
Figura 2- 7. Curva de T vs t, para cálculo de potencia efectiva en el hervidor.....	66

CAPÍTULO 3.

Figura 3- 1. Tanque típico de proceso con agitación.	75
Figura 3- 2. Tipos de rodetes de mezcla.	76
Figura 3- 3. Medidas de un agitador de turbina.	77
Figura 3- 4. Patrones de flujo en un recipiente agitado.....	79
Figura 3- 5. Componentes de la velocidad dentro de un tanque agitado.	79
Figura 3- 6. Formación de vórtice y tipo de flujo en un tanque agitado.....	80
Figura 3- 7. Agitador no centrado.	81
Figura 3- 8. Impulsor con entrada lateral.	82
Figura 3- 9. Modelo de flujo en un tanque con placas deflectoras.	82
Figura 3- 10. Clasificación de los motores eléctricos.	83
Figura 3- 11. Esquema de un motor eléctrico de CA asincrónico trifásico.....	84
Figura 3- 12. Esquema de un motor eléctrico asincrónico monofásico universal.	85
Figura 3- 13. Acople directo rígido.....	86
Figura 3- 14. Acople directo semirrígido o elástico.	87
Figura 3- 15. Monómero y unidad de repetición del PTFE (Wade, 2004).	92
Figura 3- 16. Formación del Grilón o Nylon 6.....	94
Figura 3- 17. Clasificación de las aleaciones.	95
Figura 3- 18. N_p en función de NRE para impulsores de seis palas.	98
Figura 3- 19. Puntos de muestreo de temperatura en el hervidor.....	101
Figura 3- 20. Fotografía del hervidor.	105
Figura 3- 21. Impulsores diseñados, soldados al eje del sistema de agitación.	107
Figura 3- 22. Motor eléctrico trifásico de 1/8 de HP.	108
Figura 3- 23. Motorreductor de relación 1/20.	111

Figura 3- 24. Variador electrónico de frecuencia.....	111
Figura 3- 25. Soporte mecánico del sistema de agitación.....	114
Figura 3- 26. T vs t en los puntos T1 y T2. Sin agitación a 3000W de potencia.....	117
Figura 3- 27. T vs t en los puntos T3 y T4. Sin agitación a 3000W de potencia.....	118
Figura 3- 28. T vs t en los puntos T1 y T2. Agitación a 135rpm, a P=3000W.....	118
Figura 3- 29. T vs t en los puntos T3 y T4. Agitación a 135rpm, a P=3000W.....	119
Figura 3- 30. T vs t en los puntos T3 y T4. Agitación a 67,5 rpm, a P=3000W.....	119

CAPÍTULO 4.

Figura 4- 1. T vs N, en una columna de destilación, de una mezcla etanol-agua.	124
Figura 4- 2. Diagrama T-x,y para una mezcla de etanol-agua a 1 atm.	124
Figura 4- 3. Termocupla incorporada en la columna de destilación.	126
Figura 4- 4. Datalogger de cuatro canales, para termocuplas tipo K y J.....	127
Figura 4- 5. Perfil térmico obtenido de la simulación del proceso de destilación.....	128
Figura 4- 6. T vs t; Altura de alimentación 61cm. Prueba del 21/10.	129
Figura 4- 7. T vs t; Altura de alimentación 61cm. Prueba del 22/10.	129
Figura 4- 8. T vs t; Altura de alimentación 34cm. Prueba del 23/10.	130
Figura 4- 9. T vs t; Altura de alimentación 34cm. Prueba del 29/10.	130
Figura 4- 10. Perfiles térmicos de la columna de destilación.	131

CAPÍTULO 5.

Figura 5- 1. Sistema de alimentación de la columna de destilación.....	137
Figura 5- 2. Esquema y fotografía del sistema de recolección de residuos.	138
Figura 5- 3. Recolección de la corriente de destilado D.	139
Figura 5- 4. D, B, xD y xB en función del tiempo (22/10).	140
Figura 5- 5. D, B, xD y xB en función del tiempo (23/10).	140

Figura 5- 6. D, B, x_D y x_B en función del tiempo (29/10).....	141
---------------------------------------------------------------------	-----

CAPÍTULO 6.

Figura 6- 1. Esquema y fotografía del condensador de la columna de destilación....	146
Figura 6- 2. Esquema (a) y fotografía (b) del intercambiador de calor externo.....	147
Figura 6- 3. Balance de calor en el tanque pulmón de agua.	148
Figura 6- 4. Transmisión de calor a través de las paredes del tanque.	152
Figura 6- 5. Esquema del sistema de recirculación del agua de refrigeración.....	161
Figura 6- 6. Sistema de recirculación del agua de refrigeración.	162
Figura 6- 7. Progresión de la T del agua de refrigeración.....	163
Figura 6- 8. Progresión de la T del agua de refrigeración; Prueba del 21/10.	164
Figura 6- 9. Progresión de la T del agua de refrigeración; Prueba (1) del 22/10.....	164
Figura 6- 10. Progresión de la T del agua de refrigeración; Prueba (2) del 22/10.....	165
Figura 6- 11. Progresión de la T del agua de refrigeración; Prueba del 23/10.	165

ANEXOS.

Figura B- 1. Árbol de selección del modelo termodinámico. El recorrido marcado es el adecuado para una mezcla de etanol-agua.....	178
Figura C- 1. Correlación de Gilliland.....	181
Figura E- 1. Potencia nominal en HP.	184
Figura E- 2. Factores de servicio.	185
Figura E- 3. Selección del modelo del acople Gummi.	186

Figura G- 1. Dimensiones principales del motor trifásico asíncrono de 4 polos Kaifa MS 562-4.....	189
Figura H- 1. Dimensiones principales del acople elástico Gummi A-20.....	191
Figura J- 1. Esquema general de la columna de destilación modificada.....	196
Figura J- 2. Esquema del sistema de agitación del hervidor.	197
Figura J- 3. Interruptores I1, I2 e I3.	197
Figura J- 4. (a) Controladores C2 y C3; (b) Controlador C1.	198

ÍNDICE DE TABLAS.

CAPÍTULO 1.

Tabla 1- 1. Constantes a utilizar en la ecuación (1. 21).....	30
Tabla 1- 2. Columnas de platos frente a columnas empacadas.	42

CAPÍTULO 2.

Tabla 2- 1. Variables fijas para la estimación de R_{\min} , N y N_{ALIM}	59
Tabla 2- 2. Valores de R_{\min} , N y N_{ALIM} obtenidos mediante simulación.	59
Tabla 2- 3. Variables dato utilizadas para el cálculo de F	60
Tabla 2- 4. Valores de F obtenidos para cada valor de R propuesto.	61
Tabla 2- 5. Variables dato utilizadas para simular el proceso de destilación.	61
Tabla 2- 6. Resultados obtenidos del proceso de simulación de destilación.....	62
Tabla 2- 7. Valores de las variables operativas para la puesta en marcha.	65
Tabla 2- 8. Características de las mezclas de etanol-agua utilizadas.	65
Tabla 2- 9. Resultados obtenidos de la destilación.	68

CAPÍTULO 3.

Tabla 3- 1. Relaciones estándar de un agitador de turbina.....	78
Tabla 3- 2. Velocidades de giro comunes de los distintos tipos de impulsores.	91
Tabla 3- 3. Dimensiones del impulsor A.	104
Tabla 3- 4. Dimensiones del impulsor B.....	106
Tabla 3- 5. Tiempos de mezcla obtenidos a partir de la ecuación (3. 4).....	110
Tabla 3- 6. Características del manchón elástico de la marca Gummi.....	113
Tabla 3- 7. Propiedades del Teflón, Grilón y del acero inoxidable ASTM 304.	115

CAPÍTULO 4.

Tabla 4- 1. Resumen de los perfiles térmicos.....	132
---------------------------------------------------	-----

CAPÍTULO 7.

Tabla 7- 1. Capacidad de procesamiento de la columna de planta piloto.....	170
Tabla 7- 2. Caudales de etanol de una empresa farmacéutica.	171
Tabla 7- 3. Costos asociados a la propuesta de la alternativa 2.	174
Tabla 7- 4. Ingresos asociados a la propuesta de la alternativa 2.	175
Tabla 7- 5. Ganancias asociadas a la propuesta de la alternativa 2.	175

ANEXOS.

Tabla A- 1. Datos de equilibrio V-L para etanol y agua a 1 atm.....	177
Tabla D- 1. Propiedades mecánicas de algunos aceros inoxidables.....	183
Tabla F- 1. Potencia requerida en función de la velocidad de giro.	187
Tabla G- 1. Dimensiones principales del motor trifásico asíncrono de 4 polos Kaifa MS 562-4.....	190
Tabla G- 2. Características operativas del motor Kaifa MS 562-4.....	190

Tabla H- 1. Características y dimensiones principales del acople elástico Gummi A-20.....	191
Tabla I- 1.Resultados de la simulación de la operación de destilación.....	192
Tabla J- 1. Localización de fallas y soluciones.	201

RESUMEN.

La destilación es la operación más utilizada para enriquecer una mezcla de etanol y agua. Consiste en la separación mediante etapas sucesivas de equilibrio líquido-vapor, en la cual se combinan transferencias de masa y energía.

En el *Capítulo 1* se describen las generalidades de este proceso y las consideraciones necesarias a tener en cuenta para diseñar una operación de destilación, como las propiedades de las mezclas, las condiciones del equilibrio y los diferentes tipos de equipos utilizados. La columna de destilación ubicada en la planta piloto de la Facultad, es una torre de relleno empacada al azar con anillos Rasching, que fue diseñada para operar en proceso batch, provista de un hervidor eléctrico en su base y de un condensador en la cabeza de la misma, utilizando como fluido refrigerante agua del servicio de la Facultad. El objetivo general de este trabajo es optimizar el equipo para poder operar en continuo y recuperar etanol de efluentes industriales.

En el *Capítulo 2* se presenta el modelado de la operación de destilación realizado mediante el simulador de procesos UniSim Design®.

En el *Capítulo 3* se trata el diseño y la implementación de un sistema de agitación para homogeneizar la temperatura en el hervidor. Se instala un motor de 1/8HP de potencia para accionar dos impulsores de acero inoxidable de palas planas inclinadas, que permiten eliminar los gradientes térmicos dentro del hervidor.

En el *Capítulo 4* se analiza la utilidad del conocimiento del perfil térmico de la columna durante su operación. Se instalan 4 termocuplas a lo alto de la columna para poder determinar las temperaturas a distintas alturas.

En el *Capítulo 5* se trata el pasaje de funcionamiento en batch al funcionamiento continuo de la columna. Se instalan sistemas de alimentación de la columna y de recolección del destilado y el residuo.

En el *Capítulo 6* se analiza la eficiencia del sistema de refrigeración. Se modifica dicho sistema para recircular el agua de refrigeración y se logra disminuir su consumo notablemente.

Finalmente, en el *Capítulo 7* se presenta un análisis económico de la operación de la columna con el fin de determinar la posibilidad de brindar servicio para la recuperación de etanol de una industria en particular que tiene este tipo de residuo. Se concluye que la capacidad de procesamiento de la columna (708,48L/mes de etanol) no es suficiente para tal fin, considerando que la industria analizada vierte 28.800L/mes de etanol. Sin embargo, queda abierta la posibilidad de otorgar este servicio a otra industria de menor envergadura, o realizar un estudio más detallado para el diseño de una columna capaz de procesar los caudales vertidos por la industria analizada anteriormente. Para lo cual, el presente trabajo establece el precedente, brindando parámetros para un funcionamiento adecuado de la columna existente en la planta, la cual serviría como instancia previa de escalado.

La refuncionalización de la columna para uso didáctico fue todo un éxito; se implementaron mejoras en la operación, se la preparó para el funcionamiento en continuo y se confeccionó un manual completo con instrucciones de uso, posibles problemas y sus soluciones, y planos a escala de la misma.

Palabras Clave: destilación; etapa de equilibrio; operación continua; refrigeración; perfil Térmico; agitación; UniSim Design®.

SUMMARY.

Distillation is the most commonly used method for enriching a mixture of ethanol and water. This method consists of separation through successive stages of vapor-liquid equilibrium, which generates mass and energy transfers.

Chapter one describes the generalities of this process and the necessary considerations to be taken into account to design a distillation operation, such as mixture properties, conditions of equilibrium and the different types of equipment used. The distillation column, located in the pilot plant of the Faculty of Exact, Physical, and Natural Sciences, is a filling tower randomly packed with Rasching rings which was designed to operate in batch processing mode. It is equipped with an electrical kettle in the base and a condenser in the head. Water from the distribution network of the Faculty is used as refrigerant fluid. The general intent of this work is to optimize the equipment to be able to operate in a continuous process, and thus, regain ethanol from industrial effluents.

Chapter two presents the distillation operation model conducted with the process simulator UniSim Design®.

Chapter three is about the design and implementation of a system of agitation to homogenize the temperature in the kettle. An engine of 1/8 HP power has been installed to operate two stainless steel impellers with inclined flat blades which allowed for the elimination of thermal gradients within the kettle.

In chapter four, the utility of the thermal profile knowledge of the column during its operation is analyzed. Four thermocouples are installed along the column height to determine temperatures at different heights.

Chapter five discusses the change from the column operating in batch processing mode to the continuous operation of the column. Supply systems and systems for collecting the distillate and the waste are also installed in the column.

Chapter six analyzes the efficiency of the refrigeration system. This system is modified to recirculate the required cooling water, and thus, the water consumption is considerably reduced.

Finally, Chapter seven presents an economic analysis of the column operation in order to determine the possibility of offering an ethanol regaining service to one industry that have this type of residue. It concludes that the column capacity of processing (708,48L/mes) is not enough to that end, considering that the analyzed industry discharges 28.800L/h. However, the possibility to grant this service is open to smaller-scale industries, as well as the conducting of a more detailed study for the design of a column equipped for the treatment of industrial discharges of the analyzed industry. For this purpose, the present work establishes the precedent, offering parameters for an adequate functioning of the column in the plant, which might serve as an instance of a model for the new column.

The refunctionalization of the column to its didactic use was quite a success. The column operation was improved, and it was prepared for continuous operation. Moreover, an instruction manual was produced including potential problems and their solutions and a scale drawing of the column.

Keywords: distillation, equilibrium stage, continuous operation, refrigeration, thermal profile, agitation, UniSim Design®.

“El alquimista todavía está con nosotros, si bien oculto por las montañas de los cálculos de ordenador. Las decisiones y acciones que conducen a una operación sin problemas dependen del “arte” del profesional. Un diccionario define el arte como un “poder creativo personal no analizable”. Es este poder, más la experiencia, lo que marca la diferencia entre el éxito o el fracaso del equipo de proceso.”
(D. B. McLaren y J. C. Upchurch).

INTRODUCCIÓN.

La destilación es un método muy utilizado en la industria para separar los componentes de una solución, aprovechando la diferencia entre los puntos de ebullición de los componentes. Se aplica generalmente a los casos en que todos los componentes de la mezcla a resolver están presentes en las fases líquidas y vapor y son volátiles en las condiciones de trabajo. Esta operación se basa en el intercambio de masa y de energía entre ambas fases por medio de la evaporación o de la condensación de la solución original y se podría lograr una separación tan completa como se quiera; de esta forma es posible recuperar los componentes de la mezcla con la pureza deseada. El contacto entre las dos fases puede darse en flujo a contracorriente o en corriente paralela, donde se genera un equilibrio entre las mismas y se produce el mencionado intercambio de materia y energía.

Dicha operación, es llevada a cabo en equipos denominados columnas de destilación, que pueden trabajar en proceso continuo o en proceso batch; son torres cilíndricas metálicas en la mayoría de las industrias y de vidrio en plantas piloto a pequeña y mediana escala. Los componentes principales de una torre de destilación son tres: la columna en sí donde se lleva a cabo la separación de los componentes, un hervidor que se ubica en la parte más baja de la torre y a través del cual se aporta la energía necesaria para la evaporación, y un condensador ubicado en la parte superior de la torre que extrae calor del sistema para que los gases condensen.

Existen distintos tipos de columnas de destilación, tales como la de platos, donde el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas; o torres de relleno, las cuales se encuentran llenas con un empaque o dispositivos de gran superficie, donde el líquido escurre hacia abajo a través del lecho empacado, al tiempo que exponen una gran superficie al contacto con el gas que está ascendiendo.

La elección de un tipo de torre u otra está dada por las condiciones de trabajo y de las características de la mezcla a resolver; en muchos casos dicha elección no es

tan simple. Las torres de platos, generalmente se prefieren cuando se trabaja con sustancias termorresistentes y que no se ven significativamente afectadas por altas caídas de presión; cuando la mezcla a separar tiene cantidades elevadas de sólidos, que pueden depositarse en los platos, los cuales son comparativamente fáciles de limpiar; cuando la transferencia de masa entre las fases es lenta, ya que el tiempo de permanencia del líquido en los platos es mayor que en las torres de relleno, entre otras. Además, este tipo de torres suelen pesar menos que las de relleno. Esto disminuye los costos de instalación y de apoyos.

En cuanto a las torres de relleno, se las prefiere cuando se debe operar al vacío; cuando se trabaja con sustancia termolábiles, ya que el tiempo de residencia del líquido en el relleno es menor que en las torres de platos; si la velocidad de flujo de líquido y de gas son relativamente bajas, lo que evita la formación de espumas en caso que las sustancias sean propensas a formarlas; cuando se trabaja con sustancias corrosivas, etc. Además, presentan bajas caídas de presión, lo que reduce los costos de energía en el evaporador, ya que aumenta la volatilidad de la mezcla dentro del hervidor y disminuye su temperatura. Las columnas de relleno pueden fabricarse de menor diámetro que las columnas de platos, ya que en estas últimas resulta complicado acceder a la torre para colocar y limpiar los mismos.

La torre de destilación ubicada en la Planta Piloto de la Facultad, es una torre de relleno empacada al azar con anillos Rasching. Está provista de un hervidor eléctrico en su base y de un condensador en la cabeza de la misma con regulador de reflujo. Además posee un punto de control de temperatura en el hervidor, un punto de control de temperatura en la cabeza y varias bocas de acceso a lo largo de la columna que pueden ser utilizadas como puntos de control de temperatura, de alimentación o de toma de muestra. En la *Figura 0- 1* se puede observar la disposición inicial de la columna de destilación de la Planta Piloto, diseñada para funcionar en una operación intermitente, por lotes o en batch.

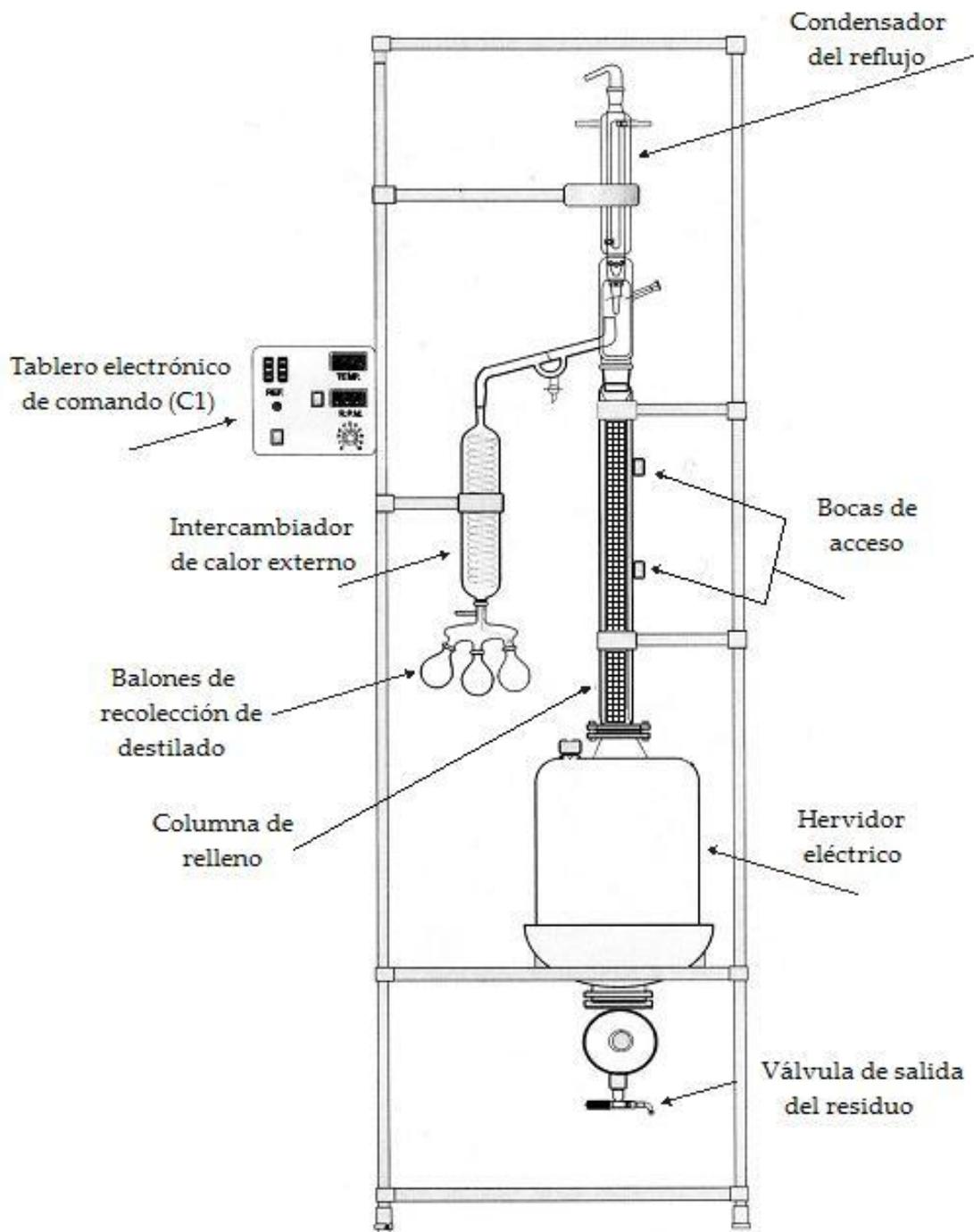


Figura 0- 1. Esquema de la columna de destilación de Planta Piloto.

El etanol, cuya fórmula química es C_2H_5OH , es un líquido incoloro e inflamable con un punto de ebullición de $78,4\text{ }^{\circ}C$, en condiciones normales de presión y temperatura. Se utiliza ampliamente en muchos sectores industriales y en el sector farmacéutico, como excipiente de algunos medicamentos y cosméticos. Es por esto que, generalmente, dentro de estas industrias se lleven a cabo procesos en

los cuales se recupere el etanol utilizado o que en los efluentes de las mismas haya presencia de cantidades apreciables de etanol. Al ser una sustancia con punto de ebullición menor que la del agua, su separación de una corriente de desecho para su recuperación puede llevarse a cabo mediante la *operación de destilación*. Cabe destacar que la mezcla de etanol y agua presenta una desviación positiva de la Ley de Raoult y forma un azeótropo de temperatura mínima (hierve a $78,2^{\circ}\text{C}$) a la concentración de 96% de peso en etanol, por lo que el grado de pureza alcanzado en el proceso de destilación estará sujeto a este hecho. El máximo de pureza será el correspondiente a la concentración azeotrópica, partiendo de una mezcla de concentración de etanol menor al 96%.

Analizando el equipo presentado en la *Figura 0- 1*, se pueden identificar ciertos puntos críticos en su funcionamiento, que pueden ser mejorados. Las resistencias calefactoras están posicionadas dentro del hervidor de tal forma que la distribución de calor no es homogénea, lo que genera interferencias en el proceso de destilación e impide llevar a cabo un diseño preciso del mismo. Por otro lado, para refrigerar el sistema y condensar el destilado se utiliza agua de red como fluido refrigerante y al no existir ningún sistema de recirculación de la misma, se consume una cantidad muy elevada de este recurso cuando se opera la columna.

El presente trabajo se enfoca en solucionar los inconvenientes mencionados anteriormente mediante el diseño de una operación de destilación continua para la separación de una mezcla binaria de etanol y agua, analizando la posibilidad de utilizar la columna de destilación de planta piloto para la prestación de servicios a industrias que lo requieran.

OBJETIVO GENERAL.

Refuncionalizar y simular la operación de la torre de destilación ubicada en planta piloto para su uso didáctico y la posible recuperación continua de etanol procedente de efluentes industriales.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS.

1. Diseñar e instalar un sistema de agitación en el hervidor de la torre de destilación.
2. Obtener el perfil de temperatura de la torre de destilación.
3. Diseñar e instalar un sistema de recirculación del agua de refrigeración de la torre de destilación.
4. Adaptar la torre al funcionamiento continuo.
5. Desarrollar un modelo de la torre de destilación.
6. Analizar la viabilidad técnica y económica para la prestación de servicios.

**PRIMERA PARTE. GENERALIDADES DE LA
DESTILACIÓN.**

CAPÍTULO 1. DESTILACIÓN.

1.1. INTRODUCCIÓN.

La gran mayoría de las operaciones unitarias en Ingeniería Química está orientada a modificar la composición de soluciones y mezclas, por lo común para separar las partes componentes de las mismas (Treybal, 1995). Los métodos de separación utilizados son muy variados. Pueden ser totalmente mecánicos, como la filtración de un sólido a partir de una suspensión en un líquido, la clasificación de un sólido por tamaño de partícula mediante tamizado o la separación de sólidos en suspensión basándose en su densidad, o pueden conllevar además transferencias de materia y/o energía, como es el caso de la cristalización, la destilación fraccionada o la evaporación. En la *Figura 1- 1* se presenta una clasificación de las principales operaciones unitarias en ingeniería química, donde se encuentran las operaciones de separación mencionadas anteriormente, entre otras. Cabe destacar que la destilación fraccionada (que a partir de este momento se denominará simplemente destilación) es el objeto de estudio del presente trabajo. En este capítulo se definirá dicha operación y se tratarán los aspectos de relevancia.

La *destilación* es una operación de separación basada en el intercambio de materia y energía entre dos fases, vapor y líquido, donde todos los componentes del sistema se distribuyen en diferentes proporciones entre las fases en el equilibrio. Se utiliza en la industria para separar los componentes de una mezcla, aprovechando la diferencia entre sus puntos de ebullición. En vez de introducir una nueva sustancia en la mezcla, con el fin de obtener la segunda fase (como se hace en las operaciones de absorción o desorción) la nueva fase se genera por evaporación de la mezcla original (Treybal, 1995).

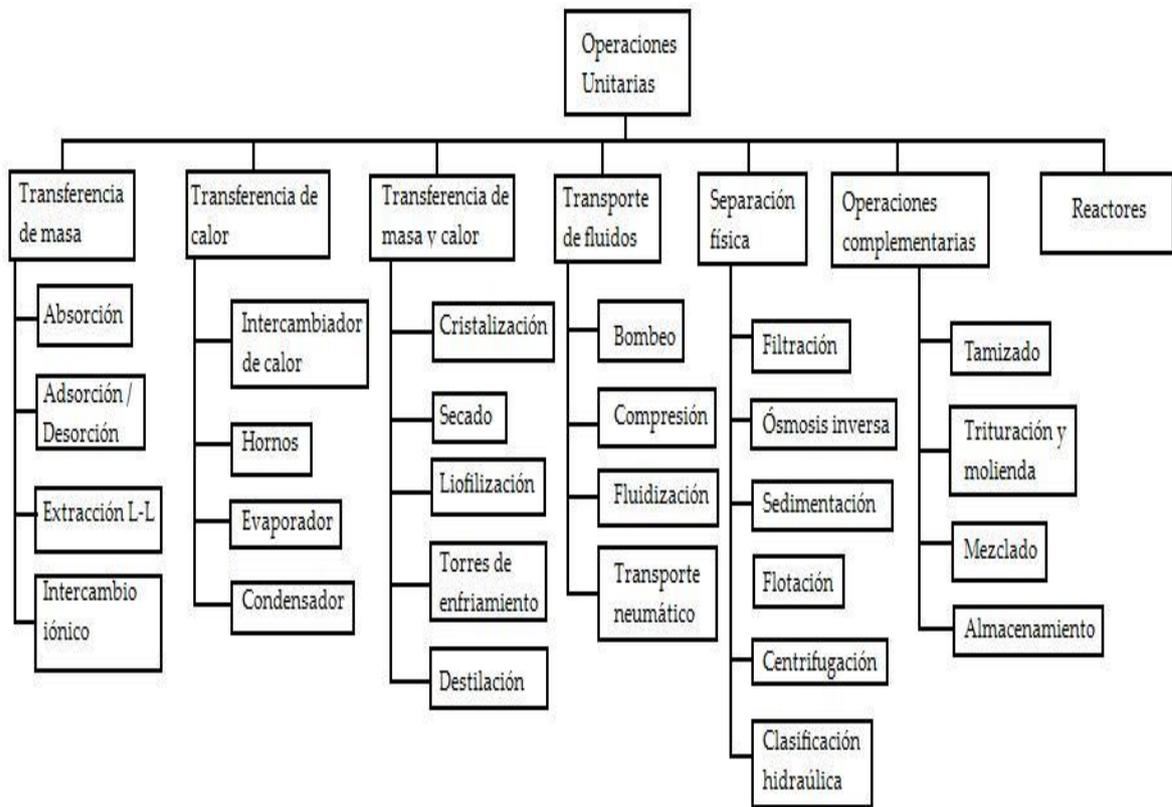


Figura 1- 1. Clasificación de las principales operaciones unitarias.

Antes de centrarnos en los aspectos referentes a los equipos de destilación y su funcionamiento, es importante conocer los fundamentos de la transferencia de materia entre una fase vapor y una fase líquida¹. Para explicar estos conceptos se trabaja con una mezcla de etanol y agua, lo que servirá posteriormente para el desarrollo del presente trabajo y el cumplimiento del objetivo general.

¹ Los tres estados de agregación de la materia (gas, líquido y sólido) permiten cinco posibilidades más de contacto interfacial. **Gas-sólido**, donde encontramos operaciones como adsorción o desorción donde la difusión se da desde el gas al sólido o viceversa, respectivamente; **líquido-líquido**, donde encontramos la operación de extracción líquida; **líquido-sólido**, como en el caso de la cristalización; **sólido-sólido** y **gas-gas**, estas últimas no son muy utilizadas en la industria, la primera por presentar velocidades de difusión muy lentas y la segunda porque la mayoría de los gases son totalmente solubles entre sí.

1.2. CONSIDERACIONES TERMODINÁMICAS DEL EQUILIBRIO L-V.

La base fundamental de la destilación es el equilibrio físico existente entre las fases de vapor y líquido del sistema. En un sistema bicomponente (que denominaremos 1 y 2) y bifásico (que denominaremos v y l)², la energía libre de Gibbs (G) para cada una de las fases depende de las siguientes variables (Smith, y otros, 2007):

$$G = G(T, P, n_1, n_2)$$

donde T y P son la temperatura y la presión del sistema respectivamente y n_1 y n_2 son los moles de etanol y agua presentes en el sistema, respectivamente. La diferencial total de la energía de Gibbs está dada por la *ecuación (1. 1)*, de acuerdo a la termodinámica clásica:

$$dG = -S dT + v dP + \sum_{\eta} \sum_{i=1}^2 \mu_i^{\pi} dn_i \quad (1. 1)$$

donde S es la entropía, v el volumen y μ_i^{π} el potencial químico de la especie i en cada fase del sistema (v y l).

El sistema se encuentra en equilibrio material si $dG = 0$. Esta ecuación se cumple sólo para un sistema cerrado que consiste en dos fases en equilibrio a temperatura y presión uniformes, donde cada fase representa un sistema abierto capaz de transferir materia con la otra fase. Ahora, si el sistema además está en equilibrio mecánico y térmico, se cumple la siguiente expresión:

$$\mu_i^v dn_i^v + \mu_i^l dn_i^l = 0$$

Como la variación de cantidad de materia de la especie i en la fase vapor es igual pero de signo opuesto que la variación del mismo componente en la fase líquida, podemos decir que:

² Esto es porque el objeto de estudio del presente trabajo es la destilación de una mezcla que consideraremos compuesta sólo por etanol y agua, y trabajaremos sobre equilibrio entre dos fases (líquido y vapor).

$$-dn_i^v = dn_i^l = dn_i$$

$$(\mu_i^v - \mu_i^l)dn_i = 0$$

$$\mu_i^v = \mu_i^l \quad (1.2)$$

Por lo tanto, las fases líquido y vapor con los mismos valores de T y P, se hallan en equilibrio cuando el potencial químico en ambas fases es el mismo para cada componente, en este caso se hace referencia a los potenciales químicos del etanol y del agua que son iguales en ambas fases. Este mismo análisis es aplicable a un sistema con n fases (Smith, y otros, 2007).

El potencial químico no se puede expresar como una magnitud absoluta ya que se define con relación a la energía interna y a la entropía, por lo que no resulta útil de forma directa para los cálculos del equilibrio de fase cuando se encuentran a la misma T y P, y debe expresarse en términos de alguna función termodinámica relacionada con magnitudes mensurables. Este es el caso de la *fugacidad* (f), una propiedad que toma el papel del potencial químico pero que no muestra sus características menos deseables, es decir la imposibilidad de expresar al potencial químico como una magnitud absoluta. La fugacidad se puede definir como una medida de la tendencia de una sustancia a escapar de una fase en la cual existe, por efecto de algún proceso químico. En el caso de los gases la fugacidad representa la presión efectiva que este ejerce, por lo que posee unidades de presión.

El concepto de fugacidad se basa en la *ecuación (1.3)*, que define a la energía libre de Gibbs para la especie i de una mezcla en estado de gas ideal (G_i^{ig}):

$$G_i^{ig} = \mu_i^{ig} = \Gamma_i(T) + RT \ln(y_i P) \quad (1.3)$$

donde μ_i^{ig} es el potencial químico de la especie i del gas ideal, Γ_i es una constante de integración a T constante, R es la constante de los gases³, y_i es la fracción molar de la

³ R = 8,314 J mol⁻¹ K⁻¹.

especie i en la fase vapor, por lo que el término $y_i P$ representa la presión parcial de i en el sistema.

Para un fluido real se escribe una ecuación análoga, la *ecuación (1.4)* que define a f_i , como la fugacidad de la especie i en el sistema:

$$G_i = \mu_i = \Gamma_i(T) + RT \ln f_i \quad (1.4)$$

Está claro que para el caso de una solución ideal:

$$f_i^{ig} = y_i P$$

Restando la *ecuación (1.3)* de la *ecuación (1.4)*, obtenemos la *ecuación (1.5)*:

$$G_i - G_i^{ig} = RT \ln \frac{f_i}{y_i P} \quad (1.5)$$

donde $G_i - G_i^{ig} = G_i^R$, es la energía libre de Gibbs residual, y $f_i / y_i P = \phi_i$, el denominado coeficiente de fugacidad para la especie i .

De igual manera que la *ecuación (1.2)*, podemos expresar que:

$$f_i^v = f_i^l \quad (1.6)$$

donde f_i^v y f_i^l son las fugacidades de la especie i en las fases vapor y líquido respectivamente.

De esta manera, las fases líquido y vapor a las mismas T y P están en equilibrio cuando la fugacidad de cada especie es igual en las dos fases. En este caso, las fugacidades del etanol y del agua son iguales en ambas fases.

Para los sistemas no ideales, la igualdad de fugacidades puede escribirse como expresa la *ecuación (1.7)*:

$$y_i \phi_i P = x_i \gamma_i f_i^0 \quad (1.7)$$

siendo x_i la fracción molar de la especie i en la fase líquida, γ_i el coeficiente de actividad de la especie i en la fase líquida y f_i^0 la fugacidad de la especie i en el estado de referencia elegido para la fase líquida.

Entonces, vemos que tanto el coeficiente de fugacidad como el coeficiente de actividad buscan explicar las desviaciones con respecto a la idealidad, en las fases vapor y líquido respectivamente. El coeficiente de fugacidad puede determinarse a partir de las propiedades volumétricas de la fase vapor, mediante la ecuación (1. 8) (Prausnitz, 2000):

$$\ln \phi_i = \frac{1}{RT} \int_0^P \left(v_i - \frac{RT}{P} \right) dp \quad (1. 8)$$

donde v_i es el volumen parcial de la especie i , el cual puede ser calculado a partir de una ecuación de estado.

El coeficiente de actividad, se define como lo indica la ecuación (1. 9)⁴:

$$\gamma_i = \frac{f_i^l}{x_i f_i^0} \quad (1. 9)$$

Existe una gran variedad de ecuaciones empíricas y semiempíricas para la estimación de coeficientes de actividad de mezclas binarias no ideales conteniendo especies polares, como es el caso de la mezcla etanol-agua. Es posible predecir los coeficientes de actividad para estas mezclas aun cuando no se dispone de datos experimentales. Los métodos de contribución de grupos (como UNIFAC y GC-EOS), a diferencia de las ecuaciones semiempíricas como las ecuaciones de Van Laar o de Margules, toman a una solución como una mezcla de grupos funcionales en vez de moléculas (Henley, y otros, 2000). En una solución de etanol y agua las contribuciones pueden deberse a cuatro grupos funcionales: un grupo H₂O, un grupo OH, un grupo CH₃ y un grupo CH₂.

⁴ La fugacidad de la especie i en la fase líquida (f_i^0) puede determinarse mediante la siguiente ecuación: $f_i^0 = \phi_i^{sat} P_i^{sat} e^{\frac{V_i^l (P - P_i^{sat})}{RT}}$. Siendo ϕ_i^{sat} el coeficiente de fugacidad de i en la fase líquida saturada, P_i^{sat} la presión de saturación de i en el líquido y V_i^l el volumen molar de la fase líquida. La exponencial se conoce como factor de Poynting (Smith, y otros, 2007).

Para la determinación de los coeficientes de actividad de una mezcla de etanol-agua⁵ se hace uso de la ecuación de estado de contribución de grupos "GC-EOS", desarrollada por Skjold-Joergensen en 1984, según el esquema de selección de los paquetes de propiedades termodinámicas mostrado en la Figura B- 1 del ANEXO B. La Ecuación GC-EOS deriva de la combinación de los principios del equilibrio termodinámico con cuatro ecuaciones: la ecuación de estado de Van der Waals, la expresión de Carnahan-Starling, la ecuación NRTL (de las siglas en inglés: nonrandom-two liquids) y el principio de los grupos de contribución, que expresa que las interacciones entre moléculas tienen lugar más bien a través de la superficie de grupos funcionales característicos que de la superficie de las moléculas originales. (Group Contribution Equation of State (GC-EOS), 1988). Este método de contribución de grupos determina las cantidades de interés para el modelado computacional del equilibrio de fases a través de la función de Helmholtz residual, a temperatura, volumen y composición especificados. Para esto divide dicha función en dos términos, uno de atracción, como una versión de contribución de grupos de una expresión de tipo NRTL dependiente de la densidad, y otro de volumen libre, basado en el modelo de esferas rígidas. Dentro del término de atracción entran en juego varios parámetros que dependen de los tipos de grupos funcionales en la molécula, de la cantidad de los mismos, de los grupos vecinos más cercanos y de la fuerza de atracción entre ellos. Estos parámetros de atracción binaria son la base de los métodos de contribución de grupos y su determinación es fundamental para correlacionar los modelos teóricos con los datos experimentales, por esto es que están en constante revisión (Group Contribution Equation of State (GC-EOS), 1988). Existen tablas con los valores de estos parámetros para una gran cantidad de grupos funcionales y su entorno (Henley, y otros, 2000).

En el equilibrio, ambas fases tienen diferentes composiciones, a excepción de los casos que exista la presencia de un azeótropo. La relación de las concentraciones

⁵ Mezcla de compuestos polares, no electrolitos, que se trabaja a una $P < 10$ atm, estimando los parámetros de interacción para un equilibrio líquido-vapor (seguir el recorrido marcado en el esquema de la Figura B- 1 del ANEXO B).

de equilibrio para un componente i entre las fases, se describe según el coeficiente de distribución o reparto (K_i) mediante la *ecuación (1. 10)* (Henley, y otros, 2000):

$$K_i = \frac{y_i^*}{x_i} \quad (1. 10)$$

siendo y_i^* la fracción molar del componente i en la fase vapor en equilibrio.

Cuanto mayor es la diferencia en las composiciones del líquido y del vapor, más fácil es realizar la separación de los componentes por medio de la destilación (Treybal, 1995). Una forma de medir esta diferencia es a través de la *volatilidad relativa* $\alpha_{1,2}$, definida como la relación de los coeficientes de distribución del componente más volátil frente al menos volátil, de modo que el valor de α sea mayor que la unidad. La *ecuación (1. 11)* define tal relación:

$$\alpha_{1,2} = \frac{K_1}{K_2} = \frac{y_1^*(1 - x_1)}{x_1(1 - y_1^*)} \quad (1. 11)$$

La volatilidad relativa es una herramienta que se usa para determinar la facilidad y la viabilidad de la separación de una mezcla por destilación. Cuanto mayor sea $\alpha_{1,2}$ es más fácil y menos costosa la separación de estos compuestos. En cambio, si $\alpha_{1,2}$ es cercana a la unidad la separación por destilación ordinaria es imposible.

Para poder visualizar la dependencia de la volatilidad relativa con la presión, y por ende la factibilidad técnica de separar una solución mediante destilación, es necesario observar el diagrama presión-temperatura-composición y los diagramas, derivados del mismo, de temperatura-composición a presión constante y de presión-composición a temperatura constante. En la *Figura 1- 2* (Smith, y otros, 2007) se muestra el equilibrio líquido-vapor de una mezcla binaria en la que los componentes líquidos forman una solución homogénea en cualquier proporción, y en donde no se observa un comportamiento de punto de ebullición máximo o mínimo (azeotropía).

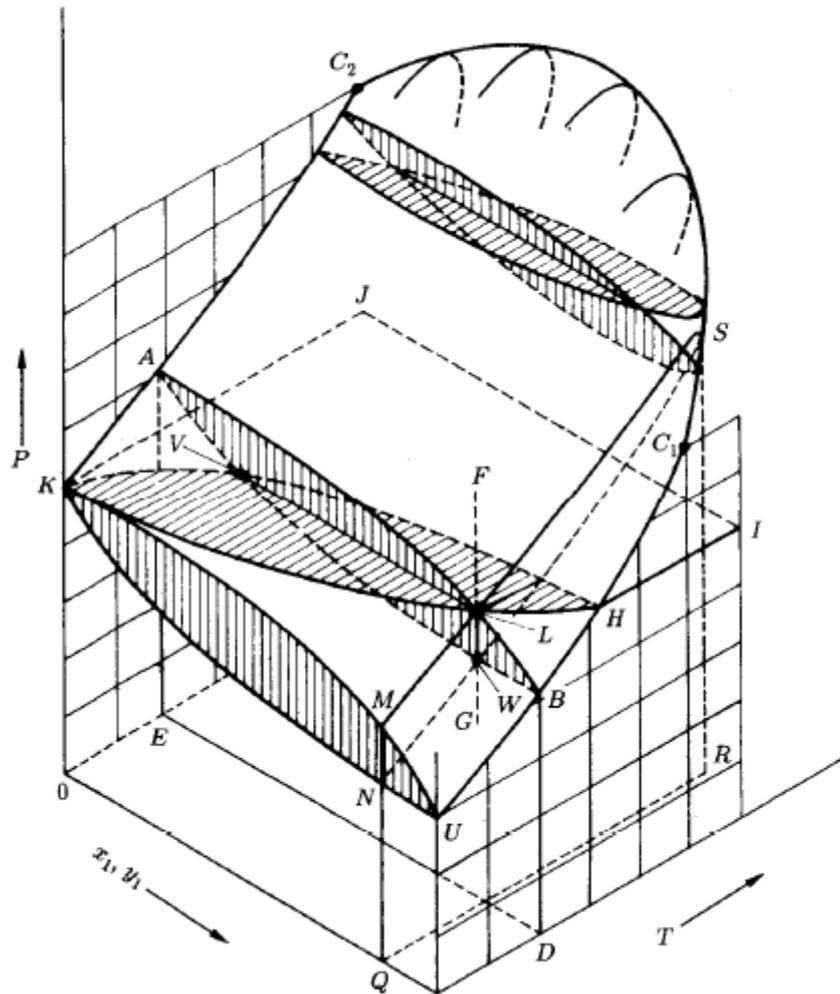


Figura 1- 2. Diagrama P-T-x,y para un equilibrio vapor-líquido.

Mediante la regla de las fases⁶, si las condiciones son las que favorecen la presencia de dos fases en una mezcla de dos componentes, encontramos que las variables a fijar son 2:

$$F = 2 - \pi + N = 2 - 2 + 2 = 2$$

Donde: F son los grados de libertad del sistema, π las fases presentes y N el número de componentes.

Cuando existen desviaciones negativas de la linealidad planteada en la ley de Raoult, y además éstas son lo suficientemente grandes, la curva P-x presenta un

⁶ Para sistemas de fases múltiples en equilibrio, el número de variables independientes que deben fijarse en forma arbitraria fin de establecer su estado intensivo se proporciona por la célebre regla de las fases de J. Willard Gibbs, quien la dedujo por medio de un razonamiento teórico (Smith, y otros, 2007).

mínimo, como se puede observar en la *Figura 1- 3* (Smith, y otros, 2007). También se puede apreciar que la curva P-y presenta un mínimo en la misma composición, por lo tanto en este punto $x=y$. Un líquido en ebullición de tal composición produce un vapor de idéntica composición, por lo tanto no es posible una separación por destilación de tal solución. Para describir este estado se emplea el término azeótropo (Smith, y otros, 2007). El caso anterior se trata de un azeótropo de presión mínima, pero también hay soluciones que presentan azeótropos de presión máxima, en estos sistemas existe una desviación positiva de la linealidad lo suficientemente grandes como para generar un máximo en las curvas P-x y P-y. Una solución como esta se observa en la *Figura 1- 4* (Smith, y otros, 2007).

Ya que los procesos de destilación se efectúan con más frecuencia a presión constante que a temperatura constante, los diagramas T-x-y a presión constante son de mayor utilidad (Smith, y otros, 2007). Los diagramas T-x-y que corresponden a los sistemas tratados anteriormente se observan en las *Figura 1- 5* y *Figura 1- 6*. Se puede ver que el azeótropo de presión mínima aparece como azeótropo de temperatura máxima y viceversa.

La solución etanol-agua, la cual es el objeto de estudio del presente trabajo, forma un azeótropo de temperatura mínima igual a $78,2^{\circ}\text{C}$ con una fracción másica de etanol de 0,96. El diagrama T-x-y para el mismo se observa en la *Figura 2- 4* del *Capítulo 2*.

1.3. TRANSFERENCIA DE MASA EN EL EQUILIBRIO L-V.

En esta sección, se presentan los conceptos de *Difusión molecular*, *Difusión interfacial* y *Etapa de equilibrio*.

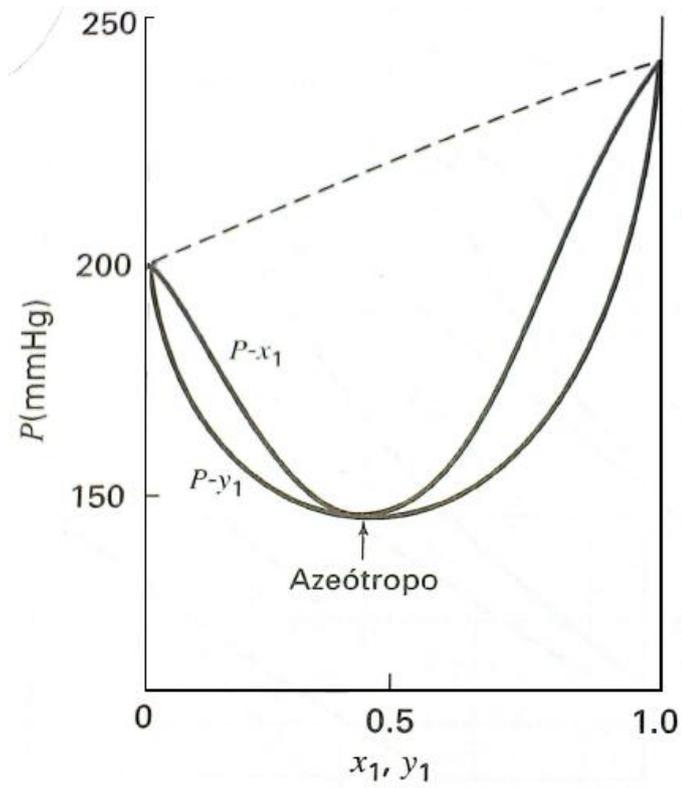


Figura 1- 3. Azeótropo de presión mínima.

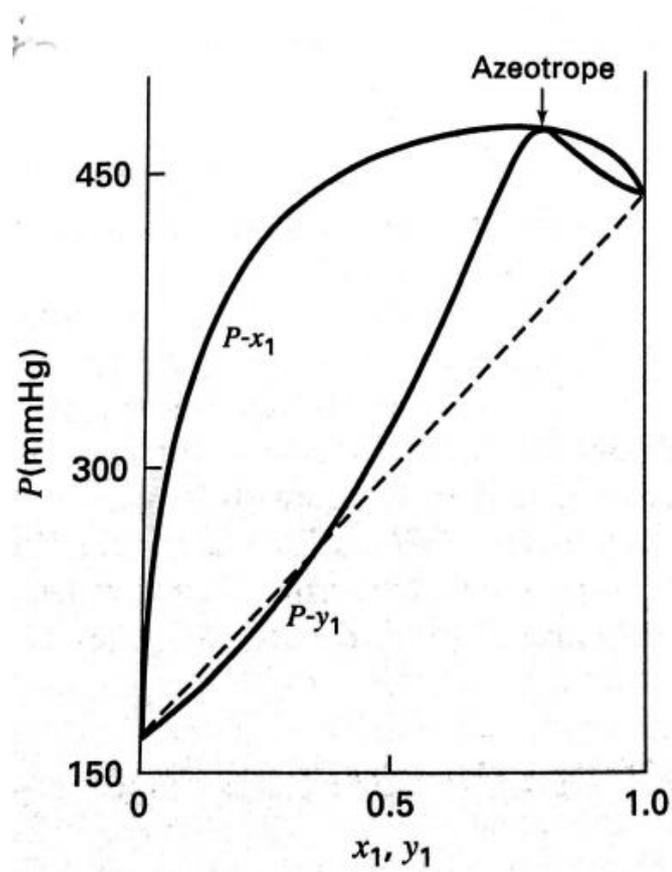


Figura 1- 4. Azeótropo de presión máxima.

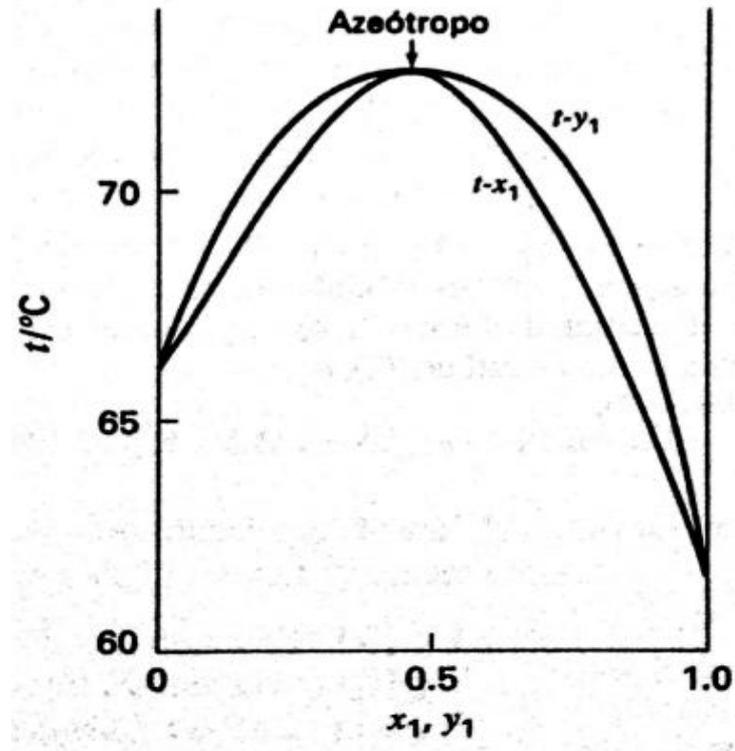


Figura 1- 5. Azeótropo de temperatura de ebullición máxima.

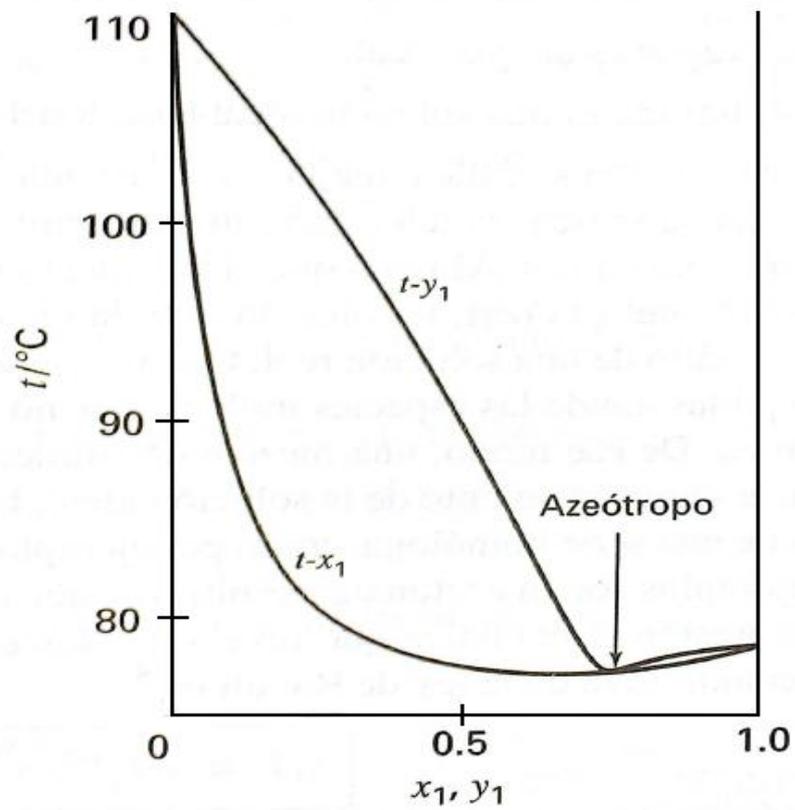


Figura 1- 6. Azeótropo de temperatura de ebullición mínima.

1.3.1. DIFUSIÓN MOLECULAR.

Como se mencionó anteriormente, la facilidad de separar dos componentes por medio de destilación aumenta cuanto mayor sea la volatilidad relativa. Mientras más cerca se esté de alcanzar la condición del equilibrio líquido vapor, la separación se tornará cada vez más lenta a causa de que la fuerza impulsora de la transferencia de masa (el potencial químico) disminuye, hasta anularse en el equilibrio, donde el sistema se encuentra en un estado tal que no puede experimentar ningún cambio de forma espontánea.

La velocidad de acercamiento al equilibrio está controlada por la transferencia de materia entre ambas fases. El mecanismo de dicha transferencia se denomina *difusión* y la 1° Ley de Fick para un sistema binario (*ecuación (1. 12)*) define la densidad de flujo molar de un componente de la mezcla como una función del gradiente de concentración del mismo (Bird, y otros, 2006).

$$J_{1z}^* = -D_{1,2} \frac{\delta C_1}{\delta Z} = -cD_{1,2} \frac{\delta x_1}{\delta Z} \quad (1. 12)$$

siendo J_{1z}^* la densidad de flujo molar del componente 1 en la dirección z , referido a la velocidad molar promedio de todos los componentes; C_1 la concentración del componente 1; x_1 la fracción molar del componente 1; y $D_{1,2}$ la *difusividad*⁷ del componente 1 en el 2.

Esta ecuación establece que el componente 1 difunde (se mueve con relación a la mezcla) en la dirección decreciente⁸ de la fracción molar de 1.

Generalmente, en ingeniería se expresa de forma distinta la *ecuación (1. 12)*

⁷ La difusividad es una característica de un compuesto, de su entorno (temperatura, presión, concentración) y de la naturaleza de los demás componentes. Al igual que la viscosidad representa el factor de proporcionalidad entre la densidad de flujo de cantidad de movimiento y el gradiente de velocidad (Ley de Newton de la viscosidad) y la conductividad k representa la proporcionalidad entre la densidad de flujo de calor y el gradiente de temperatura (Ley de Fourier de la conducción del calor), la difusividad es el factor de proporcionalidad entre la densidad de flujo molar y el gradiente de concentración. Su valor se determina mediante ecuaciones empíricas; para líquidos se utiliza la propuesta por Wilke-Lee y para gases la propuesta por Wilke-Chang. (Bird, y otros, 2006).

⁸ De la misma forma, el calor fluye por conducción en la dirección de temperatura decreciente

debido a que en los cálculos de procesos resulta conveniente fijar un sistema de coordenadas establecido por los aparatos. La *ecuación (1. 13)*⁹ representa la 1° Ley de Fick para un sistema binario escrita para la densidad de flujo molar relativa a coordenadas estacionarias (N_1):

$$N_1 = x_1(N_1 + N_2) - cD_{1,2} \frac{\delta x_1}{\delta Z} \quad (1. 13)$$

donde N_1 y N_2 representan los flujos molares de los componentes 1 y 2 referenciados a un sistema de coordenadas estacionarias.

La *ecuación (1. 13)* indica que N_1 es la resultante de dos magnitudes vectoriales. El primer término de la *ecuación (1. 13)* representa la densidad de flujo molar del componente 1 que resulta del movimiento global del fluido (densidad de flujo convectivo), mientras que el segundo término de la *ecuación (1. 13)* representa la densidad de flujo molar del componente 1 que resulta de la difusión superpuesta al flujo global (densidad de flujo conductivo) (Bird, y otros, 2006).

Si en la *ecuación (1. 13)* separamos variables e integramos, obtenemos la siguiente ecuación:

$$N_1 = \frac{N_1}{N_1 + N_2} \frac{D_{1,2}c}{z} \ln \frac{\frac{N_1}{(N_1 + N_2) - C_{1f}/c}}{\frac{N_1}{(N_1 + N_2) - C_{1i}/c}} \quad (1. 14)$$

siendo C_{1i} y C_{1f} las concentraciones del componente 1 inicial y final respectivamente; C_1/c representa la concentración en fracción mol del componente 1, por lo tanto será x_1 para líquidos y y_1 para gases; y z la distancia recorrida por el componente 1.

⁹ Se aplica al caso de la difusión en el sentido z únicamente, con N_1 , N_2 y $D_{1,2}$ constantes.

1.3.2. DIFUSIÓN INTERFACIAL.

Se sabe que a medida que el fluido avanza por difusión molecular (es decir, que difunde) se genera un flujo turbulento. En esta sección, donde el régimen pasa de laminar a turbulento, es donde toman significancia los *coeficientes de transferencia de masa* (F), que definimos como (Treybal, 1995):

$$F = \frac{D_{1,2}c}{z} \quad (1.15)$$

En la interfase de las fases líquido y vapor, podemos determinar la difusión, según la *ecuación (1.16)*:

$$N_1 = \frac{N_1}{N_1 + N_2} F \ln \frac{\frac{N_1}{(N_1 + N_2) - C_{1f}/c}}{\frac{N_1}{(N_1 + N_2) - C_{1i}/c}} \quad (1.16)$$

definiendo ahora a N como el flux en la interfase en donde la sustancia 1 abandona o entra en la fase para la cual el coeficiente de transferencia de masa es F. Este es un factor de transferencia de masa local, definido para un lugar particular sobre la superficie límite de la fase.

En la *Figura 1-7* podemos ver al componente 1 difundiendo a través de las fases, donde: x_1 e y_1 representan las concentraciones del componente 1 en el seno de las fases líquido y vapor respectivamente; x_1° y y_1° representan las concentraciones del componente 1 en la interfase de las fases líquido y vapor respectivamente; y Z representa la distancia recorrida por el componente 1. En la interfase líquido-vapor no existe resistencia a la transferencia de soluto, ya que los potenciales químicos son iguales (recordando que la diferencia en los potenciales químicos es la fuerza motriz que hace que se dé la difusión).

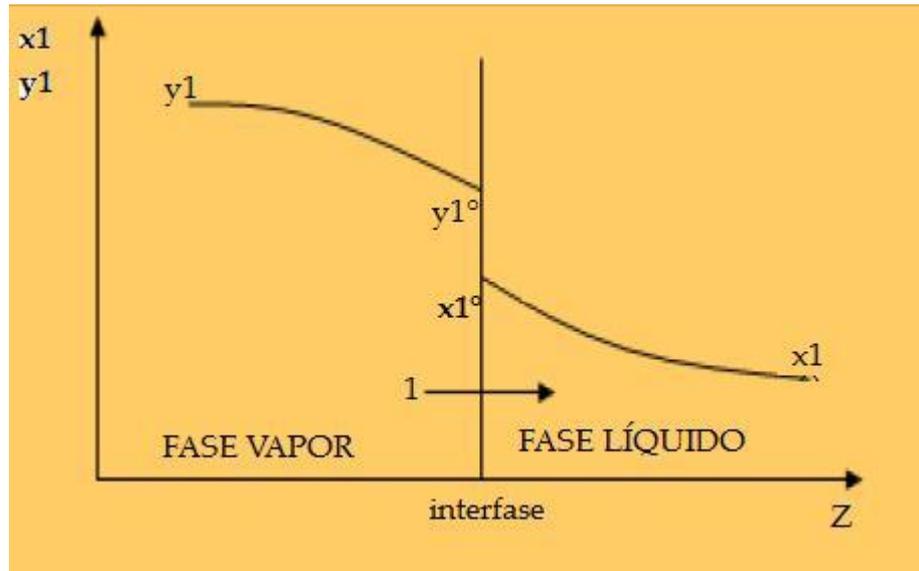


Figura 1- 7. Difusión interfacial de la especie 1.

Se puede ver esto mismo analizando el gráfico de la *Figura 1- 8*, donde el punto P representa las dos concentraciones de las fases y el punto M las que se encuentran en la interfase. La rapidez con la cual el componente 1 alcanza la interfase del vapor debe ser igual a aquella con la que se difunde en el líquido, de tal forma que no haya acumulación o agotamiento del componente 1 en la interfase. Por lo tanto, el flux del componente 1 (N_1) se puede escribir en función de los coeficientes de transferencia de masa respecto a cada fase (Treybal, 1995). Entonces, podemos escribir la siguiente relación:

$$N_1 = k_v(y_1 - y_1^\circ) = k_l(x_1^\circ - x_1)$$

donde k_v y k_l son los coeficientes de transferencia de masa para las fases vapor y líquido respectivamente.

De lo anterior, se obtiene la *ecuación (1. 17)*:

$$\frac{y_1 - y_1^\circ}{x_1 - x_1^\circ} = -\frac{k_l}{k_v} \quad (1. 17)$$

lo que proporciona la pendiente de la línea PM. Conociendo los coeficientes de transferencia de masa pueden determinarse las concentraciones en la interfase y por ende N_1 .

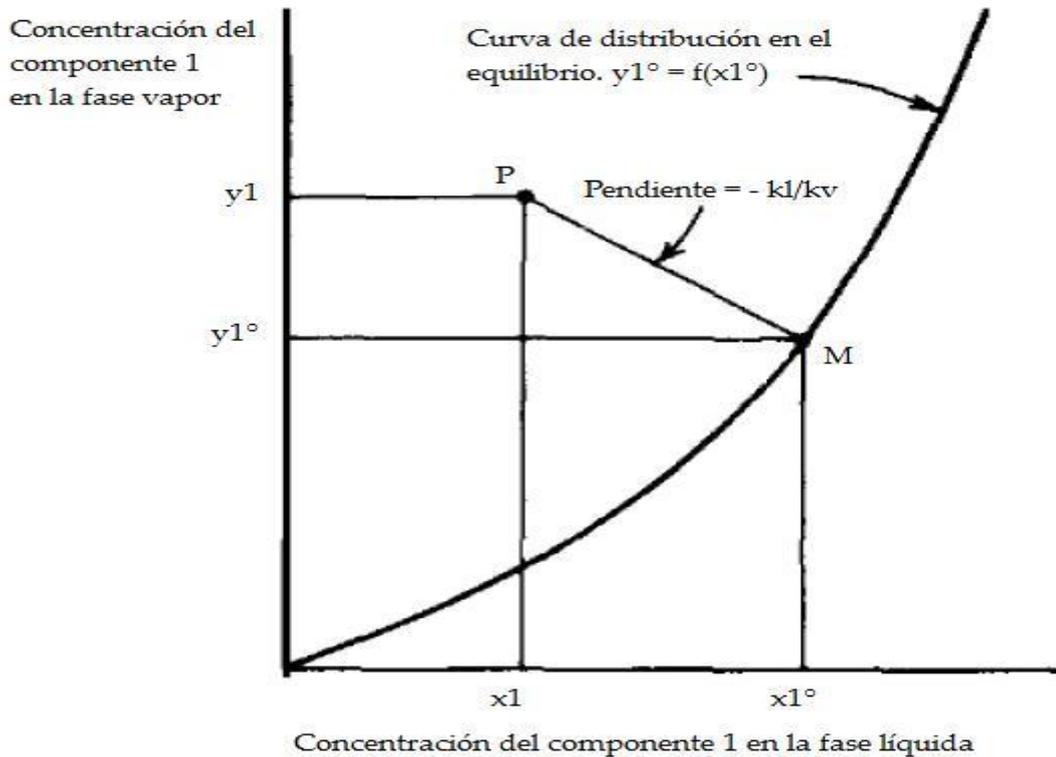


Figura 1- 8. Alejamiento de las concentraciones de las fases totales del equilibrio.

Sin embargo es imposible hoy en día medir experimentalmente las concentraciones en la interfase, por lo que la rapidez de transferencia de masa se determina mediante un efecto global en función de las concentraciones en el seno de las fases (y_1 y x_1). Si bien esto implicaría tomar concentraciones cercanas a las de la interfase y por ende no se trabajaría con las mismas bases en función del potencial químico, es una aproximación muy buena. Si se toman las concentraciones de equilibrio del componente 1 en ambas fases (y_1^* y x_1^*) como se muestra en la *Figura 1- 9*, el efecto completo de la transferencia de masa de las dos fases puede medirse en función de un coeficiente de transferencia de masa (K_v). La *ecuación (1. 18)* determina el flux del componente 1 en este caso (Treybal, 1995).

$$N_1 = K_v(y_1 - y_1^*) \quad (1. 18)$$

Observando la *Figura 1- 9*, podemos escribir las siguientes expresiones:

$$(y_1 - y_1^*) = (y_1 - y_1^\circ) + (y_1^\circ - y_1^*) = (y_1 - y_1^\circ) + m_1(x_1^\circ - x_1)$$

donde m_1 es la pendiente de la curva CM. Sustituyendo las diferencias de concentración por sus fluxs equivalentes:

$$\frac{N_1}{K_v} = \frac{N_1}{k_v} + \frac{m_1 N_1}{k_l}$$

y dividiendo todo por N_1 , obtenemos:

$$\frac{1}{K_v} = \frac{1}{k_v} + \frac{m_1}{k_l} \quad (1.19)$$

donde se muestra la relación entre los coeficiente de transferencia de masa para cada fase por separado.

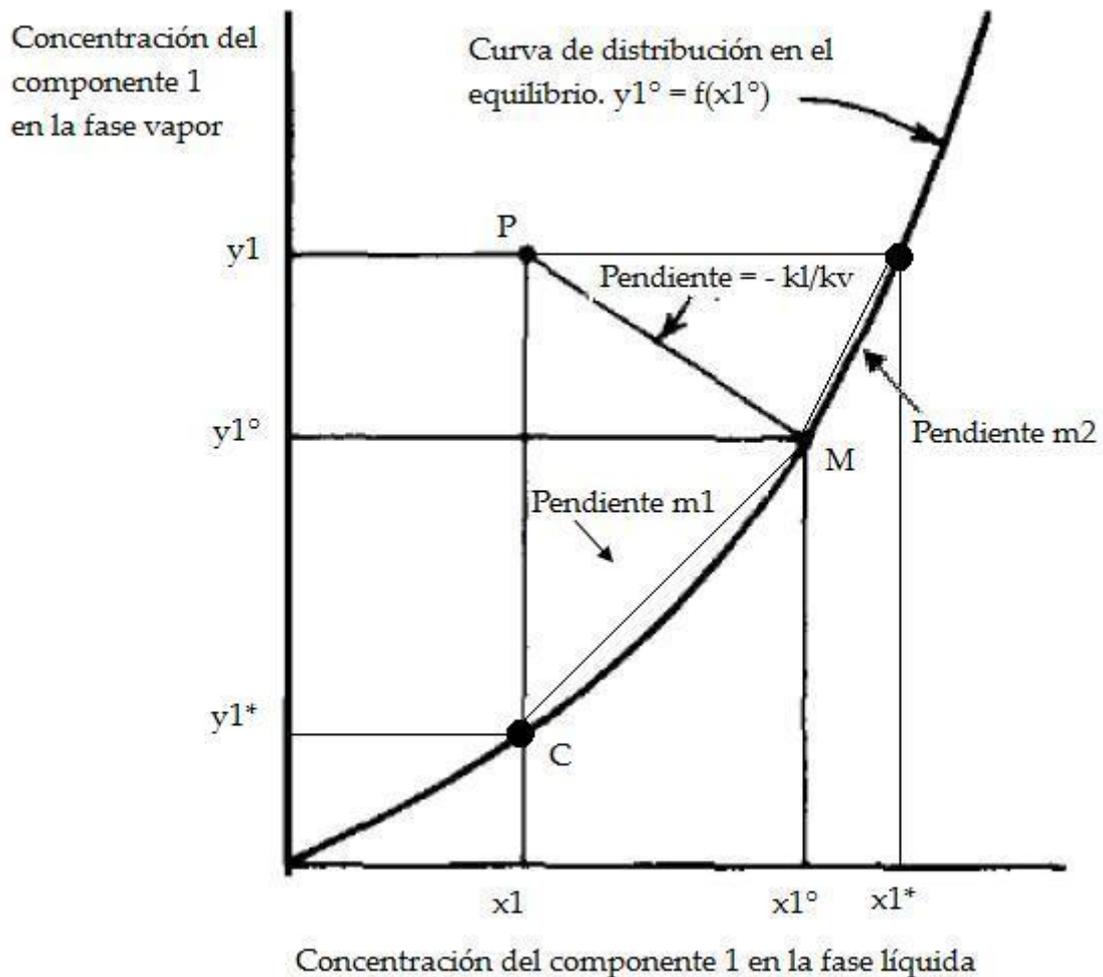


Figura 1- 9. Diferencias globales de concentración.

De la misma forma se define un coeficiente de transferencia de masa global para la fase líquida (K_l) y se opera para obtener las expresiones análogas a las ya presentadas:

$$N_1 = K_l(x_1^* - x_1)$$

$$\frac{1}{K_l} = \frac{1}{k_v m_2} + \frac{1}{k_l} \quad (1.20)$$

donde m_2 es la pendiente de la curva MD.

El coeficiente global de transferencia tiene la forma de una suma de resistencias a la transferencia de masa. Combinando las *ecuaciones (1.19) y (1.20)* se obtienen las siguientes relaciones:

$$\frac{\text{Resistencia en la fase vapor}}{\text{Resistencia total}} = \frac{\frac{1}{k_v}}{\frac{1}{K_v}}$$

$$\frac{\text{Resistencia en la fase líquida}}{\text{Resistencia total}} = \frac{\frac{1}{k_l}}{\frac{1}{K_l}}$$

1.3.3. ETAPAS DE EQUILIBRIO.

La operación de destilación es un proceso a contracorriente en n etapas, las cuales se pueden denominar ideales, ya que en principio no son de existencia física o real. En cada etapa ingresa una corriente líquida desde arriba y una corriente gaseosa desde abajo, poniéndose ambas en contacto directo. Es en estas etapas donde se produce la transferencia de masa entre las fases y por ende la separación de los componentes. Si se deja suficiente tiempo de contacto en la etapa, las especies químicas se distribuirán entre las fases de acuerdo con las consideraciones termodinámicas del equilibrio. Después de la subsiguiente separación de las fases se dice que se ha alcanzado un *contacto de equilibrio*. Asumiendo que en cada etapa se alcanza un contacto de equilibrio, se dice que cada corriente abandona la etapa en la misma condición (Henley, y otros, 2000). En la *Figura 1-10*, se muestra un esquema típico de una etapa de equilibrio en el proceso de destilación.

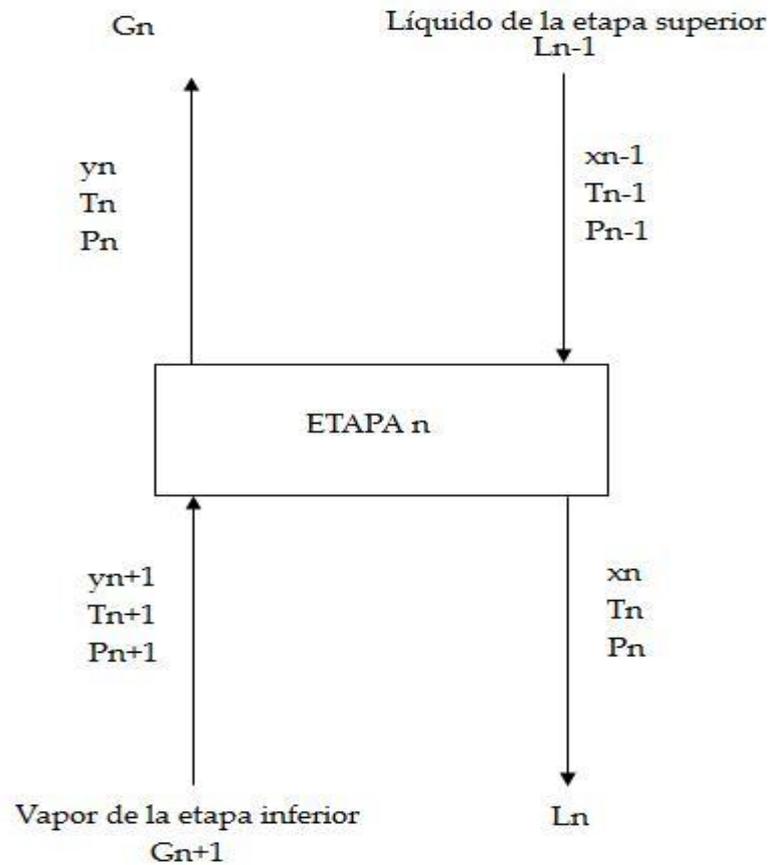


Figura 1- 10. Esquema de una etapa de equilibrio en un proceso de destilación.¹⁰

En la práctica es muy infrecuente alcanzar las condiciones de equilibrio en cada etapa de separación; ya sea por requerimientos de tiempos muy prolongados, por pérdidas de energía o por la desviación de la idealidad de la operación, se alcanza una fracción del equilibrio. Sin embargo, el concepto de etapa de equilibrio es muy útil y es ampliamente utilizado en los procedimientos de diseño para determinar el número de etapas de equilibrio (también llamadas etapas teóricas) que se requieren para efectuar una separación determinada (Henley, y otros, 2000). Cuando a esto se le aplica un rendimiento de etapa basado en tasas de transferencia de materia, se puede

¹⁰ G y L representan los flujos másicos (o molares) de las corrientes vapor y líquida respectivamente; x e y representan las fracciones molares del componente más volátil en las fases líquidas y vapor respectivamente; P y T representan la presión y la temperatura; los subíndices n, n+1 y n-1, representan las etapas n, n+1 y n-1 respectivamente.

emplear el número de etapas teóricas de equilibrio para determinar el número de etapas reales necesario para la separación¹¹. El cálculo del número de etapas teóricas de equilibrio para una torre de platos puede llevarse a cabo mediante el método FUG¹².

En el caso de las torres de relleno, no resulta conveniente hablar de “platos teóricos”, ya que el intercambio de materia se da de forma continua a través de todo el empaque. Por esto, es que este tipo de equipos se caracterizan por la altura equivalente a un plato teórico, *HETP*. El número de etapas teóricas de equilibrio se determina de la misma forma que en las torres de platos y luego se determina la *HETP* y la altura (*Z*) de la columna, mediante la resolución del siguiente sistema de ecuaciones:¹³

$$HETP = K_1 G^{K_2} D^{K_3} Z^{1/3} \frac{\alpha \mu_L}{\rho_L} \quad (1. 21)$$

$$Z = N \times HETP \quad (1. 22)$$

donde K_1 , K_2 y K_3 son constantes de la ecuación que varían con el tipo de relleno según la *Tabla 1- 1* (Murch, 1953); G es la velocidad másica del vapor dentro de la torre en kg/s.m^2 ; D es el diámetro de la columna en m ; α es la volatilidad relativa que es adimensional; μ_L es la viscosidad en Ns/m^2 ; ρ_L es la densidad del líquido en kg/m^3 ; N es el número de etapas teóricas de equilibrio determinado por el método FUG; los valores de *HETP* y Z están en metros.

La eficiencia de una etapa de separación es la aproximación fraccionaria a la etapa de equilibrio que se obtiene con una etapa real. Mediante la ecuación (1. 23) se determina para una torre de platos, la eficiencia de la etapa

¹¹ Las etapas reales sí son de existencia física y pueden presentarse en forma de “platos” en las columnas de platos, o en forma de alturas de relleno equivalentes a un plato en las columnas de relleno. Esta diferenciación se verá más adelante en el presente capítulo.

¹² El método FUG (Frenske, Underwood y Gilliland) se desarrolla en la sección 8.3 del presente trabajo.

¹³ La ecuación (1. 21) es la propuesta por D. P. Murch (Murch, 1953) para columnas de 5 a 750 mm de diámetro, rellenas en una altura de 0,9 a 3 m, con velocidades del vapor entre el 25 y el 80% de la de inundación y mezclas con valores de volatilidades relativas no muy superiores a 3 (Coulson, y otros, 1981).

de la fase gaseosa de Murphree (E_{MG}), llamada así en honor a su autor (Treybal, 1995).

Tabla 1- 1. Constantes a utilizar en la ecuación (1. 21).

TIPO DE RELLENO	TAMAÑO (mm)	K_1 ($\times 10^{-5}$)	K_2	K_3
ANILLOS	6	-	-	1.24
	9	0.77	-0.37	1.24
	12.5	7.43	-0.24	1.24
	25	1.26	-0.1	1.24
	50	1.8	0	1.24
MONTURAS	6	0.28	0.25	0.3
	12.5	0.75	-0.45	1.1
	25	0.8	-0.14	1.1
ANILLOS	9	0.29	0.5	0.3
RASCHING	19	0.45	0.3	0.3
METÁLICOS	25	0.92	0.12	0.3

$$E_{MG} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (1. 23)$$

donde y_n es la concentración de uno de los componentes en la corriente gaseosa que abandona la etapa n ; y_{n+1} es la concentración de uno de los componentes en la corriente gaseosa que ingresa en la etapa n ; y y_n^* es la concentración de uno de los componentes en la corriente gaseosa que abandona la etapa n en equilibrio.

Es evidente que si la etapa llega a la condición de equilibrio, $y_n = y_n^*$, y la eficiencia de la etapa sería del 100%. En la práctica, este valor no se alcanza nunca a causa de costos elevados y tiempos de operación muy largos, por lo cual la eficiencia de cada etapa será siempre menor al 100% y se necesitará un número mayor de etapas para llevar a cabo la separación. Por esto es que el

número de etapas reales es siempre mayor que el número de etapas ideales. Parámetros tales como la velocidad del vapor, la altura del líquido en la etapa, el espaciado entre etapas (si se trata de una torre de platos, ya que en las torres empacadas la separación se da de manera continua a través de todo el relleno), la longitud de paso del líquido, la resistencia del líquido a la transferencia de masa en la interfase, entre otros, influyen en la eficiencia de la etapa.

1.4. EQUIPOS UTILIZADOS EN LA DESTILACIÓN.

El proceso de separación de los componentes de una mezcla por destilación, se lleva a cabo en las denominadas *torres o columnas de destilación*, las cuales son cilindros verticales provistos generalmente de un sistema de calefacción en su parte inferior (hervidor), que aporta la energía necesaria para la generación de la fase vapor, y de un sistema de condensación en su parte superior, que extrae calor del sistema para que los vapores condensen. Este arreglo se observa en la *Figura 1- 11*.

Los tipos de torres de destilación varían según sea el mecanismo físico mediante el cual entren en contacto las fases. En el diagrama de la *Figura 1- 12* se observan las principales alternativas, las cuales hacen referencia al diseño del interior de la columna.

1.4.1. TORRES DE PLATOS.

En las *torres de platos*, el líquido y el vapor se ponen en contacto en forma de pasos o etapas sobre platos horizontales que corresponden a las etapas reales de separación. La mezcla a separar ingresa en algún plato ubicado en la zona central de la columna como se observa en la *Figura 1- 11*. El líquido entra por la parte superior del plato y fluye en forma descendente por gravedad, atravesando cada plato a su paso, hasta alcanzar la parte inferior de la columna.

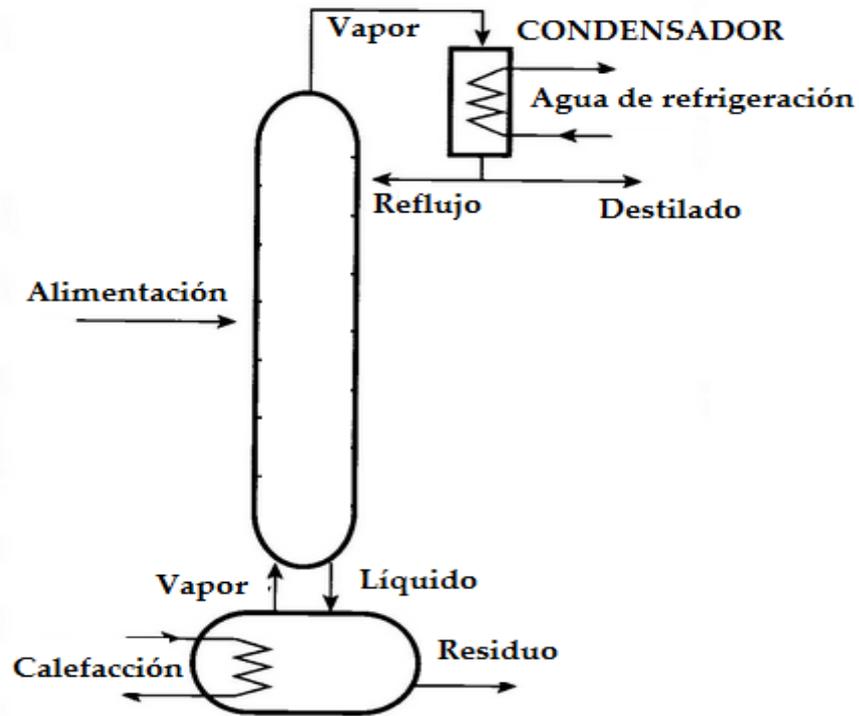


Figura 1- 11. Esquema de una torre de destilación.

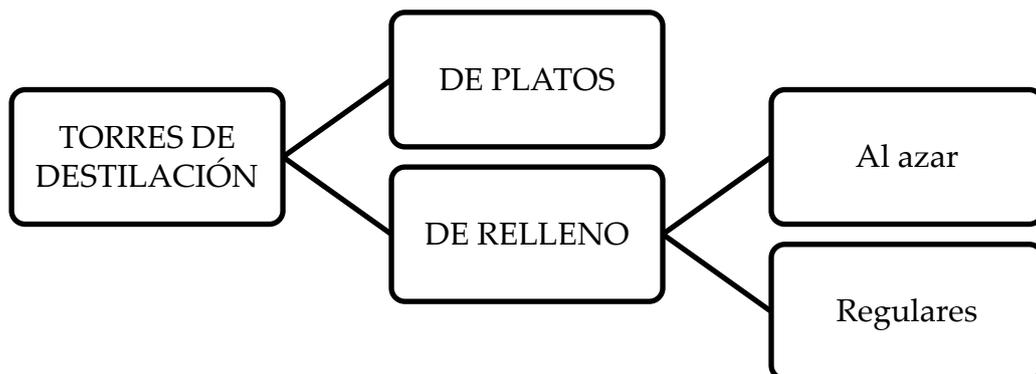


Figura 1- 12. Tipos de columnas de destilación.

El vapor, al contrario del líquido, fluye hacia arriba a través de unos orificios en el plato, burbujeando en el líquido contenido en el plato y pasando al plato superior. El efecto global es un contacto discontinuo en múltiples etapas a contracorriente entre el vapor y el líquido. En la *Figura 1- 13(a)* se observa un esquema interno de una sección de una columna de destilación de platos y se indican los flujos de vapor y de líquido a través de cada uno de los

platos, mientras que en la *Figura 1- 13(b)* se observa una imagen real de este tramo de la columna.

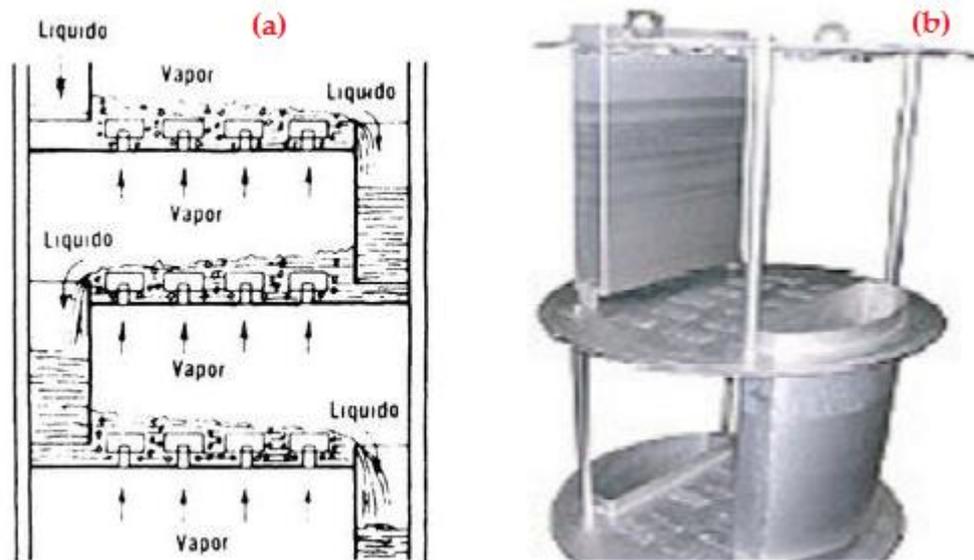


Figura 1- 13. Sección interna de una columna de destilación de platos.¹⁴

Es evidente que para que se lleve a cabo la transferencia de masa entre las fases, es necesario que el líquido permanezca un tiempo determinado sobre el plato para que el vapor pueda dispersarse en él. Para esto, los platos están equipados con una serie de válvulas o capuchas que retienen el líquido sobre el plato y dirigen el vapor a través del líquido. Existen diferentes tipos de válvulas; en la *Figura 1- 14(a)* y en la *Figura 1- 14(b)* observamos dos de ellos. Además de este tipo de configuración de platos, existen los denominados platos perforados, en los que el vapor se dispersa a través de pequeños orificios, manteniendo el líquido sobre el plato exclusivamente a causa de la caída de presión. Este arreglo lo podemos observar en la *Figura 1- 14(c)*.

¹⁴Imágenes extraídas de:

http://glosario-transferencia-de-masa.wikispaces.com/file/view/Campana_de_burbujeo.jpg/33984631/566x398/Campana_de_burbujeo.

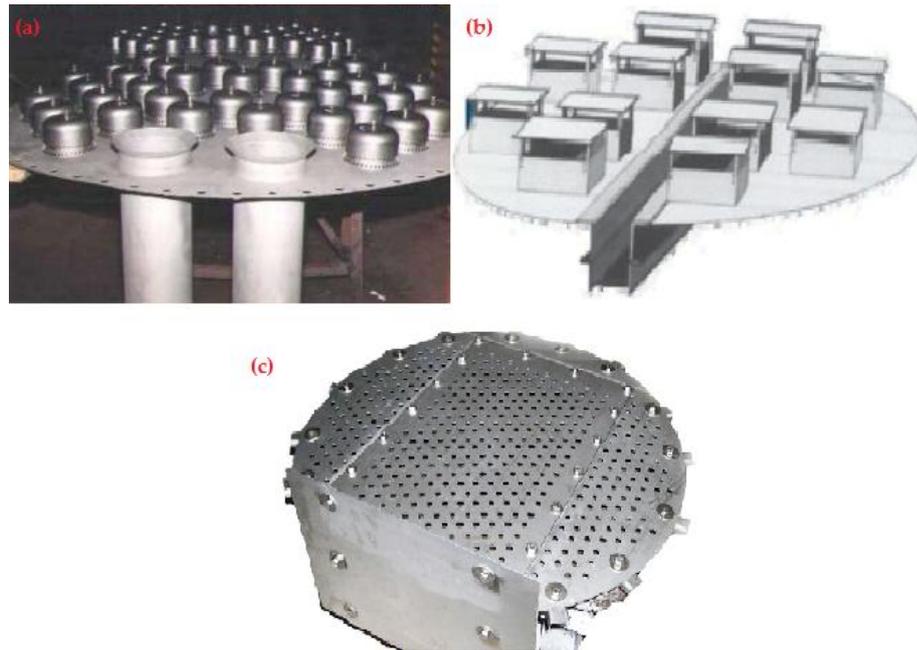


Figura 1- 14. Diferentes configuraciones de platos, de columnas de destilación.

Como se mencionó en la introducción, la columna de destilación que es estudio del presente trabajo es una columna de relleno, por lo cual no entramos en mayor detalle sobre las columnas de platos. En la *Tabla 1- 2* que se encuentra al final de la siguiente descripción de las torres de relleno, se comparan ambos tipos en lo que respecta a cuestiones de funcionamiento.

1.4.2. TORRES DE RELLENO.

Las *torres de relleno* o también denominadas *torres empacadas*, no poseen etapas diferenciadas de separación ya que el contacto entre las fases se da de manera continua. La alimentación ingresa en la torre a una altura determinada, de la misma manera que se observó en la *Figura 1- 11*, e interacciona con el relleno de la torre, el cual está formado por dispositivos de gran superficie específica cuyo objetivo principal es ampliar la interfase de contacto, además de promover la turbulencia al provocar un camino tortuoso del flujo de vapor a través del líquido, que se distribuye sobre el empaque y

escurre hacia abajo por el interior y alrededor del mismo (Henley, y otros, 2000).

El relleno de la torre tiene o debe tener las siguientes características (Treybal, 1995):

- Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el vapor. Para esto deben presentar una superficie específica elevada.
- Permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la torre sin que se genere inundación¹⁵.
- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se procesan.
- Ser estructuralmente fuerte para facilitar su manejo e instalación y resistir las condiciones de temperatura y presión del proceso.
- Todo esto obviamente a un precio bajo.

Como apreciamos en la *Figura 1- 12*, los empaques pueden ser al azar o regulares.

Los *empaques al azar*¹⁶ son aquellos que simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer de forma aleatoria llenando un determinado porcentaje del volumen vacío de la torre, ya que se trata de dispositivos con cierta porosidad. Están constituidos por pequeños anillos, cilindros, monturas o piezas de formas irregulares, fabricados de cerámica, metal o plástico. En la *Figura 1- 15* podemos observar distintos tipos de rellenos. Los anillos Rasching¹⁷ son los más utilizados y son cilindros huecos de diámetro entre 6 y 100 mm. Generalmente los tamaños más pequeños de estos tipos de empaques ofrecen superficies específicas mayores pero mayores caídas de presión (Treybal, 1995). En la mayoría de los casos la densidad del

¹⁵ Esta condición ocurre cuando las velocidades del vapor y/o el líquido son tan grandes que la caída de presión del gas es superior a la carga neta de gravedad del líquido, que de esta forma es arrastrado hacia arriba en la columna (Henley, y otros, 2000).

¹⁶ Tipo de empaque que posee la torre de destilación de planta piloto, estudio del presente trabajo.

¹⁷ Dispositivo que posee la torre de destilación de planta piloto, estudio del presente trabajo.

empaques¹⁸ es menor cerca de las paredes de la torre por lo que el líquido tiende a dirigirse hacia esta zona y el vapor a fluir por el centro. Esta tendencia disminuye conforme lo hace el tamaño de cada pieza del relleno.

Los rellenos regulares no son estudio de este trabajo por lo cual sólo se dirá que son estructuras prediseñadas que se colocan ordenadamente dentro de la columna. En la *Figura 1- 16* se observa un empaque regular de rejilla. Los empaques regulares ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor del mismo, pero generalmente a expensas de una instalación más costosa que la necesaria para los empaques aleatorios.

Inundación de la columna empacada.

Cuando el flujo del gas aumenta significativamente a un flujo fijo del líquido, pueden darse varios fenómenos (Treybal, 1995). El líquido puede llenar la torre, empezando por el fondo o por cualquier restricción intermedia, como el soporte del empaque, de tal forma que de tener un gas disperso en una fase líquida continua se pasa a tener un líquido disperso en una fase gaseosa continua, fenómeno que se conoce como inmersión.

Al mismo tiempo, el arrastre del líquido por el gas aumenta con rapidez y la columna se inunda. Entonces, la caída de presión del gas aumenta muy rápidamente. No es práctico operar una torre inundada, por lo que la mayoría de las torres operan con valores de velocidades de flujo del gas menores al valor alcanzado por el mismo en la condición de inundación. Las condiciones para la inundación en las columnas empacadas dependen también del tipo y del tamaño del empaque.

¹⁸ Número de piezas de relleno por unidad de volumen.

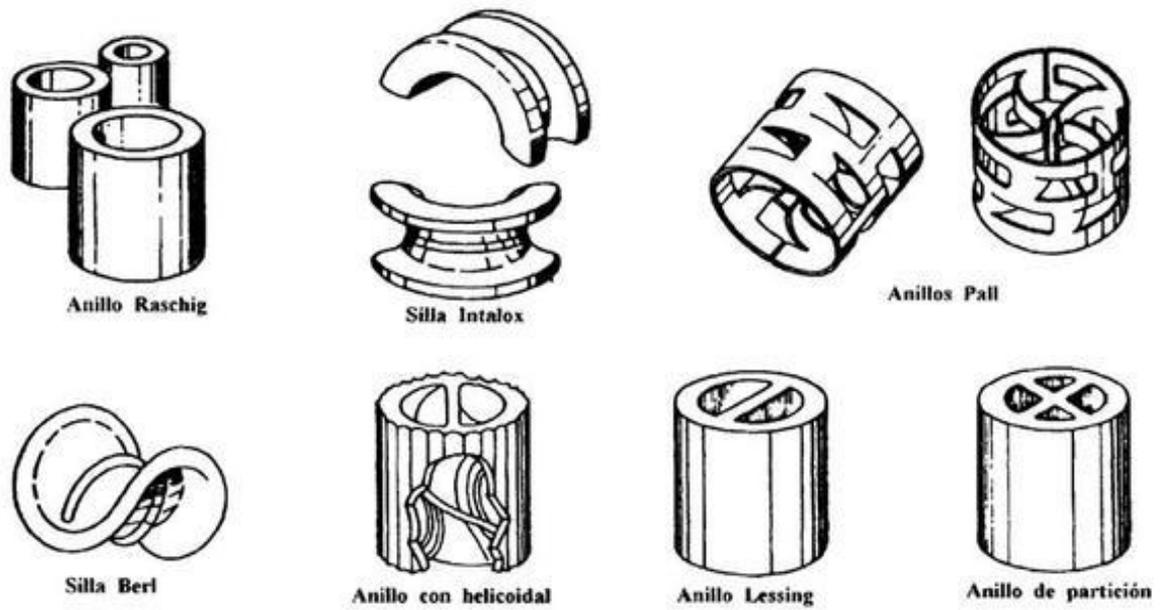


Figura 1- 15. Tipos de rellenos al azar para torres de destilación.¹⁹



Figura 1- 16. Empaque regular de tipo rejilla.

¹⁹ Imagen extraída de: <http://procesosbio.wikispaces.com>.

En torres de platos la eficiencia de los mismos depende de la velocidad de vapor del modo que se muestra esquemáticamente en la *Figura 1- 17*. Como ya se mencionó, a mayores velocidades de vapor aumenta el arrastre de líquido por parte del vapor; cuando el arrastre se vuelve excesivo, la eficiencia disminuye rápidamente y se produce inundación. En el caso de torres empacadas las mismas se dimensionan para que trabajen del 65% al 90%²⁰ de la inundación o para tener determinada caída de presión²¹ por unidad de longitud de empaque (Wankat, 2008).

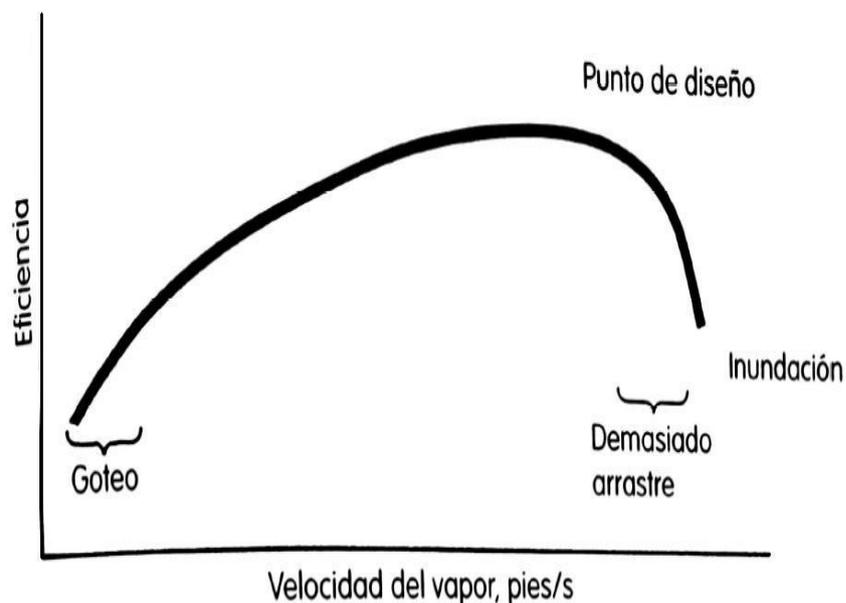


Figura 1- 17. Eficiencia en función de la velocidad del vapor. (Wankat, 2008).

Eckert (1970) (Wankat, 2008) desarrolló una correlación generalizada entre inundación y caída de presión para columnas empacadas, mediante la cual se puede calcular el diámetro que debe tener la columna para un valor determinado de caída de presión. En la *Figura 1- 18* se muestran las curvas obtenidas mediante esta correlación. Se muestra a continuación la ecuación que representa dichas curvas.

²⁰ Aunque lo común es de 70% a 80% (Wankat, 2008).

²¹ La caída de presión se da principalmente por a la fricción que se genera al atravesar el relleno mojado con el líquido.

$$\log_{10} \left(\frac{G_{inund}^2 \varepsilon \psi \mu^{0.2}}{\rho_G \rho_L g_c} \right) = -1.6678 - 1.085 \log(F_{lv}) - 0.29655 [\log(F_{lv})]^2 \quad (1.24)$$

Siendo:

$$F_{lv} = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \quad \text{y} \quad \psi = \frac{\rho_{agua}}{\rho_L}$$

donde G_{inund} es la velocidad de flujo másico del vapor en la condición de inundación en lb/pie² s; ε es el factor de empaque, que depende del tipo y tamaño del mismo; μ es la viscosidad del líquido en cP; ρ_{agua} , ρ_G y ρ_L son las densidades del agua, del gas y del líquido respectivamente, en lb/pie³; $g_c = 32.2$ (factor de conversión de unidades de viscosidad a unidades inglesas); F_{lv} representa el eje de las abscisas de la *Figura 1- 18*; y $\frac{L}{G}$ es la relación de flujos másicos de líquido y vapor.

Primero, el diseñador debe escoger un punto de la columna y determinar las densidades del gas y del líquido, la viscosidad, el valor de la relación ψ y el valor del factor de empaque, según las características del mismo. La relación de flujos de líquido a vapor, L/G , es igual a la relación de reflujo interno, L/V , siempre que el líquido y el vapor tengan la misma composición. De esta manera, se usa la curva de la *Figura 1- 18* o bien la *ecuación (1. 24)* y se calcula el valor de G_{inund} a partir de la ordenada. El flujo real de vapor será algún porcentaje de este valor. Por último se utiliza la siguiente ecuación para determinar al área de la columna:

$$A = \frac{V' PM_V}{G} \quad (1.25)$$

Donde A es el área transversal de la columna en pie²; V' es el flujo molar de vapor en $\frac{lb \text{ mol}}{s}$; PM_V es el peso molecular del vapor; y G es el flujo real del vapor en lb/pie² s.

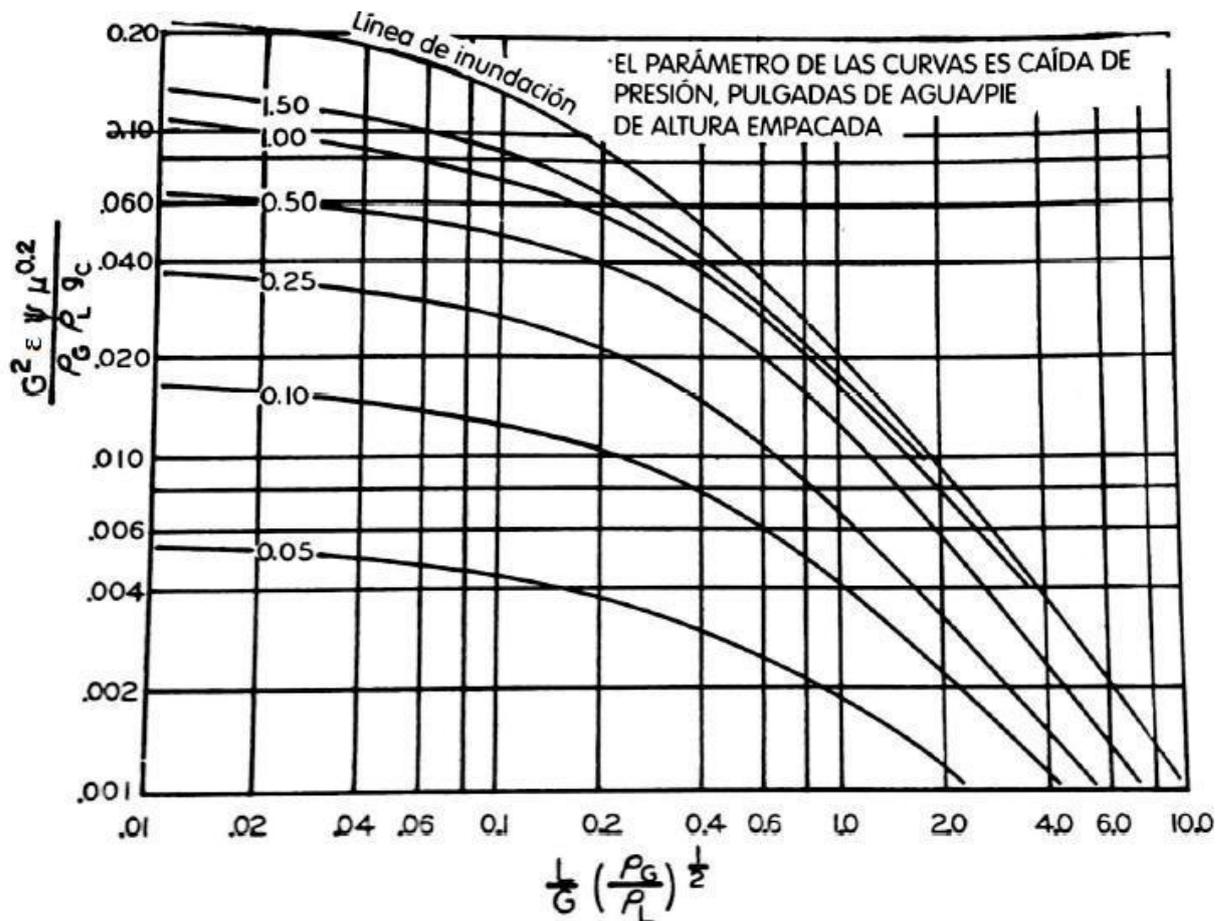


Figura 1- 18. Correlación generalizada para inundación de columnas empacadas.

Cabe destacar que esta correlación de inundación no es perfecta. Según Bolles y Fair (1982), *para tener 95% de confianza se debe usar un factor de seguridad de 1,32 para el área transversal calculada*. El factor que afecta a G_{inund} representa un coeficiente de seguridad operativo para evitar trabajar en condiciones límites, dando margen a cualquier fluctuación en la operación.

1.4.3. TORRES DE RELLENO FRENTE A TORRES DE PLATOS.

Los siguientes criterios pueden ser útiles al considerar la elección entre los dos tipos principales de columnas de destilación. Comparativamente entre

sí, las torres empacadas requieren una menor caída de presión (esto es especialmente importante para la destilación al vacío), proporcionan una retención del líquido sustancialmente menor (esto es importante cuando el líquido es termolábil, o cuando se llevan a cabo separaciones por lotes), trabajan con valores mayores de relación líquido-gas, operan con menor burbujeo del gas a través del líquido, generan menores costos en casos en los cuales exista corrosión y generan una menor carga en la base de la columna.

Sin embargo, presentan mayor dificultad para el enfriamiento del líquido (el cual puede eliminarse más rápidamente de los platos, enviarlos a través de equipos intercambiadores de calor y regresarlo al plato) y para extraer corrientes laterales, son más difíciles de limpiar y presentan mayores fluctuaciones de temperatura (los empaques frágiles de cerámica y grafito tienden a romperse, y esto afecta su conductividad térmica) (Treybal, 1995). En la *Tabla 1- 2* se muestra un resumen de las características mencionadas.

Todos los conceptos explicados en el presente capítulo representan los fundamentos de las operaciones de destilación, que son necesarios para el desarrollo y comprensión del presente trabajo.

Tabla 1- 2. Columnas de platos frente a columnas empacadas.

	COLUMNAS DE PLATOS.	COLUMNAS EMPACADAS.
CAÍDA DE PRESIÓN	Mayor	Menor
RETENCIÓN DE LÍQUIDO	Mayor	Menor
RELACIÓN LÍQUIDO- GAS	Valores bajos	Valores altos
ENFRIAMIENTO DEL LÍQUIDO	Menor dificultad	Mayor dificultad
CORRIENTES LATERALES	Se eliminan más fácilmente.	Se eliminan con cierto grado de dificultad.
SISTEMAS ESPUMANTES	Generan mucha espuma	Generan poca espuma
CORROSIÓN	Más costosas	Menos costosas.
LIMPIEZA	Menor dificultad	Mayor dificultad
FLUCTUACIONES DE TEMPERATURA.	Menor	Mayor
CARGA SOBRE LA BASE DE LA TORRE	Mayor	Menor

**SEGUNDA PARTE. PUESTA EN MARCHA DE LA
COLUMNA DE DESTILACIÓN.**

CAPÍTULO 2. DISEÑO DE LA OPERACIÓN DE DESTILACIÓN.

“En el diseño de una torre de destilación es importante conocer, por lo menos, dos cosas. Una de ellas es el número de etapas que se requieren para la separación cuando no se retira producto de la columna. Esta es la condición de reflujo total. La otra cuestión a conocer es la relación de reflujo mínima que se puede utilizar para conseguir la separación deseada. Mientras que este caso requiere el mínimo consumo de calor, la altura de la columna necesaria se hace infinita. Es evidente que todos los demás casos prácticos de operación estarán comprendidos entre estas dos condiciones.”(Merril R. Fenske, 1932).

2.1. INTRODUCCIÓN.

Para llevar a cabo el cálculo riguroso²² de una torre de destilación, y así poder determinar las variables de operación del sistema²³ y conocer los perfiles de composición y de temperatura a lo largo de toda la columna, se debe poder resolver un sistema de ecuaciones algebraicas no lineales que interaccionan entre sí fuertemente, obtenidas de los balances de materia y energía y de las relaciones de equilibrio para cada una de las etapas de separación (Henley, y otros, 2000). El software de simulación de procesos UniSim Design ® posee un módulo de cálculo (“*Distillation Column*”) que dispone de las

²² Si bien para llevar a cabo el proceso de destilación se requiere contar con las modificaciones propuestas a la columna en los objetivos específicos de este trabajo, y que se trataran en la tercera parte del mismo, para poder diseñar las modificaciones propiamente dichas es necesario conocer previamente la información que brinda el presente capítulo. Por esta razón es que comenzamos de esta manera.

²³ Caudales de alimentación [F], de destilado [D] y de residuo [B]; el calor que se debe aportar al hervidor [Q_B] y el que se debe retirar del condensador [Q_C]; el reflujo externo [R]

herramientas necesarias para llevar a cabo dicha tarea²⁴. Este requiere especificar previamente, además de la alimentación (condición termodinámica, composición y caudal), presión de trabajo de la columna, el tipo de condensador a utilizar, la relación de reflujo externo (R), el número de etapas teóricas de separación (N) y la posición de la corriente de alimentación (N_{alim}) (Iglesias, y otros, 2013). Para estimar las últimas tres variables (R, N y N_{alim}) el simulador dispone de otro módulo de cálculo (“Short Cut Column”) que mediante el método empírico FUG (ver ANEXO C) realiza una rápida estimación de estos valores con muy poca información del proceso en sí. Cabe aclarar que como el presente trabajo no pretende ser un manual de usuario del software en cuestión, se mencionan solamente los aspectos básicos del mismo.²⁵

2.2. MATERIALES Y MÉTODOS.

Se hace uso del simulador de procesos UniSim Design® para diseñar el proceso de recuperación de etanol de un efluente industrial por medio de una operación de destilación.

2.2.1. PAQUETE TERMODINÁMICO.

Se hizo uso de la ecuación de estado de contribución de grupos (GC-EOS) para el tratamiento termodinámico de la mezcla etanol-agua, según lo mencionado en la *sección 1.2* y haciendo uso del árbol de decisión mostrado en la *Figura B- 1* del ANEXO B. Se utilizó UniSim Design® para obtener las curvas de

²⁴ Utiliza el método de la matriz tridiagonal (Tridiagonal matrix method) para resolver los balances de materia y los métodos de punto de burbuja (Bubble-point [BP] methods) para resolver los balances de energía y calcular el perfil térmico de la columna (Kister, 1992).

²⁵ Para mayor detalle consultar: **Iglesias, Omar y Paniagua, Carmen N. 2013. Conceptos básicos de simulación de procesos en simuladores modulares.** La Plata : Editorial de la universidad de la Plata, 2013.

puntos de rocío y de burbuja generadas a través de GC-EOS y se las comparó con datos experimentales extraídos de la bibliografía (Wankat, 2008).

2.2.2. ESTIMACIÓN DE R_{\min} , N Y N_{ALIM} .

Se define una corriente de alimentación con una temperatura de 20°C, una presión de 1 atm y una composición global en fracción másica de etanol de 0,4, en concordancia con la composición del efluente que se propone destilar (Repezza, y otros, 2012).

Se estimaron los valores de R , R_{\min} , N y N_{alim} haciendo uso del módulo de cálculo “*Short Cut Column*” que utiliza la ecuación de Frenske para determinar el número mínimo de etapas de separación; la ecuación de Underwood para determinar la relación de reflujo mínimo (R_{\min}); la correlación de Gilliland para determinar el número de etapas de equilibrio teóricas necesarias para la separación (N)²⁶; y la ecuación de Kirkbride para determinar la posición de la alimentación (N_{alim}) (Henley, y otros, 2000)(Iglesias, y otros, 2013).

En la *Figura 2- 2* se puede observar el algoritmo matemático que engloba estas ecuaciones y que utiliza este módulo de cálculo de UniSim Design® (Henley, y otros, 2000). Cada una de las ecuaciones mencionadas se muestra junto con una breve descripción en el ANEXO C. El módulo de cálculo “*Short Cut Column*” requiere tener definida completamente la corriente de alimentación²⁷. Además se debe proporcionar la separación deseada de los componentes de la mezcla (x_D y x_B) y la presión de trabajo de la columna. Se definió una separación

²⁶ Las ecuaciones de Frenske, Underwood y Gilliland se engloban bajo el nombre de *método FUG*.

²⁷ El valor de F no influye en los valores de R_{\min} , N y N_{alim} , pero el simulador requiere la definición completa de la corriente de alimentación. El valor de F se determina posteriormente a este análisis, por lo que como valor de referencia para esta etapa de cálculo se adopta un caudal molar de 1Kgmol/h.

tal que x_D sea 0,96 en fracción másica de etanol y que x_B sea 0,04 en fracción másica de etanol, para una presión de trabajo de 1 atm²⁸. En la *Figura 2- 1* se muestra una captura de pantalla del módulo de cálculo presentado.

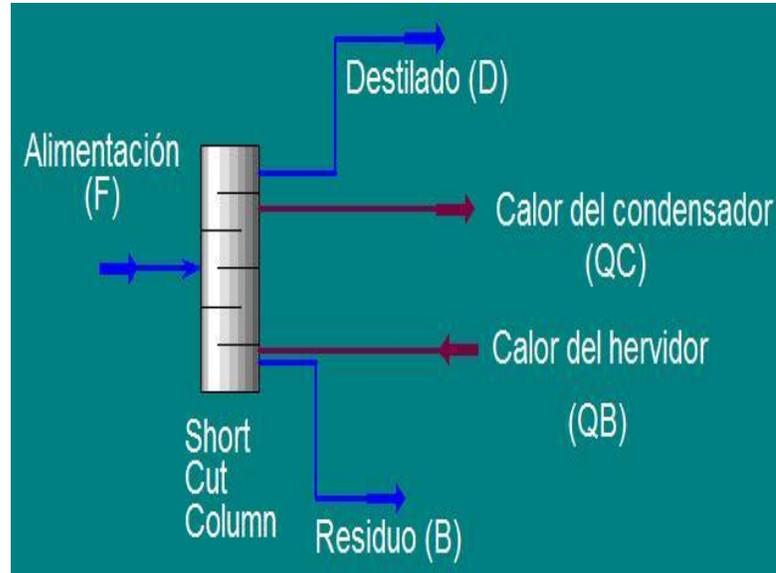


Figura 2- 1. Módulo "Short Cut Column" de UniSim Design.

El valor de la relación de reflujo externo corresponde a un múltiplo de la relación de reflujo mínimo y depende de consideraciones económicas en cuanto al consumo de energía y a la altura de la columna. La variación del valor de R tiene influencia en los valores de N , N_{alim} (como se observa en la correlación de Gilliland, *sección 8.3.3*) y por lo tanto en los valores de HETP y Z (según las *ecuaciones (1. 21)* y *(1. 22)* de la *sección 1.3.3*). Además influye en los valores de Q_B , y por ende en el valor de la velocidad de flujo de gas dentro de la columna. Un mayor valor de R genera un mayor gasto de energía (mayor valor de Q_B) pero una menor altura de relleno (Z). Un menor valor de R genera el efecto contrario. A su vez, el valor de G está relacionado íntimamente con el valor de Q_B y del caudal de alimentación F . Un mayor valor de F requiere un mayor consumo de

²⁸ Esta separación no es la separación que se obtendrá al finalizar el proceso de destilación. Corresponde a obtener una corriente de destilado con la composición azeotrópica y una corriente de residuo con tan sólo un 2% de etanol. Se utilizan estos valores para obtener una buena primera estimación de R_{min} y N_{min} .

energía para alcanzar un valor mayor de G que sea adecuado para la separación deseada, pero que a su vez no genere inundación en la columna. Por todo esto es que el valor de R no se puede elegir directamente y de manera independiente con respecto a todas estas variables. Entonces, se establecen más de un valor de R y se tabulan los pares de valores N - N_{alim} obtenidos en cada caso (ver *Tabla 2- 2*). En la sección siguiente se utilizan estos datos para definir el valor óptimo que adopta R , considerando las demás variables mencionadas.

2.2.3. CÁLCULO RIGUROSO DEL PROCESO DE DESTILACIÓN.

El módulo de cálculo “Distillation Column” requiere tener definida completamente la corriente de alimentación, la presión de trabajo, el tipo de condensador a utilizar, la relación de reflujo externa R , el número de etapas teóricas de separación N y la posición de la etapa de alimentación N_{alim} . Además, para agotar los grados de libertad del sistema, se debe ingresar algún requerimiento o especificación sobre las recuperaciones de los componentes claves. En esta oportunidad se trabajó a una presión de 1 atm y con un condensador total. Se especificó una recuperación de etanol en el destilado de 95%. En la *Figura 2- 3* se muestra una captura de pantalla del módulo de cálculo presentado.

Para determinar el caudal de la corriente de alimentación adecuado se tuvieron en cuenta las consideraciones de inundación de la columna. Como el presente estudio no representa un caso de diseño puro ya que disponemos de la columna de destilación, se hizo uso de la correlación generalizada para la inundación presentada en la *sección 1.4.2* en conjunto con la *ecuación (1. 25)* y los balances de materia correspondientes, para determinar el valor de F que genere

una velocidad de vapor correspondiente al 75% de inundación. A continuación se detalla el procedimiento utilizado.²⁹

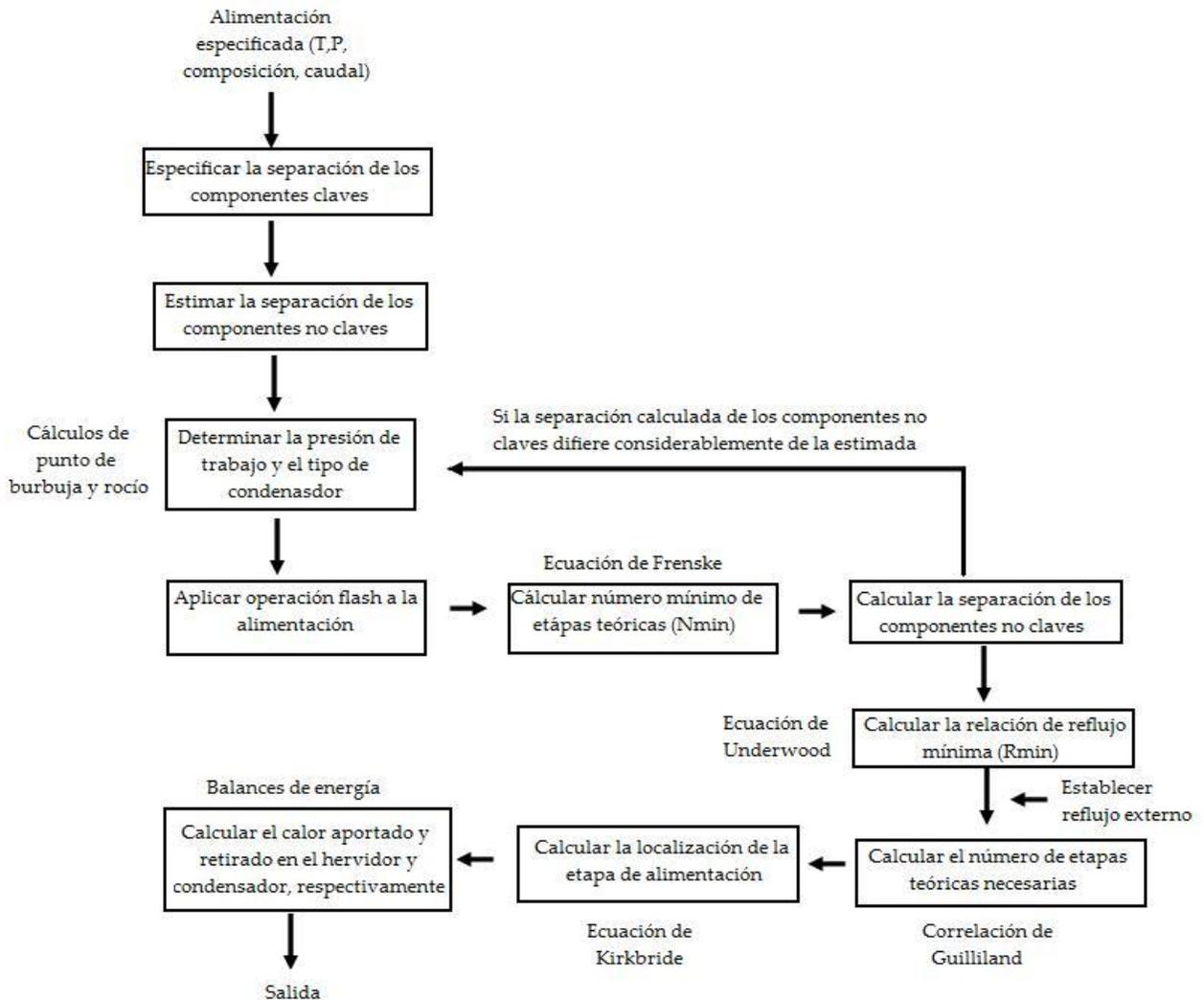


Figura 2- 2. Algoritmo para destilación por un método empírico.

²⁹ Si bien debe realizarse este procedimiento en varios puntos de la columna, consideramos válida la hipótesis de Lewis. Es decir, que la velocidad de flujo del vapor es aproximadamente constante a lo largo de la zona de enriquecimiento, adoptando un valor mayor que en la zona de agotamiento. Por lo tanto, elegimos realizar los cálculos a una altura equivalente a la primera etapa de separación.

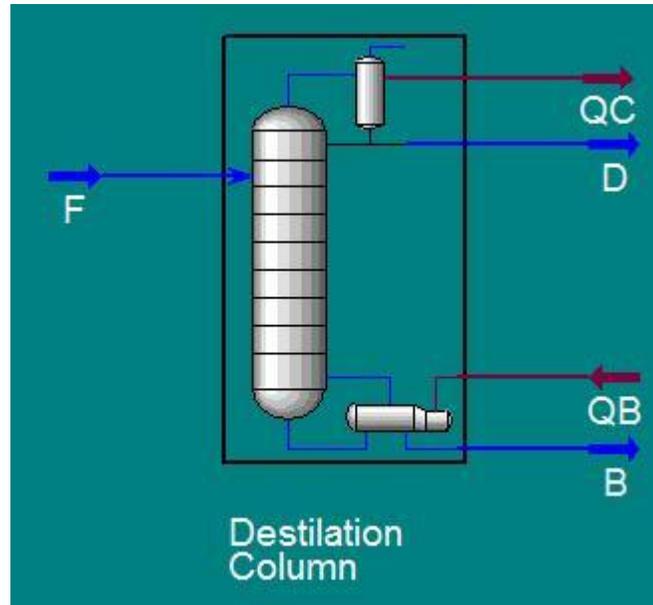


Figura 2- 3. Módulo "Distillation Column" de UniSim Design.

1. Para cada uno de los valores de R propuestos en la *sección 2.2.2*, se determinó el valor de la abscisa (F_{LV}) de la *Figura 1- 18* (ver *sección 1.4.2*) para la cual:

$$\frac{L}{G} = \frac{L' PMl}{V' PMv} \quad (2.1)$$

$$\frac{L'}{V'} = \frac{R}{R + 1} \quad (2.2)$$

Es posible determinar la relación de reflujo interno L/V de esta manera considerando que la suposición del método de Lewis es correcta (Wankat, 2008), es decir que los flujos de vapor y de líquido son constantes en cada sección (de enriquecimiento y agotamiento).

Luego se utilizó la *ecuación (1. 24)* que representa la curva de inundación para determinar el valor de G'_{inund} , en función de los

valores obtenidos. Se determinó la velocidad de flujo de vapor real como un determinado porcentaje (κ) del G'_{inund} .³⁰

$$G_{\kappa} = \frac{\kappa}{100} G'_{inund} \quad (2.3)$$

2. Mediante la ecuación (1. 25), se determina el flujo molar del vapor (V').
3. Del balance de masa de la sección de enriquecimiento, se determinó el valor del caudal molar del destilado (D') en lbmol/s.

$$D' = \frac{V'}{1 + \frac{L'}{D'}} \quad (2.4)$$

4. Del balance global de la torre se obtuvo el valor de F:

$$F' = \frac{D'}{\frac{z - x_B}{x_D - x_B}} \quad (2.5)$$

Donde z es la fracción molar de etanol en la alimentación; x_B es la fracción molar de etanol en el residuo; x_D es la fracción molar de etanol en el destilado; y F' es el caudal molar de alimentación en lbmol/s.

Determinado ya el valor de F, se hizo uso del módulo de cálculo "Distillation Column" y se obtuvieron los valores de G y de Q_B para cada valor de F. Luego, para cada par de valores N – G, se resolvieron las ecuaciones (1. 21) y (1. 22) para determinar en cada caso el valor de la altura de relleno. Se tabularon todos estos resultados en la Tabla 2- 6 para poder analizarlos en conjunto considerando los valores límites superiores de $Z=1,2m$ y $Q_B=3000W$ impuestos por el sistema y comprobando que los valores de G sean inferiores al G'_{inund} , para

³⁰ Para este trabajo se adopta un valor de κ de 75%.

elegir el valor de R óptimo para la separación deseada con el equipo de destilación disponible. Además, se extrajeron del simulador las curvas de los perfiles de composición y de temperatura. Estos perfiles se compararon con las curvas obtenidas experimentalmente luego de realizar el proceso de destilación (ver *Capítulo 4*).

Una vez concluida la simulación y habiendo resuelto por completo el proceso de destilación, se trasladaron los resultados de las variables operativas a la *Tabla 2- 7* y se llevó a cabo la destilación de la mezcla etanol-agua poniendo en funcionamiento la columna de destilación de planta piloto. Antes de llevar a cabo la destilación, se realizó la puesta en marcha de la columna según lo indicado en la sección siguiente.

2.2.4. PUESTA EN MARCHA DE LA COLUMNA.

Un aspecto a tener en cuenta en los equipos que trabajan en régimen continuo es la puesta en marcha, es decir, el tiempo que demora el sistema en alcanzar el estado estacionario una vez comenzada la operación. Debido al gran tamaño del hervidor de la columna en cuestión, llevaría mucho tiempo llegar a dicha condición si se llenase el mismo con la composición de alimentación. Para corroborar este hecho se calculó el tiempo que se demoraría en alcanzar la concentración de residuos en el hervidor, arrojada por el simulador, trabajando en forma intermitente.

Para determinar lo mencionado anteriormente se utilizó la ecuación de Rayleigh (Wankat, 2008):

$$\ln\left(\frac{W'_{final}}{F_{batch}}\right) = - \int_{x_{W',final}}^{x_{f',batch}} \frac{dx_{W'}}{x_{D'} - x_{W'}} \quad (2. 6)$$

Donde: W'_{final} es la cantidad del residuo en el hervidor una vez finalizada la operación intermitente en moles; $x_{W',final}$ la composición de este último en fracción molar; F_{batch} es la cantidad de material en el hervidor al inicio de la puesta en marcha; $x_{f',batch}$ es la composición de F_{batch} en fracción molar; $x_{D'}$ es la composición del destilado durante la puesta en marcha en fracción molar, y es función del tiempo; y $x_{W'}$ es la composición del residuo en el hervidor durante la operación batch también en fracción molar, y al igual que $x_{D'}$ es función del tiempo.

Para poder utilizar esta ecuación se necesita conocer la relación de $x_{D'}$ con $x_{W'}$. Las condiciones finales de la operación intermitente deben coincidir con las de la operación en continuo. Por lo tanto, W_{final} debe ser igual a la cantidad de residuo que va a haber en el hervidor durante dicha operación. Lo mismo sucede con $x_{W',final}$. Debido a la forma que se planteó éste cálculo, $x_{f',batch}$ debe ser igual a la composición de la alimentación de la columna en funcionamiento continuo, es decir 0,4 en masa de etanol (0,21 en fracción molar). El valor de F_{batch} representa la incógnita en la *ecuación (2. 6)*, que luego se la relaciona con el tiempo necesario para que el sistema entre en régimen (mediante las *ecuaciones (2. 7)*, *(2. 8)* y *(2. 9)*).

La funcionalidad de $x_{D'}$ con respecto a $x_{W'}$ se puede calcular mediante el método de McCabe-Thiele, buscando para cada $x_{D'}$ un $x_{W'}$, sabiendo el valor de L'/V' y la cantidad de etapas teóricas que posee la columna. La relación L'/V' se determina mediante la *ecuación*

(2. 2). Para hacer estos cálculos se desarrolló una función macro en Excel, utilizando como línea de operación la siguiente ecuación:

$$y' = \frac{L'}{V'}x' + \left(1 - \frac{L'}{V'}\right)x_{D'} \quad (2.7)$$

y los datos del equilibrio termodinámico por interpolación de la Tabla A- 1 del ANEXO A para el equilibrio agua-etanol a 1 atm de presión. Luego se graficó $\frac{1}{x_{D'}-x_{W'}}$ en función de $x_{W'}$ y se ajustaron los datos obtenidos mediante la ecuación correspondiente. Conociendo ahora la funcionalidad de $\frac{1}{x_{D'}-x_{W'}}$ con $x_{W'}$, se determinó el valor de F'_{batch} a través de la ecuación (2. 6). Para obtener el tiempo necesario para que el sistema entre en régimen (t_{op}) se aplicó la siguiente ecuación,

$$t_{op} = \frac{D'_{total}}{D'} \quad (2.8)$$

para la cual D se obtiene de la ecuación (2. 4) y:

$$D'_{total} = \frac{F'_{batch}}{W'_{final}} \quad (2.9)$$

Donde D_{total} es la cantidad de destilado recolectado en la operación intermitente.

Para acelerar el proceso de puesta en marcha (en el caso de que t_{op} sea muy grande) es posible llenar el hervidor con una mezcla de menor concentración de etanol para que en un determinado tiempo (menor al t_{op} calculado), se alcance la composición del residuo en el hervidor correspondiente a la operación continua, momento en el cual se debe abrir la válvula de alimentación. Hay que tener en cuenta que para esto se debe diluir una alícuota del efluente. Es importante aclarar que en nuestro caso esto se logra con un recurso accesible como el agua, sin embargo en otros casos esta operación podría no ser viable. De todos modos si la columna fuese diseñada desde un principio para el funcionamiento en continuo, el hervidor no debería tener tanta capacidad.

Entonces, se utilizan las *ecuaciones* (2. 6) a (2. 9) descriptas anteriormente, para determinar los parámetros de la puesta en marcha. En este caso se resuelve el sistema para determinar X'_{batch} y F'_{batch} , especificando el valor de t_{op} requerido.

El proceso de destilación es propuesto, en concordancia con los objetivos del presente trabajo, para recuperar etanol de un efluente industrial. Frente a los inconvenientes que se presentaron para obtener dicho efluente, se preparó una mezcla semejante al mismo (Repezza, y otros, 2012).

Para determinar si la potencia efectiva absorbida por la mezcla en el hervidor estaba en concordancia con el valor ingresado en el controlador, se llevaron a cabo varias pruebas en las que se registró la temperatura de la mezcla en el hervidor respecto al tiempo, mediante el uso de una termocupla tipo K (Solé, 1997) y luego se determinó, en función de la pendiente de la curva generada con los datos registrados en el datalogger , el valor de la potencia efectiva Q_B , según la siguiente ecuación:

$$Q_B = mC_p \frac{dT}{dt} \quad (2. 10)$$

Donde: m es la masa de fluido en el hervidor.

Se llevaron a cabo cuatro pruebas de destilación, modificando en cada una de ellas las condiciones de operación. Durante el proceso de destilación, una vez alcanzado el estado estacionario, se determinó periódicamente la composición del destilado y del residuo mediante el uso de un alcoholómetro (Ganot, 1983), comparando los valores obtenidos con los predichos por la simulación. Se confeccionó la *Tabla 2- 9* con los resultados logrados de la destilación. La puesta en marcha del sistema y el seguimiento

de la operación se llevaron a cabo según el manual de usuario del equipo de destilación presentado en el *ANEXO J*.

Cabe destacar, que la cuarta prueba de destilación se llevó a cabo en conjunto con los alumnos de cuarto año de la carrera de Ing. Química de la cátedra de Operaciones Unitarias II, ya que la refuncionalización de la columna de destilación tiene como finalidad el uso didáctico de la misma, de acuerdo al objetivo general del presente trabajo. De esta manera, este ensayo formó parte del *práctico de destilación de la cátedra*.

2.3. RESULTADOS.

2.3.1. PAQUETE TERMODINÁMICO.

En la *Figura 2- 4* se muestran las curvas de puntos de rocío y burbuja obtenidas mediante la GC-EOS, superpuestas sobre las respectivas curvas extraídas de la bibliografía (Wankat, 2008). Las curvas obtenidas de datos experimentales se confeccionaron a partir de la Tabla A- 1 del *ANEXO A*.

Se observa una pequeña desviación entre los datos experimentales y los modelados por el programa UniSim Design® a través de GC-EOS (error máximo menor a 10 % a $T=79^{\circ}\text{C}$), lo que denota la precisión en la predicción obtenida por el modelo y fundamenta la correcta elección del mismo.

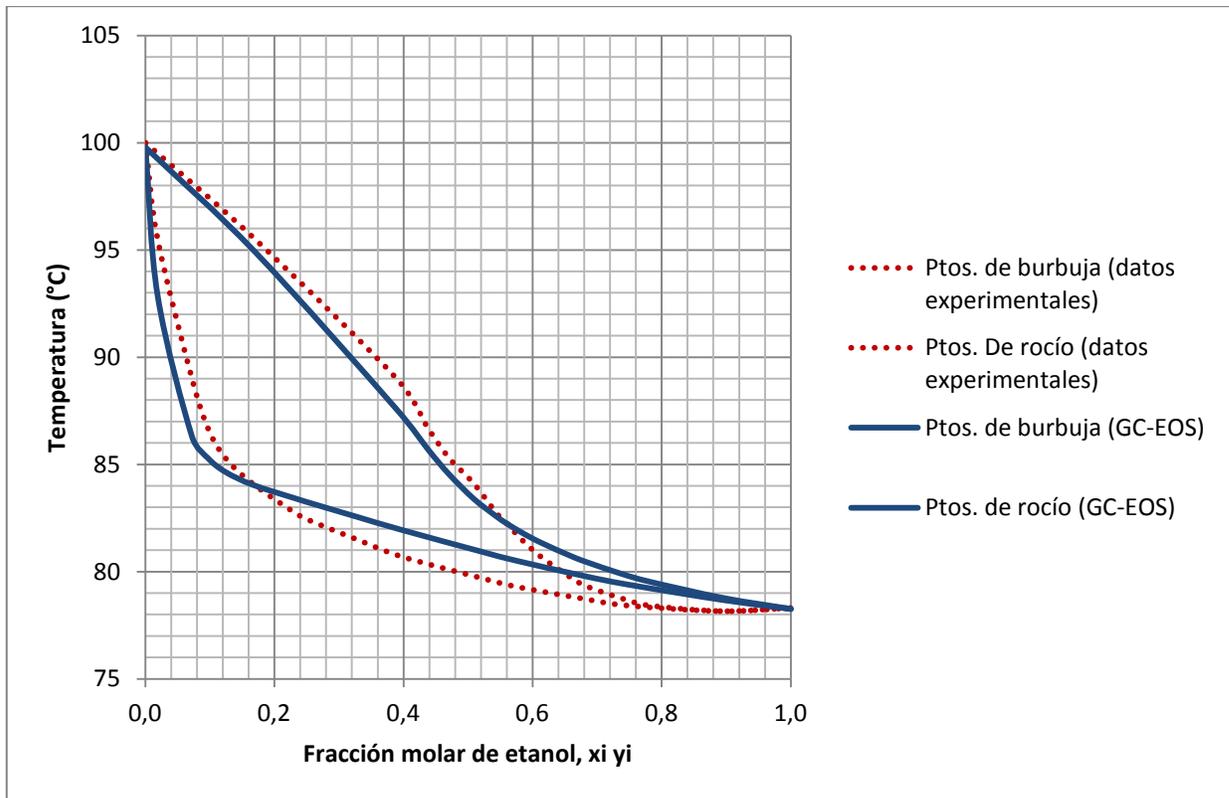


Figura 2- 4. Diagrama de fases T-x,y de una mezcla etanol-agua 1 atm.

2.3.2. ESTIMACIÓN DE $R_{MÍN}$, N Y N_{ALIM} .

Siguiendo el procedimiento descrito en la *sección 2.2.2*, mediante el módulo de cálculo “Short Cut Column” del software de simulación “UniSim Design®” se obtuvieron los siguientes resultados:

En la *Tabla 2- 2* se observa que, de acuerdo a lo expuesto en la *sección 2.2.2*, para valores de reflujo externo mayores son necesarias un número menor de etapas teóricas de equilibrio para obtener la separación deseada.

Tabla 2- 1. Variables fijas para la estimación de R_{\min} , N y N_{ALIM} .

Datos		
z	0,4	Fracc. Másica de etanol en la alimentación
T_F	20	°C
P_F	101,325	kPa
x_D	0,96	Fracc. Másica de etanol en el destilado
x_B	0,04	Fracc. Másica de etanol en el residuo
ΔP^{31}	20	kPa

Tabla 2- 2. Valores de R_{\min} , N y N_{ALIM} obtenidos mediante simulación.

R_{MIN}	PORCENTAJE DE R_{MIN}	R	N	N_{ALIM}
1,171	1,01	1,183	21	10
	1,03	1,200	16	8
	1,05	1,230	14	7
	1,10	1,288	13	6
	1,20	1,405	11	5
	1,30	1,522	10	5
	1,40	1,639	9	5
	1,50	1,757	9	4
	1,60	1,874	8	4
	1,70	1,991	8	4
	1,80	2,108	8	4
	1,90	2,225	8	4
	2,00	2,342	7	4
	2,10	2,459	7	3
	2,20	2,576	7	3
	2,30	2,693	7	3
	2,40	2,810	7	3
2,50	2,928	7	3	

³¹ ΔP representa la caída de presión a lo largo de la columna, determinada bajo la base establecida de 0,689kPa por cada etapa de equilibrio (Iglesias, y otros, 2013). Para esta primera etapa se inicializó mediante la suposición de tener 30 etapas teóricas. Luego se fue ajustando el valor de caída de presión para cada paso del cálculo.

2.3.3. CÁLCULO RIGUROSO DEL PROCESO DE DESTILACIÓN.

Aplicando las ecuaciones (1. 24), (1. 25) y (2. 1) - (2. 5), se determinaron los valores de F'' (caudal volumétrico de la alimentación) para cada valor de R. Los resultados se muestran en la *Tabla 2- 4*.

Tabla 2- 3. Variables dato utilizadas para el cálculo de F.

DATOS		
PMg	37,65	g/mol
PMI	35,09	g/mol
z	0,400	Fracc. Másica
x_D	0,881	Fracc. Másica
x_B	0,035	Fracc. Másica
A	0.000952 ³²	m ²

Para cada valor de R, N, N_{ALIM} y F'' , se determinaron los valores correspondientes de D, B, x_D , x_B , Q_C , Q_B , G, HETP y Z como se indicó en la *sección 2.2.3*. En la *Tabla 2- 6* se presentan los resultados obtenidos y en la *Figura 2- 5* se observa la captura de pantalla del módulo de cálculo "Distillation Column" de "UniSim Design®" resuelto.

³² Tiene en cuenta el factor de seguridad de 1.32 mencionado en la *sección 2.2.3*.

Tabla 2- 4. Valores de F obtenidos para cada valor de R propuesto.

R	F'' (L/h)
1,183	2,04
1,200	1,99
1,230	1,93
1,288	1,89
1,405	1,79
1,522	1,71
1,639	1,62
1,757	1,55
1,874	1,49
1,991	1,42
2,108	1,37
2,225	1,32
2,342	1,27
2,459	1,23
2,576	1,18
2,693	1,15
2,810	1,1
2,928	1,1

Tabla 2- 5. Variables dato utilizadas para simular el proceso de destilación.

Datos		
z	0,4	Fracc. Másica de etanol en la alimentación
T _F	20	°C
P _F	101,325	kPa
ΔP^{33}	20	kPa
Recuperación de etanol	95	%

³³ Como se mencionó anteriormente, este valor se inicializa en 20kPa, ajustándose a un valor final de 7,6kPa.

Tabla 2- 6. Resultados obtenidos del proceso de simulación de destilación.

F''(L/h)	D''(L/h)	B''(L/h)	X _D	X _B	Q _C (W)	Q _B (W)	G(kg/sm ²)	G _{inund} (kg/sm ²)	HETP (m)	Z (m)
2,04	0,94	1,10	0,88	0,035	438,20	550,00	0,453	0,561	0,047	1,0
1,99	0,92	1,07	0,86	0,035	438,00	546,00	0,449	0,561	0,041	0,7
1,93	0,90	1,04	0,83	0,035	435,10	541,60	0,444	0,561	0,039	0,5
1,89	0,88	1,00	0,83	0,035	439,10	542,50	0,447	0,561	0,037	0,486
1,79	0,84	0,95	0,83	0,035	442,20	540,00	0,446	0,560	0,034	0,379
1,71	0,79	0,91	0,83	0,035	437,00	529,50	0,444	0,558	0,108	1,080
1,62	0,75	0,87	0,83	0,035	432,80	521,20	0,442	0,557	0,103	0,925
1,55	0,73	0,82	0,83	0,035	442,90	527,50	0,446	0,556	0,102	0,920
1,49	0,7	0,79	0,83	0,035	439,30	520,50	0,444	0,555	0,097	0,773
1,42	0,67	0,76	0,83	0,035	435,70	514,40	0,441	0,555	0,097	0,775
1,37	0,64	0,73	0,83	0,035	433,60	509,30	0,440	0,554	0,097	0,776
1,32	0,61	0,71	0,83	0,035	430,6	503,2	0,438	0,553	0,097	0,687
1,27	0,59	0,68	0,83	0,035	428,3	498,3	0,437	0,552	0,091	0,638
1,23	0,58	0,65	0,83	0,035	447,7	515,3	0,446	0,552	0,090	0,631
1,18	0,56	0,63	0,83	0,035	444,8	509,4	0,444	0,551	0,090	0,632
1,15	0,54	0,61	0,83	0,035	443	506,2	0,443	0,550	0,090	0,633
1,1	0,52	0,59	0,83	0,035	442,1	502,8	0,443	0,550	0,090	0,630
1,1	0,51	0,57	0,83	0,035	440,7	500,1	0,442	0,549	0,091	0,634

Según las consideraciones de Q_B y Z presentadas en la *sección 2.2.3* y corroborando que G sea menor a G_{inund} , se decidió por trabajar con las condiciones correspondientes a un *reflujo externo de 1,183*, para el cual $G=0,453\text{kg/s.m}^2$ y menor a $G_{inund}=0,561\text{kg/s.m}^2$ y el valor de $Z=1\text{m}$, con un $HETP=0,047\text{m}$.

Cabe destacar, que para alcanzar la altura de relleno de la columna de destilación de planta piloto, igual a $1,2\text{m}$, se disminuyó más el valor de R sin alcanzar la convergencia en el cálculo del simulador. Por esta razón, se tomó al valor de R como el mínimo obtenido en la *Tabla I- 1* del *ANEXO I*.

En la *Figura 2- 5* se pueden observar todos los valores de las variables del proceso de destilación elegido. En la *Tabla I- 1* del *ANEXO I* se condensan los resultados de las *Tabla 2- 2*, *Tabla 2- 4* y *Tabla 2- 6*.

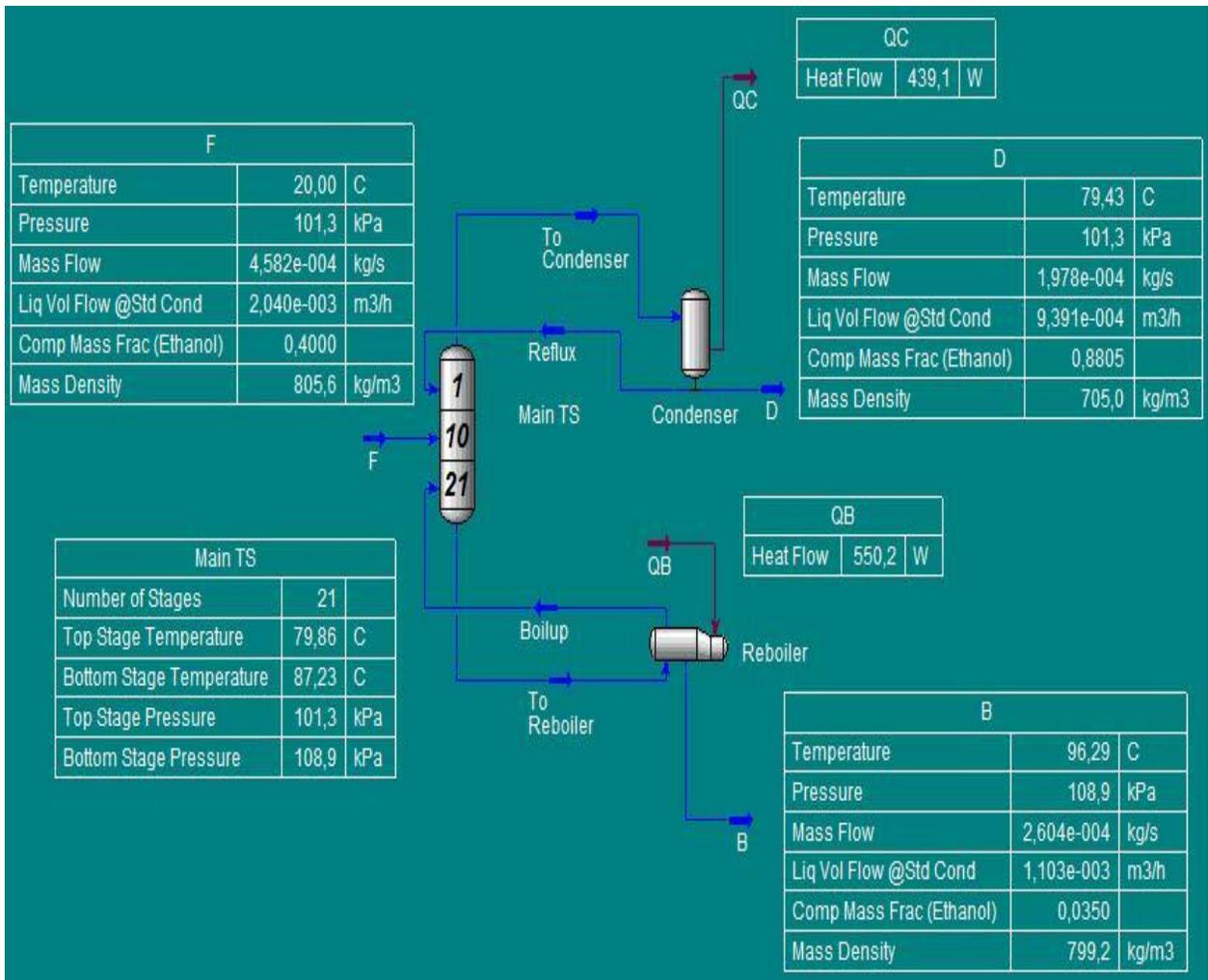


Figura 2- 5. Módulo "Distillation Column" de "UniSim Design."

2.3.4. PUESTA EN MARCHA.

Si la composición de la mezcla en el hervidor al inicio de la puesta en marcha es de 0,4 en masa de etanol, mediante las ecuaciones (2. 6) a (2. 9) se obtiene un t_{op} de 10,7h. A los fines prácticos de este estudio, consideramos que el tiempo de operación calculado para lograr las condiciones de la operación en continuo es muy elevado. Con el objeto de disminuir dicho intervalo de tiempo, se propuso un $t_{op}=15\text{min}$; mediante el procedimiento descrito en la sección 2.2.4 se determinó la composición y la cantidad de la mezcla que se debe incorporar al

hervidor para que, una vez que el vapor alcance la parte más alta de la columna y transcurrido el tiempo establecido (t_{op}), se obtengan las condiciones adecuadas para la operación en continuo (sistema en régimen). La *Figura 2- 6* representa la relación entre $1/(x_D-x_W)$ y x_W , necesaria para poder resolver la *ecuación (2. 6)*. En la *Tabla 2- 7* se muestran los valores obtenidos.

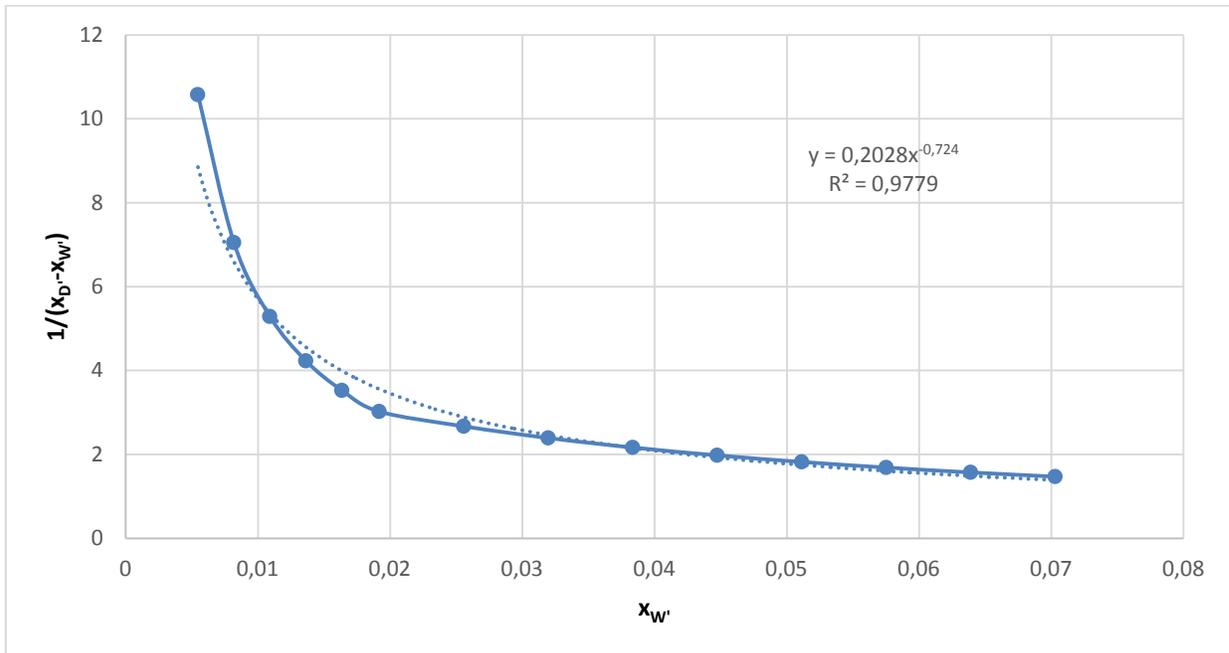


Figura 2- 6. Funcionalidad de $1/(x_D-x_W)$ con x_W , para resolver la *ecuación (2. 6)*.

Para llevar a cabo la destilación de operación continua, se preparó una mezcla de 22L de composición 0,4 en masa de etanol, semejante al efluente de una industria farmacéutica (Repezza, y otros, 2012). Además, para el proceso de puesta en marcha se preparó una mezcla de 20,7L de composición 0,073 en masa de etanol, como se indicó en la *Tabla 2- 7*. Ambas mezclas se constituyeron a partir de 12L de etanol comercial de fracción en masa igual a 0,96 y una densidad igual a 0,748kg/L. En la *Tabla 2- 8* se resumen las características de las mezclas de etanol y agua utilizadas.

Tabla 2- 7. Valores de las variables operativas para la puesta en marcha.

VARIABLES OPERATIVAS NECESARIAS PARA LA PUESTA EN MARCHA.		
Volumen de mezcla en el hervidor al inicio de la puesta en marcha.	20,7	L
Composición de la mezcla.	0,0733	Fracción másica de etanol
Potencia de las velas calefactoras.	456	W
Reflujo externo.	1,183 (7/6)	
T_{op} .	15	min
Caudal del agua de refrigeración	424	L/h

Tabla 2- 8. Características de las mezclas de etanol-agua utilizadas.

	PUESTA EN MARCHA	OPERACIÓN CONTINUA	ALCOHOL COMERCIAL
Volumen (L)	20,7	22	12
Masa de la mezcla (kg)	17,44596	17,7232	8,9712
Composición (Fracción en masa de etanol)	0,0733	0,4	0,96
Densidad (kg/L)	0,8428	0,8056	0,7476

De las pruebas realizadas para determinar la potencia efectiva suministrada al fluido en el hervidor, a continuación se muestra la curva obtenida de datos experimentales, que más se acerca a las condiciones proporcionadas por el proceso de simulación. Ingresando el valor de la pendiente de la ecuación de la recta de la *Figura 2-7* en la *ecuación (2. 10)*, se obtuvo un valor de Q_B igual a 501W de potencia efectiva, para un valor de Q_{setado} de 810W y un valor de la velocidad de giro n de 135rpm.

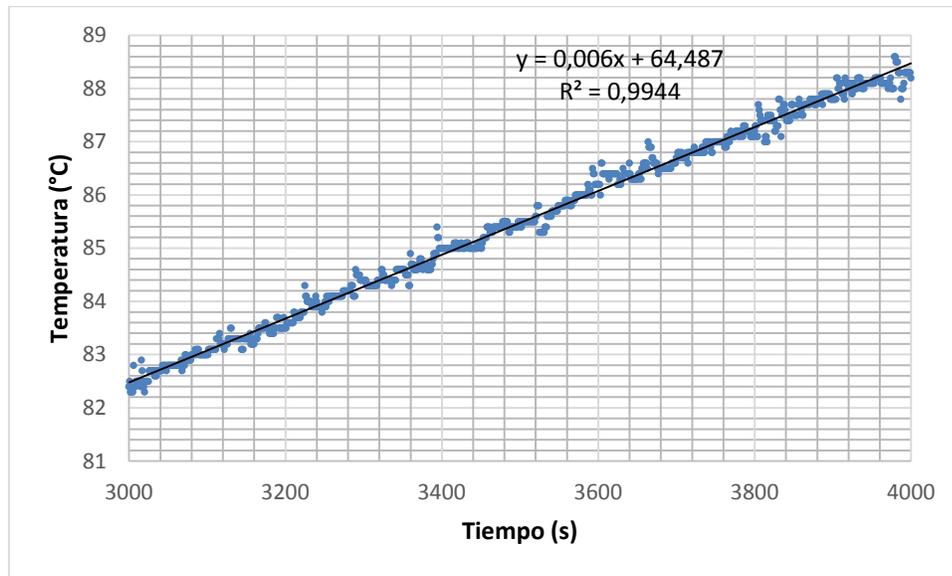


Figura 2- 7. Curva de T vs t, para cálculo de potencia efectiva en el hervidor.

2.3.5. SEGUIMIENTO DE LA DESTILACIÓN.

Se llevaron a cabo 4 pruebas en días consecutivos. El primer día se utilizó para ajustar los parámetros de la columna. Se comenzó a operar con un caudal de alimentación de 2,15L/h y con una potencia en el hervidor de 600W. Al observar que el caudal de destilado obtenido era muy bajo en relación al caudal de residuo, se disminuyó el caudal de alimentación, a un valor menor a 1,44 L/h³⁴, y se aumentó la potencia a 630W. Al observar un bajo caudal de destilado, se aumentó el caudal de alimentación a un valor de 1,44L/h y, para mantener la relación L/V, se aumentó la potencia del hervidor a 750W. En el transcurso de 20 minutos se observó nuevamente que el caudal de destilado obtenido era muy bajo en relación al caudal de residuo, por lo que se aumentó la potencia a 810W. Operando durante 2 horas en estas condiciones, se logró una operación estable, por lo que adoptamos estos parámetros para llevar a cabo la prueba del día 2.

³⁴ La incertidumbre en el valor de F se da debido a la imposibilidad de medir dicho valor durante la operación de destilación. Se midió el caudal al finalizar la operación, obteniendo un valor de 1,44L/h.

En la prueba correspondiente al segundo día, se alcanzó la composición azeotrópica de la mezcla etanol-agua antes de llegar a la cabeza de la columna (mediante la comparación de los valores de las temperaturas en T1 y T2, ver *Capítulo 4*), por lo que en la prueba del día 3 se modificó la posición de la alimentación a una más cercana a la cabeza de la columna (34 cm de la parte superior), para intentar alcanzar menor composición de etanol en la corriente de residuo sin que esto produzca una disminución en la composición del destilado. Además, en esta prueba se aumentó el caudal de alimentación a 1,64 L/h y se aumentó la potencia del hervidor a 930W para equilibrar el sistema.

Finalmente, en la cuarta prueba se operó con un caudal de alimentación de 1,64 L/h y con una potencia de 900W, debido a que al final de la prueba del día 3 se observó inundación en la columna.

En la *Tabla 2- 9* se muestran los resultados obtenidos (x_D , x_B , D, B) en las pruebas de destilación realizadas los días 2, 3 y 4. Se tomaron valores promedios de las variables, en base a los datos registrados en intervalos de 30 minutos. En la prueba del primer día no se registraron los datos de dichas variables porque, como se mencionó anteriormente, se utilizó esta prueba para ajustar los parámetros de operación. En la última columna de la *Tabla 2- 9* se presentan los valores obtenidos mediante la simulación del proceso.

Los resultados expresados en la tabla anterior indican que, en las destilaciones llevadas a cabo en la columna de planta piloto, se logró obtener un destilado de mayor pureza (x_D) que la esperada según la simulación del proceso, a expensas de una mayor concentración de etanol en la corriente de residuo (x_B). Sin embargo, no se obtuvieron los caudales de destilado y de residuo predichos por la simulación.

Tabla 2- 9. Resultados obtenidos de la destilación.

Magnitud medida	Día 2 (22/10)	Día 3 (23/10)	Día 4 (29/10)	Simulación UniSim
Duración de la prueba (h)	7,5	7,5	3,5	-
Q_B (W) ³⁵	810	930	900	550
$T_{l, prom}$ (°C)	78,39	79,79	78,57	79,43
$T_{l, prom}$ (°C)	94,10	95,75	96,00	96,29
$X_{D, prom}$ (% v/v)	96,00	95,47	95,5	91,80
$X_{B, prom}$ (% v/v)	9,80	8,40	9,5	3,00
$X_{D, prom}$ (fracción másica)	0,94	0,93	0,93	0,88
$X_{B, prom}$ (fracción másica)	0,08	0,07	0,08	0,04
D_{prom} (L/h)	0,54	0,54	0,69	0,94
F (L/h)	1,44	1,64	1,64	2,04
B (L/h) ³⁶	0,90	1,10	0,95	1,10
Recuperación de etanol (kgD/kgF%)	82	71	91	95

2.4. CONCLUSIÓN.

Se obtuvo una pureza de destilado 4% mayor que la predicha por la simulación. El número de etapas teóricas de separación, proporcionado por el simulador de procesos, corresponde a una altura de relleno (Z) de 1m (ver *Tabla 2- 6*) y, dado que la columna de planta piloto tiene 1,2m de relleno, existe una mayor superficie de contacto que mejora la separación, por lo que es esperable el mayor rendimiento de la operación de destilación.

³⁵ Los valores medidos corresponden a una potencia efectiva de aproximadamente 500W.

³⁶ Este valor, a diferencia de los demás valores expuestos en la *Tabla 2- 9*, no es un valor obtenido de la medición sino que fue calculado mediante un balance de masa global de la columna: $B=F-D$. La razón de esto radica en un funcionamiento incorrecto del sistema de evacuación del residuo, explicado en el Capítulo 5.

Otro aspecto a tener en cuenta, es que, durante la simulación del proceso, se consideró constante el diámetro de la columna, con un valor de 4cm; mientras que la columna de destilación de planta piloto posee un tramo de 20cm de longitud con un diámetro mayor, igual a 9,5cm. Esta simplificación se llevó a cabo porque el simulador no permite el ingreso de un diámetro variable y además porque se consideró que el tramo de mayor diámetro representa sólo el 15% de la altura total de relleno de la columna.

Cabe destacar, que se realizó un análisis de la HETP del tramo de mayor diámetro de la columna, resultando en un valor de 0,58m, con respecto al valor del tramo de menor diámetro, igual a 0,05m. Esto quiere decir que, en estas condiciones, el tramo de mayor diámetro requiere más altura de relleno para llevar a cabo una etapa teórica de separación, que el tramo de menor diámetro. Sería posible mejorar la eficiencia del tramo de mayor sección de la columna, aumentando el caudal de gas. En este caso, esto resulta imposible, ya que se produciría la inundación del tramo de menor diámetro de la columna.

En cuanto a la diferencia de caudales de destilado y residuo obtenidos, en comparación con los esperados de la simulación, se puede decir que la dificultad de regular con elevada precisión el valor del caudal de la alimentación (ver *Capítulo 5*) hizo que se deban cambiar las condiciones de alimentación, obteniendo un valor de F entre 1,44 y 1,64L/h frente al valor esperado de 2,04L/h, y consecuentemente la potencia de las velas calefactoras, obteniendo caudales menores de destilado y residuo.

A pesar de esto, la composición de la corriente de destilado es un parámetro más representativo de la eficiencia de la operación de destilación que los caudales obtenidos, por lo que se considera que los resultados alcanzados son satisfactorios.

Con respecto a la potencia suministrada al hervidor, se trabajó en un valor muy cercano al propuesto por el simulador; tan sólo un 7% menor al esperado.

Cabe destacar que, la simulación del proceso de destilación, previa a la puesta en marcha y operación de la columna, nos permitió establecer *a priori* las condiciones de operación del proceso, las cuales no estuvieron tan alejadas de las alcanzadas en la práctica.

**TERCERA PARTE. MEJORAMIENTO DE LAS
CONDICIONES OPERATIVAS DE LA COLUMNA DE
DESTILACIÓN.**

CAPÍTULO 3. AGITACIÓN.

3.1. INTRODUCCIÓN.

3.1.1. AGITACIÓN Y MEZCLADO.

En la mayoría de las industrias químicas y en otras afines, la eficiencia y productividad de muchos procesos dependen fuertemente del grado de agitación y mezclado de los fluidos. La agitación se refiere a forzar un fluido por medios mecánicos para que éste adquiera un patrón de flujo determinado en el interior de un recipiente; el mezclado implica lograr que las sustancias presentes se distribuyan al azar en todo el volumen mezclado propiciando un contacto íntimo entre los compuestos presentes. Estas operaciones son llevadas a cabo por ejemplo para (Geankoplis, 1998):

- Mezclar líquidos miscibles, tales como etanol y agua.
- Disolver sólidos en líquidos, tales como sal en agua.
- Suspender partículas sólidas finas en un líquido.
- Dispersar un gas en un líquido en forma de burbujas pequeñas para homogeneizar la concentración del gas, incluso en zonas alejadas del difusor.
- Mejorar la transferencia de calor entre dicho fluido y un serpentín o una resistencia eléctrica o una camisa calefactora en las paredes del recipiente, así como también homogeneizar la temperatura del volumen de control.

El hervidor de la torre de destilación de Planta Piloto, como ya se mencionó en la introducción del presente trabajo, es un recipiente de geometría cilíndrica que está provisto de un sistema de calefacción eléctrico constituido por dos velas calefactoras colocadas transversalmente en el interior del mismo, a más

de 40 cm por encima del fondo de descarga (ver plano del hervidor del *ANEXO J*). La transferencia de calor desde las velas hacia el fluido produce que el mismo ascienda en el recipiente, debido a un proceso de convección natural. Sin embargo, a causa de la disposición de las velas se espera que la distribución de temperatura en el recipiente no sea homogénea. Además, al observar el hervidor en funcionamiento es evidente que la porción que se encuentra por debajo de las resistencias eléctricas no posee la misma temperatura que la que se aprecia por encima de las mismas. Esto se comprobó experimentalmente como se indica en la *sección 3.2.6* Este hecho hace que se genere una distribución no homogénea de temperatura, que el líquido del fondo no alcance la temperatura de ebullición y que a su vez se produzca una diferencia de concentración en el hervidor. Para solucionar este inconveniente se propone instalar un sistema de agitación, como se indica a partir de la *sección 3.2*.

Por lo común, los líquidos son agitados en tanques o recipientes, generalmente de forma cilíndrica y provistos de un eje vertical sobre el cual se instalan él o los impulsores necesarios, como se observa en la *Figura 3- 1* (McCabe, y otros, 1991). El eje se acciona por un motor eléctrico (monofásico o trifásico) conectado directamente o a través de una caja reductora de velocidad.

La agitación eficiente se logra mediante la combinación de la velocidad de giro del impulsor y la geometría del sistema, teniendo presentes también las propiedades físico-químicas del fluido. Si bien las dimensiones del tanque de nuestro sistema de agitación ya están establecidas y no pueden ser modificadas en el presente trabajo, las mismas se ajustan, en cierta medida, a las de un diseño de características estandarizadas, como el fondo redondeado para eliminar regiones estanco en las que no penetrarían las corrientes de flujo y una altura del líquido aproximadamente igual al diámetro del tanque.

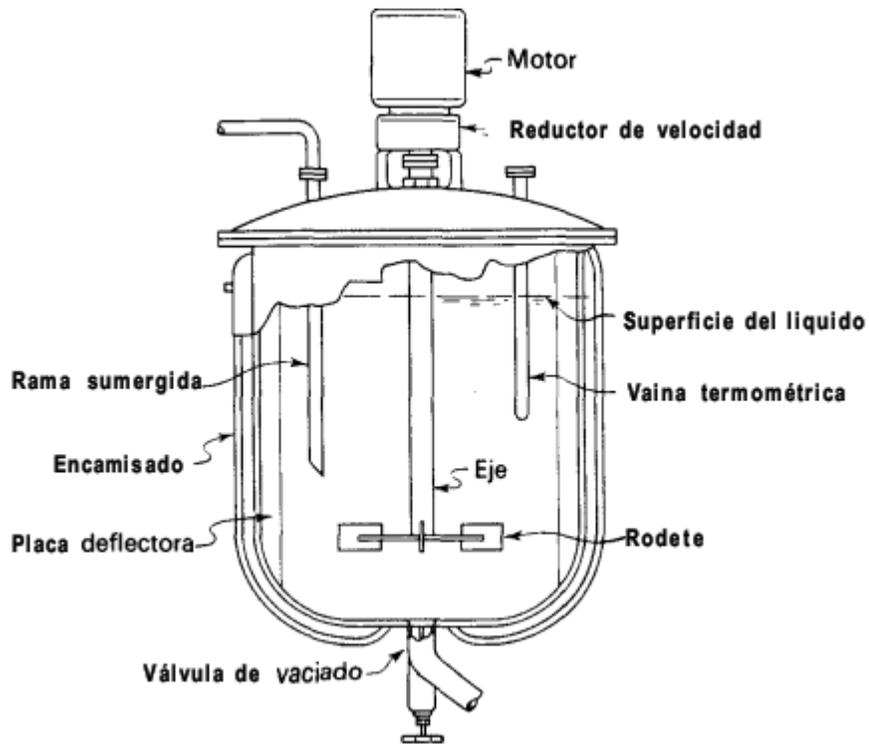


Figura 3- 1. Tanque típico de proceso con agitación.

Existen distintos tipos de impulsores, y dependiendo de las características del sistema se puede utilizar uno u otro. Los agitadores de impulsor se dividen en dos clases: los que generan corrientes paralelas al eje del impulsor y aquellos que generan corrientes en dirección radial al mismo.

Los primeros reciben el nombre de impulsores de flujo axial, como las hélices. Una hélice es un impulsor de alta velocidad que se utiliza para líquidos de baja viscosidad. Generalmente el sentido de giro del eje hace que la hélice impulse el fluido hacia abajo hasta que el mismo choca con el fondo del tanque. Proporcionan alto esfuerzo de corte, como podemos observar en la *Figura 3- 2a*.

Los segundos reciben el nombre de impulsores de flujo radial, como es el caso de las turbinas. En la *Figura 3- 2b* se muestra una turbina sencilla de palas rectas y la turbina de disco de la *Figura 3- 2c* las cuales impulsan el fluido en forma radial y tangencial, casi sin movimiento vertical. Las corrientes generadas se desplazan hacia las paredes del tanque y desde allí se dirigen hacia arriba o hacia abajo (Treybal, 1995). En las *Figura 3- 2d, e y f*, se observan turbinas abiertas de palas curvas, turbinas de palas rectas inclinadas y turbinas de impulsor cubierto, respectivamente (Treybal, 1995).

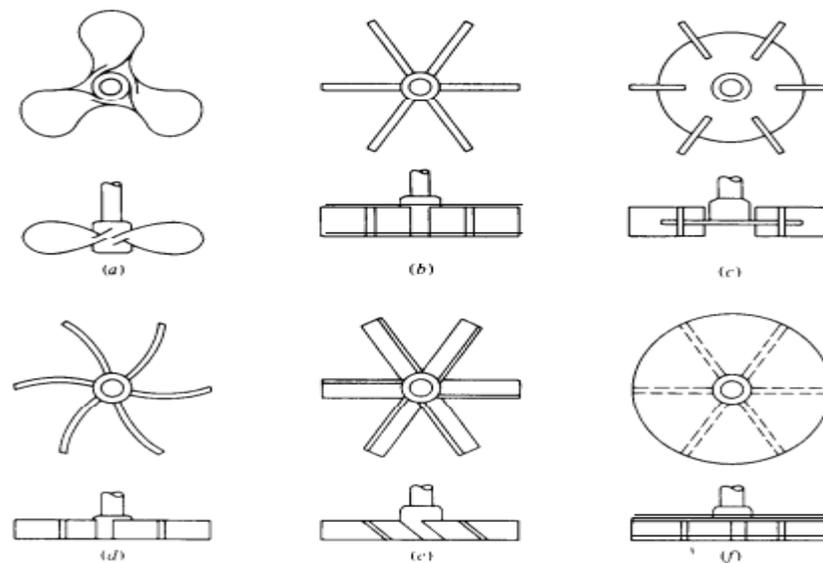


Figura 3- 2. Tipos de rodetes de mezcla.

Debido a la gran variedad de impulsores que se encuentran en el mercado, a las distintas posiciones en las que se los puede colocar, a la geometría del recipiente, y a las dimensiones y cantidad de deflectores, entre otros factores, el diseño de un sistema adecuado de agitación es realmente complejo y en la mayoría de los casos requiere de repetidas experiencias para lograr el objetivo. Sin embargo, la mayoría de los autores brindan una serie de relaciones geométricas estándar obtenidas empíricamente que permiten un diseño adecuado

del sistema. En la *Tabla 3- 1* se encuentran dichas relaciones referenciadas a la *Figura 3- 3* (McCabe, y otros, 1991).

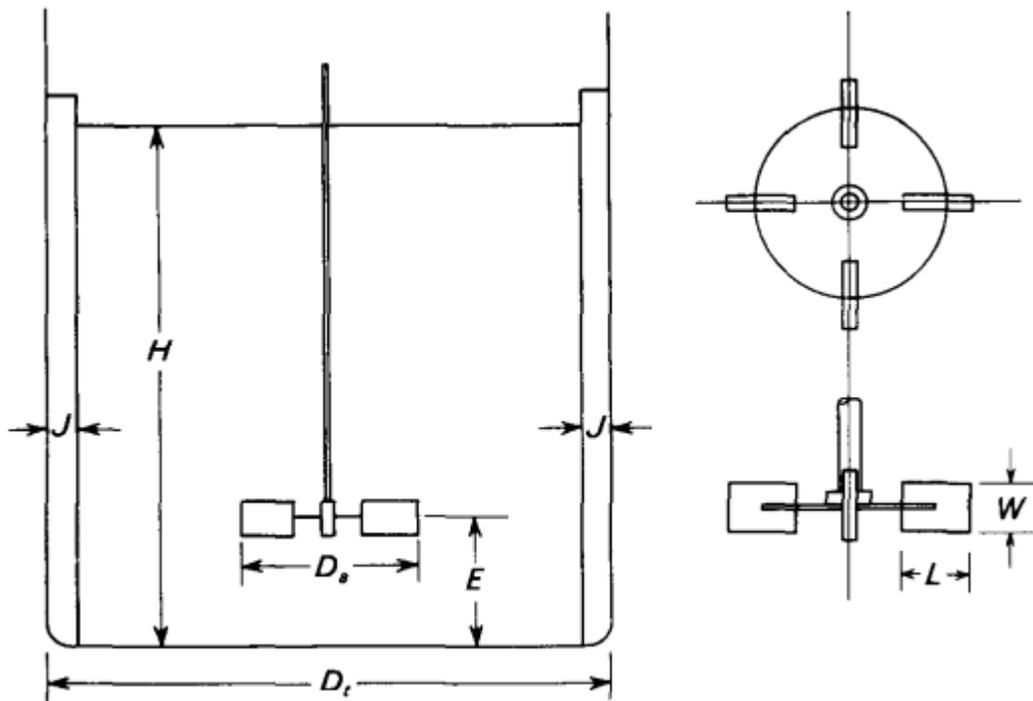


Figura 3- 3. Medidas de un agitador de turbina.

Donde: D_a : diámetro del impulsor; D_t : diámetro del tanque; E : distancia entre la línea media del impulsor al fondo del tanque; H : altura del líquido; J : ancho de los deflectores; L : largo de las palas; W : altura de las palas.

Es importante conocer el movimiento del fluido dentro del recipiente para poder determinar si la agitación es efectiva. El tipo de flujo que se produce en un tanque agitado depende principalmente de las características del fluido, del tipo y tamaño del impulsor, de las proporciones del tanque y de la presencia de placas deflectoras, como se aprecia en la *Figura 3- 4*.

La velocidad del fluido en un punto del tanque tiene tres componentes: axial, radial y tangencial, como se puede apreciar en el esquema de la *Figura 3- 5*,

donde: V es la velocidad; a es componente axial; t es la componente tangencial; y r es la componente radial. El tipo de flujo global en el mismo depende de las variaciones de dichas componentes de un punto a otro.

Las componentes radial y axial son útiles por cuanto dan lugar al flujo necesario para que se produzca la mezcla. Cuando el eje es vertical y está dispuesto en el centro del tanque, la componente tangencial de velocidad es generalmente perjudicial para la mezcla.

El flujo tangencial sigue una trayectoria circular alrededor del eje y, según se representa en la *Figura 3- 6* crea un vórtice en la superficie del líquido que, debido a la circulación en flujo laminar, da lugar a una estratificación permanente en diferentes niveles de sustancias sin mezclar, sin que exista flujo axial de un nivel a otro (McCabe, y otros, 1991).

Tabla 3- 1. Relaciones estándar de un agitador de turbina.

RELACIÓN	VALOR ESTÁNDAR
$S_1 = \frac{Dt}{Da}$	3
$S_2 = \frac{E}{Da}$	1
$S_3 = \frac{L}{Da}$	1/4
$S_4 = \frac{W}{Da}$	1/5
$S_5 = \frac{J}{Dt}$	1/12
$S_6 = \frac{H}{Dt}$	1

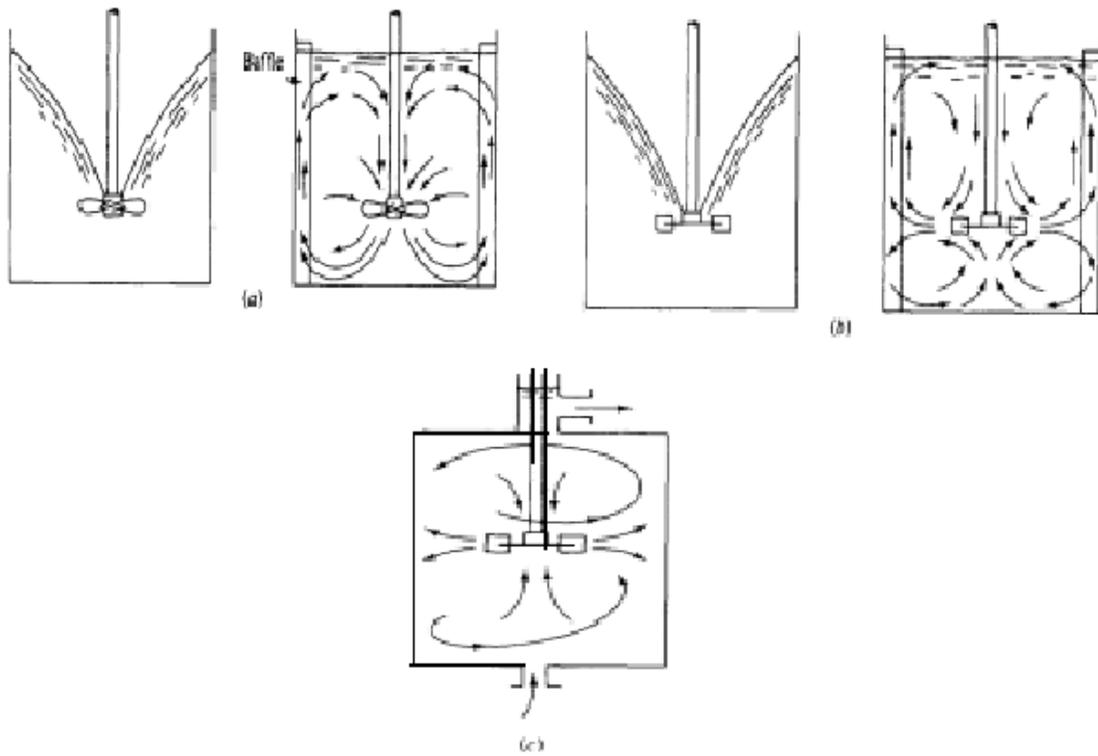


Figura 3- 4. Patrones de flujo en un recipiente agitado.

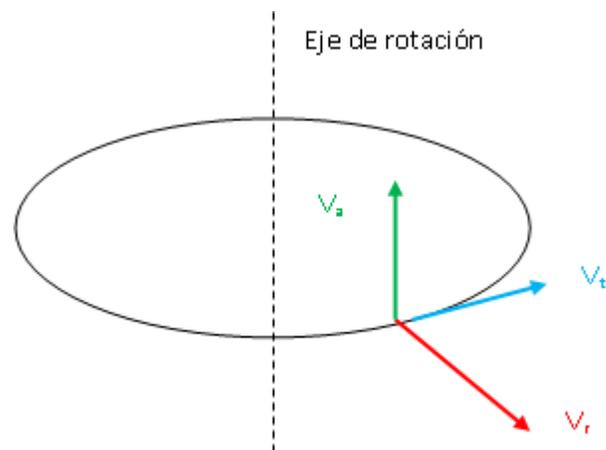


Figura 3- 5. Componentes de la velocidad dentro de un tanque agitado.

En tanques desprovistos de placas deflectoras, el flujo circulatorio y por lo tanto los vórtices, son inducidos por todos los tipos de impulsores, tanto si el flujo es axial como radial.

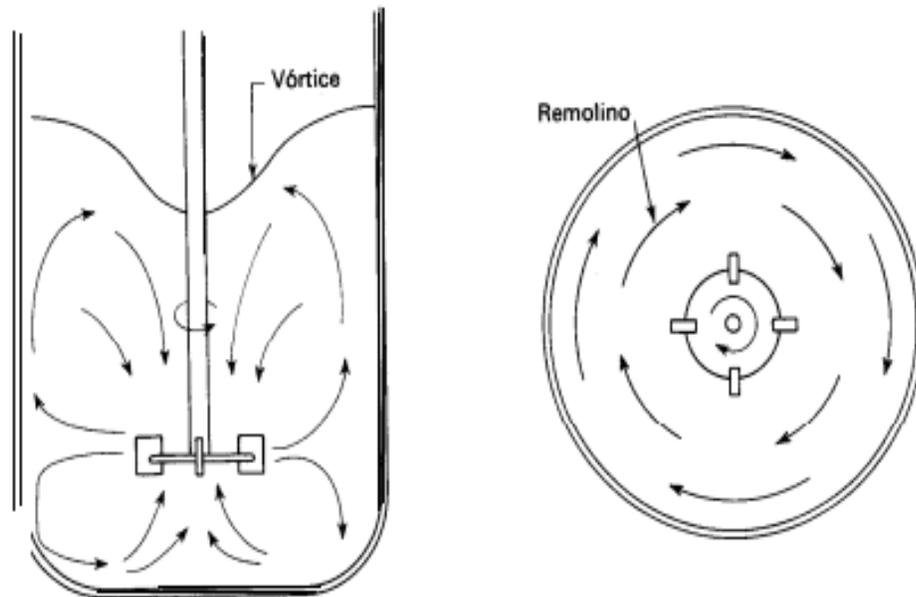


Figura 3- 6. Formación de vórtice y tipo de flujo en un tanque agitado.

Para prevenir la formación de vórtices se debe tener en cuenta lo siguiente (McCabe, y otros, 1991):

- En tanques de pequeño tamaño, se debe colocar el impulsor separado del centro del tanque, como se muestra en la *Figura 3- 7*.
- En los tanques de escala piloto, el agitador puede montarse en la parte lateral del tanque, con el eje en un plano horizontal, o formando un cierto ángulo con el radio, como se observa en la *Figura 3- 8*.
- En los tanques de escala industrial, con agitadores verticales, el método más conveniente para reducir los remolinos es instalar placas deflectoras, que

impiden el flujo rotacional sin afectar al flujo radial y axial. Esto puede observarse en la *Figura 3-9*.

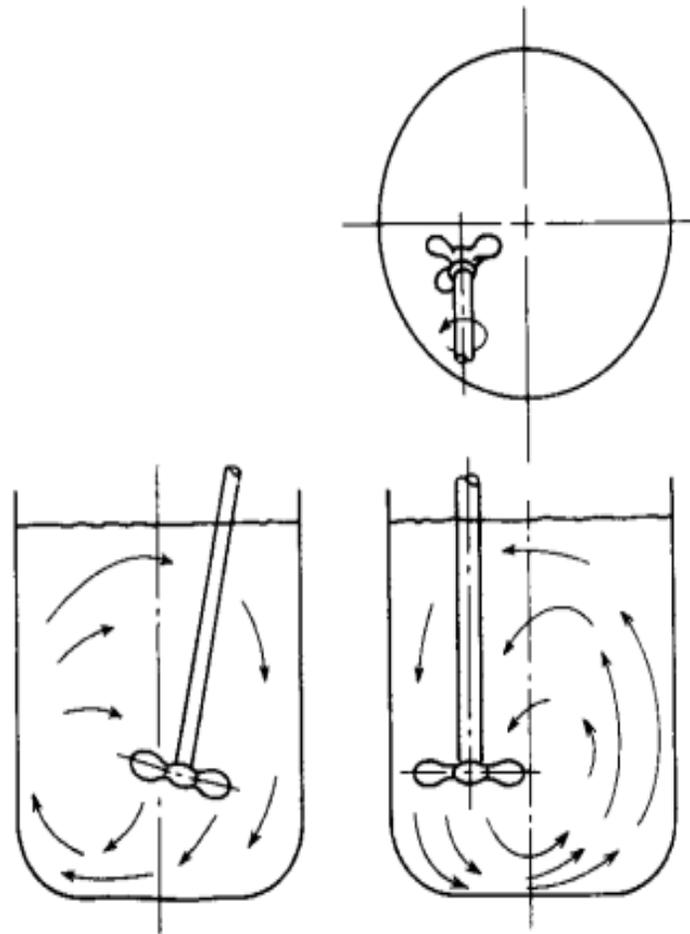


Figura 3-7. Agitador no centrado.

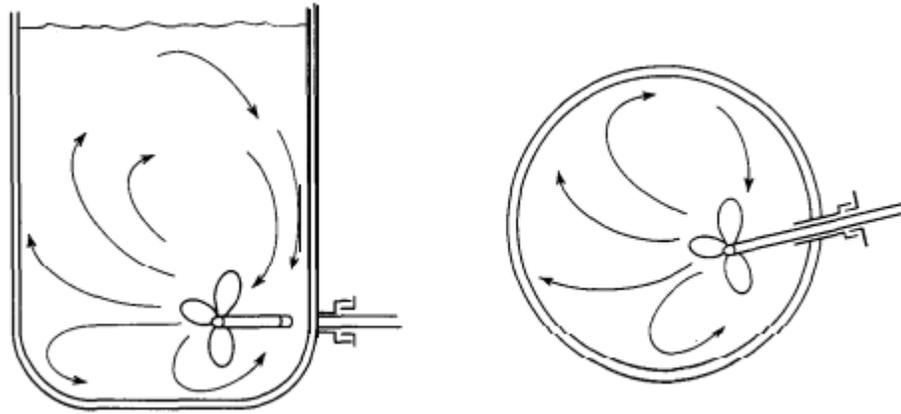


Figura 3- 8. Impulsor con entrada lateral.

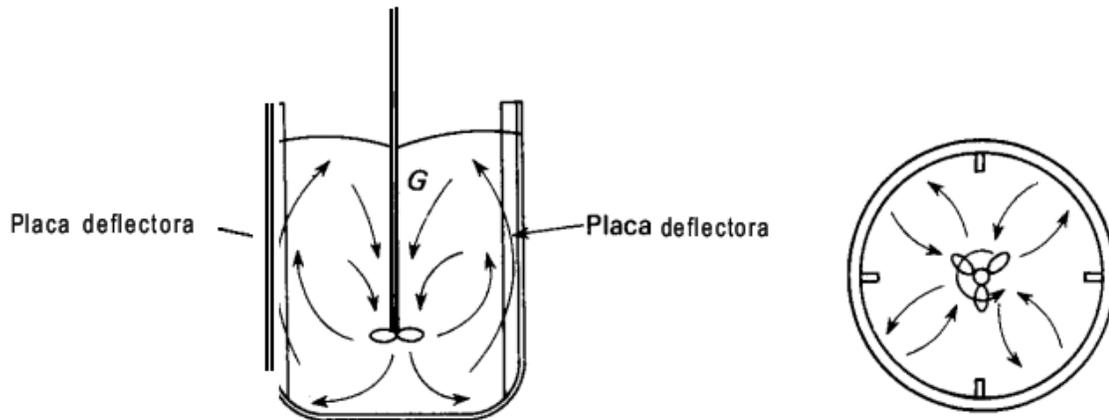


Figura 3- 9. Modelo de flujo en un tanque con placas deflectoras.

3.1.2. MOTORES ELÉCTRICOS.

Como se mencionó anteriormente es necesario disponer de una máquina que pueda accionar el eje del agitador, como los motores eléctricos. Para el presente trabajo nos interesa conocer que son dispositivos que transforman la energía eléctrica en energía mecánica mediante principios básicos del electromagnetismo. Para un estudio más detallado de este tema se pueden

consultar bibliografía específica (Young, y otros, 2009). La *Figura 3- 10* muestra una forma de clasificación de los motores eléctricos (Hill, 2014).

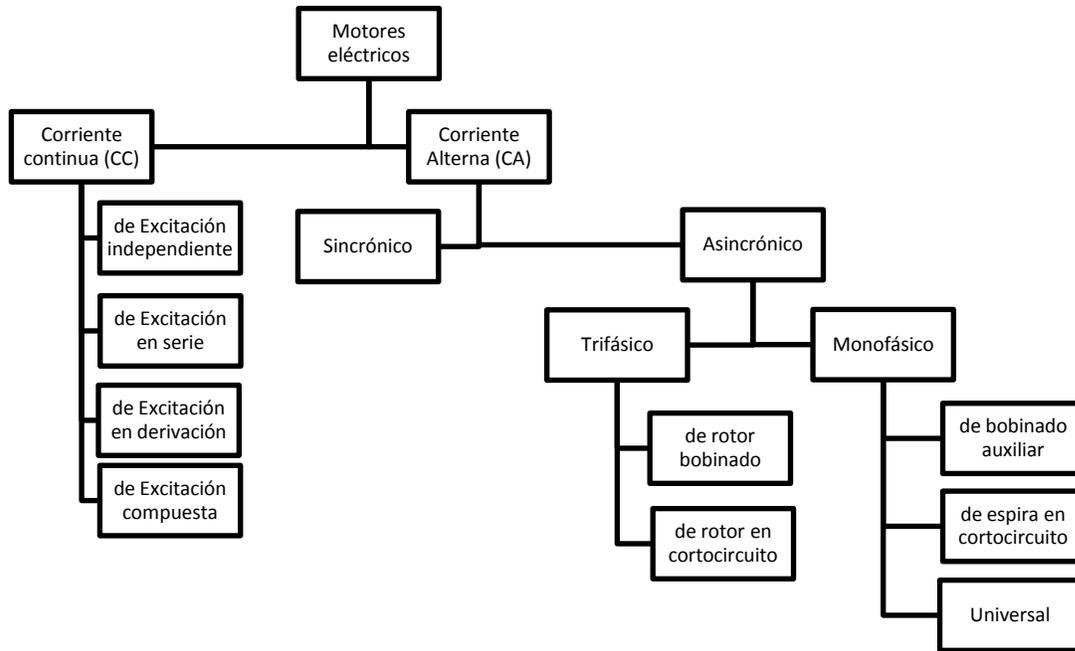


Figura 3- 10. Clasificación de los motores eléctricos.

Todos los motores de corriente continua así como los sincrónicos de corriente alterna, incluidos en la clasificación anterior, tienen una utilización y unas aplicaciones muy específicas. En cambio, los motores de corriente alterna asíncronos³⁷, tanto monofásicos como trifásicos, son los que tienen una aplicación más generalizada gracias a su facilidad de utilización, poco mantenimiento y bajo coste de fabricación. Cabe destacar que estos últimos son los más utilizados en las industrias químicas en lo que respecta a sistemas de agitación (Hill, 2014).

³⁷ Se da el nombre de motor asíncrono o asincrónico al motor de corriente alterna cuya parte móvil gira a una velocidad distinta a la de sincronismo.

De entre los motores eléctricos de corriente alterna asincrónicos trifásicos, el que más se destaca es el de rotor en cortocircuito, por ser el de construcción más sencilla, de funcionamiento más seguro y de fabricación más económica. Su constitución puede observarse en la *Figura 3- 11*.

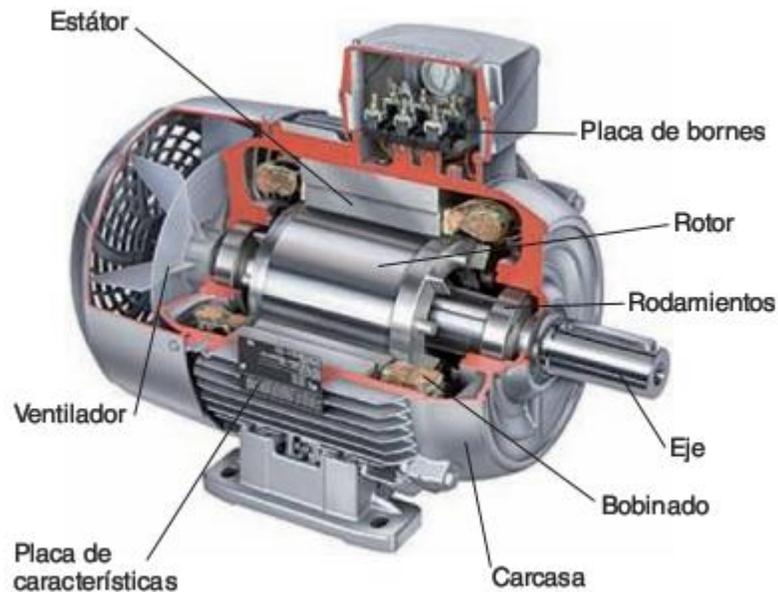


Figura 3- 11. Esquema de un motor eléctrico de CA asincrónico trifásico.

De entre los motores eléctricos de corriente alterna monofásicos se destacan los motores universales. Tiene la particularidad que puede funcionar tanto en corriente continua como alterna. Se caracteriza por tener un fuerte par de arranque³⁸ y por *embalarse*³⁹ cuando funciona al vacío. Esto provoca que el motor se desestabilice, salga de su funcionamiento normal y pueda romperse en muy poco tiempo si se lo opera de modo continuo. Sin embargo funcionando en

³⁸ Es el momento de fuerza que ejerce el motor sobre el eje de transmisión de potencia para romper la inercia y comenzar a girar.

³⁹ Aumento desmesurado de la velocidad de giro debido a que la misma aumenta al disminuir el flujo inductor y, en estos tipos de motores, este disminuye al aumentar la velocidad, puesto que la intensidad en el inductor es la misma que en el inducido.

corriente alterna este inconveniente se ve reducido porque su aplicación suele ser en motores de pequeña potencia y las pérdidas por rozamientos son elevadas con respecto a la total, por lo que no presentan el peligro de embalsarse, pero sí alcanzan velocidades de hasta 20.000 rpm, que los hace bastante idóneos para pequeños electrodomésticos y máquinas herramientas portátiles, como licuadoras, taladros o ventiladores de hogar. Tienen la ventaja de poder regular la velocidad sin grandes inconvenientes (Hill, 2014). En la *Figura 3- 12* observamos la constitución de este tipo de motor.

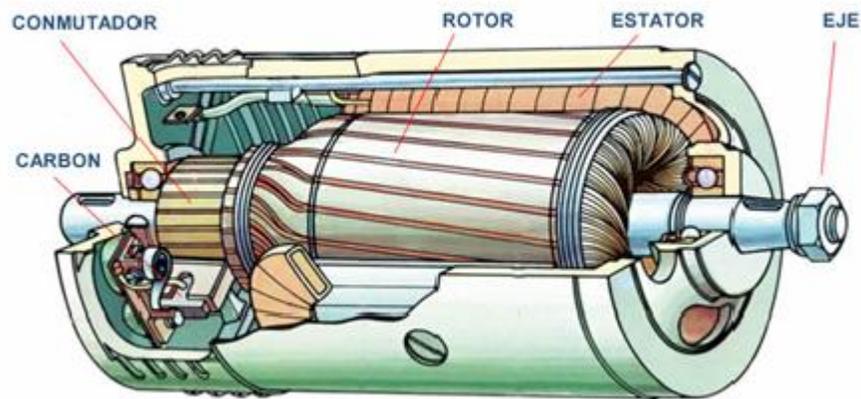


Figura 3- 12. Esquema de un motor eléctrico asincrónico monofásico universal.

3.1.3. ACCIONAMIENTO MÉCANICO.

Los motores eléctricos se acoplan mecánicamente a equipos de muy diversa naturaleza, según sean las características y requerimientos de los mismos. Dicha vinculación se lleva a cabo por medio de una unión entre el eje del motor y el eje del mecanismo conducido. Los acoplamientos pueden clasificarse de la siguiente manera (Sobrevila):

Acoplamiento directo: la velocidad de giro del eje del mecanismo conducido es igual a la del eje del motor y no modifican significativamente la cupla. En algunos casos admiten cierta elasticidad, existiendo además dispositivos específicos que permiten desvincular, a voluntad, al motor del mecanismo conducido.

Acoplamiento de Transmisión: elevan o disminuyen la velocidad del motor para adaptarla a la necesaria por el mecanismo conducido.

Frenos: desaceleran o anulan el movimiento en un tiempo muy corto e inclusive producen la detención en posiciones determinadas.

Los acoplamiento directos rígidos están constituidos por dos platos, bridas o semiacoples de fundición o de acero que se asocian rígidamente entre sí por medio de tornillos y tuercas. Estos platos son denominados “*manchones*”. Los manchones se fijan a los respectivos ejes por medio de chavetas u otros órganos de fijación. En la *Figura 3- 13* mostramos un acoplamiento realizado mediante este tipo de dispositivo.

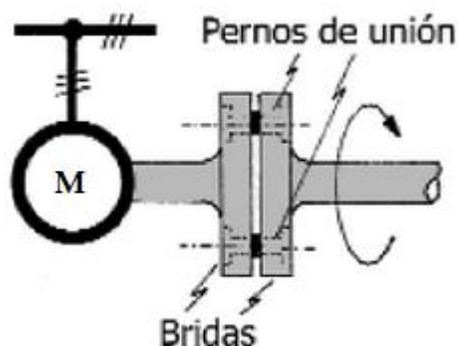


Figura 3- 13. Acople directo rígido.

Existen también acoplamientos directos elásticos o semirrígidos. En estos se introduce entre las bridas un elemento elástico, generalmente dispositivos de goma, para permitir un cierto desplazamiento angular transitorio. Este tipo de acople se emplea cuando hay que unir ejes coaxiales que tienen variaciones bruscas de cupla, como es el caso del arranque de los motores. De esta forma se disminuyen las sollicitaciones mecánicas que con el tiempo producirían roturas. Además, los acoples elásticos tienen la propiedad de absorber vibraciones y proporcionan condiciones de alineamiento menos rígidas entre el eje del motor y el eje conducido, admitiendo de esta forma cierta tolerancia en el alineamiento de los ejes. En la *Figura 3- 14* mostramos un acoplamiento realizado mediante este tipo de dispositivo.

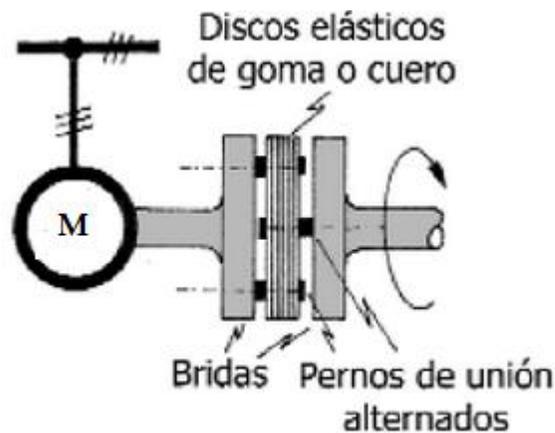


Figura 3- 14. Acople directo semirrígido o elástico.

3.1.4. DETERMINACIÓN DE LA POTENCIA NECESARIA.

“Para estimar la potencia que se requiere para hacer girar un rodete dado con una velocidad determinada, es preciso disponer de correlaciones empíricas de la potencia (o del número de potencia) en función de otras variables del

sistema. La forma de tales correlaciones puede encontrarse por análisis adimensional, en función de las medidas importantes del tanque y del rodete, la distancia del rodete al fondo del tanque, la profundidad del líquido, así como las dimensiones de las placas deflectoras cuando se utilizan. También deben de estar fijados el número y disposición de las placas deflectoras, así como el número de palas del rodete. Las variables que intervienen en el análisis son: las dimensiones del tanque y del rodete, la viscosidad μ y la densidad del líquido δ , la velocidad de giro n , y puesto que se aplica la ley de Newton, la aceleración de la gravedad g (McCabe, y otros, 1991).

La potencia para sistemas de agitación geoméricamente semejante y fluidos newtonianos depende de las siguientes variables:

$$P = f(n, D_a, \mu, g, \delta)$$

Utilizando el análisis adimensional se obtiene la siguiente funcionalidad entre tres grupos de números adimensionales que son la base para el cálculo de la potencia requerida por el sistema de agitación:

$$\frac{P}{n^3 D_a^5 \delta} = f\left(\frac{n D_a^2 \delta}{\mu}, \frac{n^2 D_a}{g}\right)$$

El primer miembro a la izquierda de la igualdad se denomina número de potencia (N_p) y se relaciona con la fuerza de rozamiento entre el impulsor y el fluido y la fuerza inercial del último. El segundo grupo adimensional, correspondiente al primer término a la derecha de la igualdad, corresponde al número de Reynolds (N_{Re}), calculado a partir del diámetro del impulsor y la velocidad tangencial del mismo. Finalmente, el último término corresponde al número de Froude (N_{Fr}), que es una medida de la relación entre la fuerza inercial y la fuerza gravitacional. Sólo influye en la potencia consumida cuando se trabaja en tanques desprovistos de placas deflectoras y N_{Re} mayores a 300.

Existen gráficos que relacionan el número de potencia con el número de Reynolds para distintos tipos de impulsores y dimensiones de los mismos (McCabe, y otros, 1991). En caso que el N_{Fr} sea significativo se afecta al número de potencia por este número adimensional. De esta manera, conociendo las propiedades del fluido, las dimensiones del agitador y la velocidad de agitación, se puede conocer a través de un método gráfico la potencia que requiere el sistema para funcionar, y por ende puede determinarse qué tipo de motor se necesitará para cumplir con los requerimientos de potencia.

3.1.5. DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD DE GIRO.

Además de conocer las propiedades del fluido a agitar, geometría del tanque y de definir la potencia y el tipo y la cantidad de impulsores, es necesario poder conocer de antemano la velocidad de giro del motor para lograr una agitación eficiente. Si bien esto se define de manera empírica en función de las condiciones de trabajo y se determina de forma precisa mediante pruebas y ensayos, se puede hacer una estimación de la misma mediante un modelo matemático de mezcla de líquidos miscibles entre sí (McCabe, y otros, 1991), en función del volumen de líquido a agitar y del tiempo que se estima necesario para tal fin.

Este modelo de mezcla de líquidos miscibles considera que la mezcla vigorosa entre los mismos se da en la entrada y en la salida del impulsor, donde se generan corrientes de alta velocidad y gran turbulencia. A medida que el chorro se desplaza hacia afuera del rodete su velocidad disminuye a causa de un aumento del área disponible para el flujo y de un mayor arrastre de líquido. El fluido completa un lazo de circulación y regresa al rodete donde, como se dijo, se

produce la agitación vigorosa. Según cálculos basados en este modelo se alcanza una mezcla cercana al 99% si fluye por el impulsor una cantidad de fluido igual a cinco volúmenes del tanque.

Se definen dos parámetros importantes: el flujo volumétrico total (q) y el tiempo de mezcla (t_M). La *ecuación (3. 1)* expresa la funcionalidad del flujo volumétrico con variables como el diámetro del tanque, el diámetro y la velocidad de giro del impulsor. El flujo volumétrico representa el flujo total generado por una turbina de palas planas, rectas o inclinadas.

$$q = 0,92nD_a^3 \left(\frac{D_t}{D_a} \right) \quad (3. 1)$$

El tiempo de mezcla, obtenido mediante la *ecuación (3. 2)* para valores de N_{RE} mayores a 100.000, se define como el tiempo necesario para hacer circular cinco volúmenes de fluido iguales al volumen del tanque (V).

$$t_M \approx \frac{5V}{q} = \frac{5D_t^2 H}{0,92nD_a^3 \left(\frac{D_t}{D_a} \right)^4} \quad (3. 2)$$

Conociendo valores de t_M para distintas n es posible establecer cuál de esos tiempos se considera adecuado para el presente trabajo y despejando de la *ecuación (3. 2)* puede estimarse la velocidad de giro del motor, que será la misma que la de los impulsores. En la *Tabla 3- 2* se resumen los dos principales tipos de impulsores con los rangos de velocidad de giro a los cuales operan cada uno.

Es importante poder conocer a qué velocidad deben girar los impulsores, ya que los motores giran a velocidades elevadas, miles de rpm, y es necesario colocar dispositivos motorreductores que reducen las rpm a un valor fijo en función de una relación de reducción. Por ejemplo, un motor de 1/8 de HP gira a una velocidad de 1320 rpm. Con un motorreductor de relación 1/20, su velocidad de giro se reduce a 66 rpm. Es posible luego instalar un variador de frecuencia

para poder controlar la velocidad de giro del motor (aumentarla o disminuirla) pero en un rango de velocidades mucho menor. No sería posible por ejemplo disminuir la velocidad de giro de 1320 rpm a 66 rpm sólo con un variador de frecuencia, pero sí es posible controlar este parámetro por ejemplo en un rango de 40 rpm, de 66 rpm a 100 rpm o a 20 rpm. Teniendo entonces una estimación de la velocidad de giro de los impulsores, podrá determinarse qué relación de reducción se requiere en el motor y luego con un variador de frecuencia se podrá hacer el ajuste fino en función de los ensayos que se realicen.

Tabla 3- 2. Velocidades de giro comunes de los distintos tipos de impulsores.

TIPO DE IMPULSOR	VELOCIDAD DE GIRO (rpm)
Hélice	400 a 1750
Turbina	20 a 150

3.1.6. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN DE EJES E IMPULSORES.

En lo que respecta al material de construcción del eje y de los impulsores, su selección depende de varios factores, de los cuales la temperatura de trabajo en el hervidor y las propiedades físico químicas del fluido a agitar como su densidad, viscosidad y naturaleza corrosiva, son los que definen que tipo de material se requiere. Los impulsores y el eje que los acciona se encuentran sumergidos en el fluido del hervidor, por lo cual deben estar constituidos de un material inerte al mismo y que soporte la temperatura de trabajo. Además, debe ser un material con cierta resistencia mecánica, para soportar la fuerza que ejerce

el fluido. De esta manera, se pueden utilizar una gran variedad de materiales para la fabricación de ejes e impulsores; desde polímeros sintéticos hasta metales.

De entre la gran variedad de polímeros que existen en el mercado, los más utilizados en la actualidad para estos sistemas son el Teflón® y el Grilón®. El primero, también llamado politetrafluoroetileno (PTFE), es un polímero termoplástico (molécula de masa molecular elevada formada por muchas unidades más pequeñas denominadas monómeros) obtenido a partir de la adición rápida de una molécula a una cadena de polímeros en crecimiento, con un intermediario reactivo (radical, catión o anión) en el extremo de la cadena de crecimiento. La polimerización se da por adiciones sucesivas en los dobles enlaces de los monómeros (Wade, 2004). En la *Figura 3- 15* se muestra la fórmula del monómero y la unidad de repetición del Teflón®.

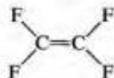
Polímero	Utilización del polímero	Fórmula del monómero	Unidad de repetición del polímero
poli(tetrafluoroetileno)	revestimientos de Teflón®, plásticos PTFE		$\text{-(CF}_2\text{-CF}_2\text{)}_n\text{-}$

Figura 3- 15. Monómero y unidad de repetición del PTFE (Wade, 2004).

Este material plástico se distingue por una serie de excelentes propiedades: la superficie es lisa y repelente, lo que resulta especialmente favorable en aquellas aplicaciones en las que se debe evitar la adherencia de sustancias residuales. Es autolubrificante y tiene un coeficiente de fricción muy bajo en comparación con la mayoría de los materiales con los que está en contacto. Es fisiológicamente inocuo hasta la temperatura de servicio de +200° C, por lo que es totalmente compatible en la industria alimentaria y en laboratorios. Su resistencia química supera la de todos los elastómeros y de los otros termoplásticos. La gama de aplicación térmica se sitúa entre -200 °C hasta +260 °C aproximadamente. No es inflamable ni combustible y un dato importante es que no absorbe humedad. Sin embargo a

partir de la aplicación de un determinado esfuerzo, el material se deforma de manera permanente por fluencia, tiene una resistencia al desgaste muy baja y es un material muy flexible, presentando deformaciones plásticas (Wade, 2004) (Inoxidable, 2014).

El Grilón®, Nylon 6®, Perlón® o poliácido 6-aminoheanoico (PA6), es una poliamida obtenida a partir de un solo monómero que posee un grupo ácido en un extremo y uno amino en el otro. La reacción de polimerización es similar a la de los α -aminoácidos para dar lugar a las proteínas. El monómero de la PA6 es el ácido 6-aminohexanoico, obtenido a partir de la ϵ -caprolactama. En la *Figura 3- 16* se observa la polimerización del Grilón® (Wade, 2004).

Este material, a diferencia del Teflón®, posee muy buena resistencia mecánica, buena resistencia a la fatiga y al desgaste, por lo que cuenta con excelentes propiedades mecánicas. Si bien posee buena resistencia a los agentes químicos, no se puede utilizar con ácidos en concentraciones de más del 1%, ni estar en contacto con metanol, etanol, alcohol bencílico, fenol, entre otros. Además soporta sólo 90 °C de temperatura y absorbe humedad, lo cual debe tenerse en cuenta en el cálculo de los elementos mecánicos que requieran tolerancias (ejes, engranajes, etc.) (Wade, 2004).

En cuanto a los materiales metálicos utilizados para la fabricación de los componentes en cuestión, las aleaciones férreas son las más usadas. El componente principal de estas aleaciones es el hierro, y su uso masivo en la construcción de herramientas y equipos se debe principalmente a tres factores: la abundancia de compuestos de hierro en la corteza terrestre; la fabricación de los aceros (aleación hierro-carbono que contiene entre 0,008 y 2,11 % en peso de carbono) se lleva a cabo mediante técnicas relativamente económicas; y los aceros pueden alearse con una gran variedad de elementos para obtener así

modificaciones en las propiedades físicas, químicas y mecánicas. El principal inconveniente de las aleaciones férreas es la susceptibilidad a la corrosión (Callister, 1996). En la *Figura 3- 17* se da una clasificación de las aleaciones.

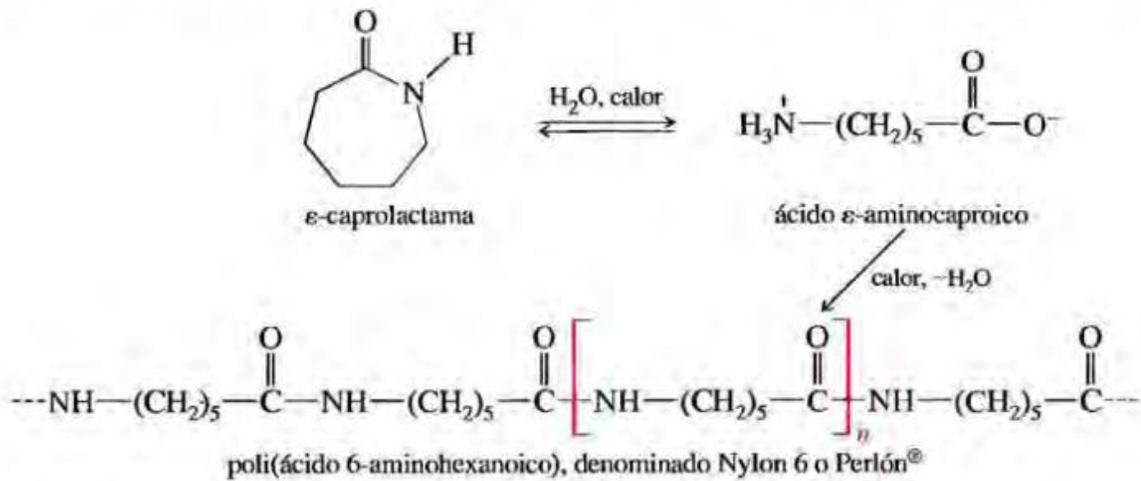


Figura 3- 16. Formación del Grilón o Nylon 6.

El acero inoxidable, un acero de alta aleación, se diferencia de los demás por resistir a la corrosión en muchos ambientes (*Tabla D- 1* del ANEXO D). En estos aceros, el cromo es el principal elemento de aleación, en una concentración mínima del 11% P/P. La resistencia a la corrosión se ve mejorada con la adición a la aleación de níquel y molibdeno. La amplia gama de propiedades mecánicas, junto con la excelente resistencia a la corrosión, hace que los aceros inoxidables sean muy versátiles. Existen diferentes tipos de aceros inoxidables según sea la microestructura constituyente. Las más utilizadas son las estructuras ferríticas, austeníticas y martensíticas.

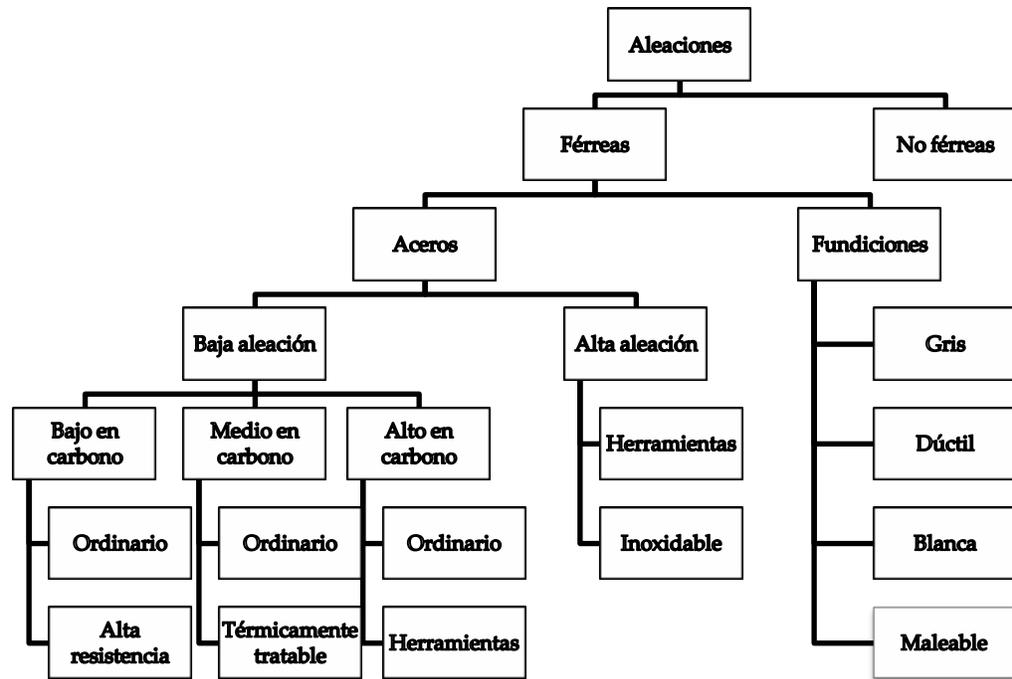


Figura 3- 17. Clasificación de las aleaciones.

El hierro puro, al calentarse experimenta dos cambios de la estructura cristalina antes de fundir. A temperatura ambiente la forma estable se llama ferrita α , con una estructura BCC (cúbica centrada en el cuerpo) y hasta los 912 °C. A partir de aquí la ferrita experimenta una transformación polimórfica a austenita γ , de estructura FCC (cúbica centrada en las caras), hasta los 1394 °C donde la austenita vuelve a convertirse en una estructura BCC llamada ferrita δ , la cual funde a 1538 °C. Si se lleva a cabo un templado de un acero austenítico, es decir un enfriamiento rápido hasta temperatura ambiente se origina otro microconstituyente denominado martensita. Los aceros con esta estructura son los más duros y mecánicamente resistentes, pero también son los más frágiles y los menos dúctiles.

La fase ferrítica, por su estructura BCC y sus espacios intersticiales pequeños, puede albergar muy bajas concentraciones de carbono (máximo de

0,022% en peso), por lo tanto es relativamente blanda, magnética por debajo de los 768 °C y tiene una densidad de 7,88 g/cm³. La fase austenítica de los aceros, a causa de la estructura FCC con espacios intersticiales de mayor tamaño que la BCC, tiene mayor concentración de carbono (un máximo de 2,11% en peso), por lo tanto presenta mayor dureza que un acero ferrítico. Además, son los más utilizados en el mercado ya que son los más resistentes a la corrosión, pueden operar en un rango de temperaturas elevado, tienen buena apariencia y son relativamente fáciles de conformar.

3.2. MATERIALES Y MÉTODOS.

3.2.1. DISEÑO DE IMPULSORES.

En función de los tipos de flujos generados por los distintos tipos de impulsores, de las dimensiones del hervidor de la torre de destilación que se pueden observar en el plano del *ANEXO J* y teniendo en cuenta las relaciones estándar presentadas con anterioridad en la *Tabla 3- 1*, se seleccionaron los tipos de impulsores necesarios y se dimensionaron los mismos.

3.2.2. ESTIMACIÓN DE LA POTENCIA NECESARIA.

Se determinó la potencia requerida por el sistema en base a las correlaciones gráficas del número de potencia (McCabe, y otros, 1991). Como se mencionó anteriormente, fue necesario determinar el N_{Re} y conocer el tipo de impulsor utilizado, para ingresar en las curvas de potencia. Para la determinación del N_{Re} se tomaron las propiedades del agua líquida, ya que en nuestro caso representa el componente mayoritario y el menos volátil de la mezcla a destilar (agua-etanol) y por lo tanto la sustancia de mayor concentración en el hervidor.

Esto recordando el hecho de que se trabajará en estado estacionario, por lo cual la concentración de la mezcla en el hervidor se mantendrá constante. En cuanto a la velocidad de giro del impulsor, se realizaron los cálculos para velocidades comprendidas entre 50 y 1500 rpm, ya que esta variable se determina experimentalmente con el equipo en funcionamiento.

Se obtuvo el N_{RE} mediante la *ecuación (3. 3)* para cada valor de velocidad de giro (en rpm). Con cada uno de estos N_{RE} se ingresó en la *Figura 3- 18* por el eje de las abscisas y en la intersección con la curva correspondiente a la geometría del impulsor diseñado (curvas A, B y C, para recipientes con 4 placas deflectoras; curvas A y B para palas rectas verticales; curva C para palas rectas inclinadas; curva D para tanques sin placas deflectoras), se determinó el N_p . Utilizando la *ecuación (3. 4)*, que define al N_p , se calculó la potencia necesaria para cada caso.

$$N_{RE} = \frac{nD_a^2\delta}{\mu} \quad (3. 3)$$

$$N_p = \frac{P}{n^3D_a^5\delta} \quad (3. 4)$$

En base a este procedimiento se obtuvieron los valores de potencia requerida por el sistema en función de la velocidad de giro del motor (Tabla F- 1 del *ANEXO F*). Analizando las condiciones de operación de los sistemas de agitación de líquidos miscibles y comparando con los resultados obtenidos, se llevó a cabo la compra del motor adecuado para cumplir con las exigencias del presente estudio.

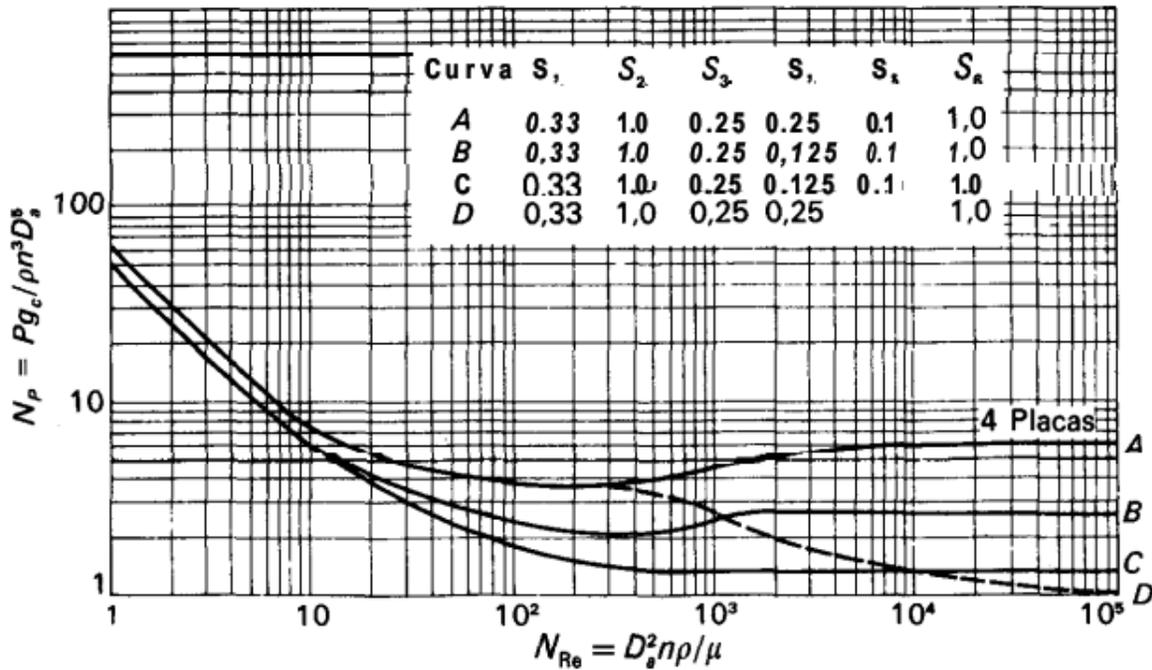


Figura 3- 18. N_p en función de NRE para impulsores de seis palas.

3.2.3. ESTIMACIÓN DE LA VELOCIDAD DE GIRO.

Para estimar la velocidad de giro de los impulsores, se llevaron a cabo cálculos del flujo volumétrico total del sistema y del tiempo de mezcla, mediante las ecuaciones (3. 1) y (3. 2) respectivamente, para un rango de velocidades de giro de entre 50 a 1500 rpm.

En base a estos cálculos y teniendo en cuenta lo expuesto en la sección 3.1.5, se determinó la velocidad de giro adecuada y se llevó a cabo la compra del motorreductor con la relación de reducción consistente con los cálculos y de un variador de frecuencia.

3.2.4. DISEÑO DEL DEL ACOMPLAMIENTO MECÁNICO.

La instalación del sistema de agitación requiere de ciertos componentes complementarios pero no por eso menos importantes. Es necesario poder alinear adecuadamente el eje para que ingrese perfectamente en el recipiente sin presentar oscilaciones significativas con respecto al eje de giro, que podrían ocasionar averías en el sistema. Para esto deben colocarse uno o más rodamientos antes del ingreso al hervidor. Se evaluaron las distintas alternativas teniendo en cuenta tipo de rodamientos y cantidad de los mismos.

Además debe disponerse de un sistema para alinear el eje del motor con el del agitador y absorber las vibraciones del motor durante el período de arranque y durante su operación, para lo que existen dispositivos denominados manchones. Se evaluaron los distintos tipos de acoples existentes para tal fin y se optó por el más conveniente para el caso en cuestión. Se hizo uso de las ecuaciones (3. 5) y (3. 6) conjuntamente con las Figura E- 1, Figura E- 2 y Figura E- 3 del ANEXO E, para seleccionar el tipo de acople adecuado.

$$V_d = P(HP) \times f_s \quad (3. 5)$$

$$t_n = \frac{706,17 \times P(HP) \times f_s}{V_g(R.P.M)} \quad (3. 6)$$

Donde: f_s es el factor de servicio; t_n es el torque nominal; V_g es la velocidad de giro del eje; V_d es una variable diseño; y P es la potencia del motor en HP.

3.2.5. SELECCIÓN DE LOS MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.

Se analizaron las alternativas constructivas del eje y de los impulsores, en lo que respecta a su material, y se evaluaron aspectos como: resistencia mecánica, resistencia química, manipulabilidad, maquinabilidad y costos, entre otros factores.

3.2.6. VERIFICACIÓN DEL SISTEMA DE AGITACIÓN

Como se mencionó al comienzo del presente capítulo, el objetivo de implementar el sistema de agitación es el de homogeneizar la temperatura de la mezcla dentro del hervidor, principalmente en la zona ubicada por debajo de las velas calefactoras. Con el fin de comprobar el cumplimiento de dicho requerimiento, una vez instalado el sistema de agitación se llevó a cabo el siguiente experimento. Se llenó el hervidor con 20 litros de agua y se colocaron cuatro termocuplas en puntos estratégicos dentro del hervidor, como se observa en la *Figura 3- 19*. Las termocuplas se conectaron a un datalogger⁴⁰ para registrar las temperaturas en los puntos de control mencionados durante el experimento. Para detectar los cambios de temperatura por debajo de las velas calefactoras, se colocaron dos termocuplas *tipo K* (Solé, 1997) a través de un conducto de vidrio, destinado para tal fin, que posee el hervidor en su parte inferior. Por el contrario, para detectar los cambios de temperatura por encima de las velas calefactoras, se utilizaron dos termocuplas *tipo J* (Solé, 1997) en contacto directo con el fluido. Por esta diferencia en el tipo de termocuplas, y debido a que el datalogger sólo se puede calibrar para un solo tipo por vez, las mediciones de las temperaturas por encima y por debajo de las velas se llevaron a cabo en experimentos separados.

Posteriormente se puso en funcionamiento el sistema de calefacción eléctrica a una potencia de 3000W⁴¹ y se dejó que el sistema entre en ebullición para poder registrar las temperaturas durante este período. Se descargaron los datos en la computadora y se procesaron con el software del datalogger (Multiple Datalogger ©. Versión 1.0. 2010) para obtener los perfiles térmicos en cada uno de

⁴⁰ K-type/J-type Thermocouple Thermometers with datalogger of 4 chanel. HEPTA Instruments.

⁴¹ Esta potencia corresponde a la consumida por las velas calefactoras, la cual difiere de la entregada efectivamente al fluido, debido a pérdidas de calor en el hervidor.

los puntos seleccionados dentro del hervidor. Se repitió el experimento encendiendo esta vez el agitador a velocidades de 67,5 y 135 rpm, registrando solamente las temperaturas inferiores.

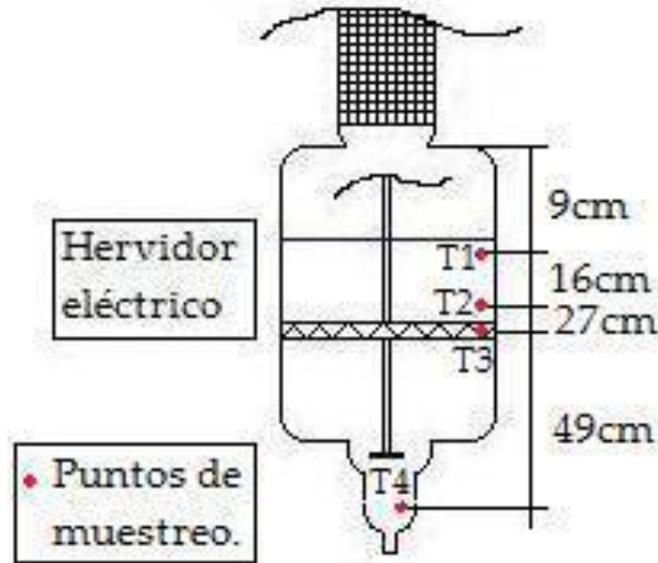


Figura 3- 19. Puntos de muestreo de temperatura en el hervidor.

3.3. DISEÑO Y EJECUCIÓN.

A continuación se analiza el diseño del sistema de agitación propuesto.

3.3.1. DISEÑO DE IMPULSORES.

Analizando la disposición de las velas calefactoras dentro del recipiente, vemos que hay una gran distancia entre la superficie de las mismas y la superficie del líquido. Tal como se analizó anteriormente, existe una transferencia de calor convectiva que favorece la distribución de temperatura por encima de las velas. Esto no se asegura la total homogeneidad en todos los puntos de esta zona. Además, las velas no cubren la totalidad de la sección del hervidor, por lo cual tampoco existe una correcta distribución térmica de manera transversal al

recipiente. La elección del impulsor adecuado se acota a aquel que proporciona movimientos del fluido tanto radial como axial, por lo que optamos por un impulsor de palas inclinadas. La cantidad de palas es de 6, para lograr mover mayor caudal de fluido. El impulsor se colocará de manera tal que el flujo axial se dé hacia abajo.

Partiendo de los datos del diámetro interno del recipiente (D_t), de la altura del líquido en el mismo (H) y de la profundidad de las placas deflectoras (J) (ver plano del ANEXO J), determinamos las dimensiones del impulsor siguiendo las relaciones estándar presentadas en la *Tabla 3- 1*. En la *Tabla 3- 3* se encuentran los resultados obtenidos y en el plano del ANEXO J se ve el impulsor diseñado, denominado a partir de ahora "*impulsor A*".

El parámetro S_5 ya se encuentra definido por el diseño del hervidor y no es posible su ajuste mediante modificaciones en las dimensiones del mismo. A pesar de esto, vemos que el valor obtenido no difiere en gran medida con respecto al valor estándar. El parámetro S_6 simplemente brinda una condición de proceso a la hora de operar la torre ya que es posible modificar la altura del líquido. Sin embargo, la posibilidad de ajustarse completamente a este parámetro dependerá de otros aspectos del funcionamiento la misma. En el dimensionamiento del sistema de agitación se supuso una altura del líquido igual al diámetro del tanque, para trabajar dentro de los valores estándar disminuyendo los errores de cálculo.

Ante la imposibilidad, en el presente trabajo, de modificar las dimensiones y la geometría del hervidor, se cambiaron algunas de las dimensiones del *impulsor A*, por cuestiones operativas y de seguridad en la instalación del mismo. En el momento del montaje, el impulsor debe ingresar en el hervidor por la boca inferior del mismo (ver fotografía de la *Figura 3- 20a*), la cual según el plano del

hervidor del *ANEXO J*, es de 10,1 cm de diámetro. Según los cálculos realizados anteriormente, el diámetro estándar del impulsor debería de ser de 10 cm, pero por las cuestiones mencionadas optamos por disminuirlo a un valor de 9,5 cm. Por la proximidad a las velas calefactoras, se modificó también el valor de E, de 10cm a 12,2cm.

En cuanto a la zona que se encuentra por debajo de las velas calefactoras (ver *Figura 3- 20*) ya se mencionó que forma parte de un punto frío, lo que genera nuevamente un problema de distribución térmica. Esto es un problema, debido a que por el fondo del hervidor se retira la fase menos volátil del proceso de destilación.

Para solucionar esto, al igual que en el caso anterior se seleccionó un impulsor de 6 palas planas inclinadas. Pero en esta oportunidad se lo direccionó de manera tal que el flujo axial se dé hacia arriba. En conjunto con el impulsor colocado sobre las velas se genera una disposición denominada “Push-Pull”, que genera una zona de alta turbulencia en los alrededores de las velas, mejorando la transferencia de calor hacia el fluido.

Partiendo de los datos del diámetro interno del recipiente (D_t') y de la altura del líquido en el mismo (H') (ver plano del hervidor del *ANEXO J*), determinamos las dimensiones del impulsor siguiendo las relaciones estándar presentadas en la *Tabla 3- 1*⁴². En la *Tabla 3- 4* se encuentran los resultados obtenidos y en el plano del *ANEXO J* se ve el impulsor diseñado, denominado a partir de ahora “*impulsor B*”.

⁴² Se utiliza un apóstrofe sobre cada variable para diferenciarlas del caso anterior.

Tabla 3- 3. Dimensiones del impulsor A.

RELACIÓN	VALOR ESTÁNDAR	DIMENSIONES CALCULADAS (cm)
$S_1 = \frac{Dt}{Da}$	3	$Da = 10$
$S_2 = \frac{E}{Da}$	1	$E = 10$
$S_3 = \frac{L}{Da}$	1/4	$L = 2,5$
$S_4 = \frac{W}{Da}$	1/5	$W = 2$
$S_5 = \frac{J}{Dt}$	1/12=0,083	$S_5 = 0,063$
$S_6 = \frac{H}{Dt}$	1	$S_6 = 1$

Al igual que en el caso del *impulsor A*, se modificaron algunas de las dimensiones calculadas. En esta oportunidad a causa de características constructivas del impulsor, que al tratarse de una pieza más pequeña que el *impulsor A*, su fabricación es más compleja. Por esto se reemplazó el diámetro del impulsor de 3,4 cm a 4 cm, con el aumento consecuente del valor de L' de 0,85 cm a 1cm.

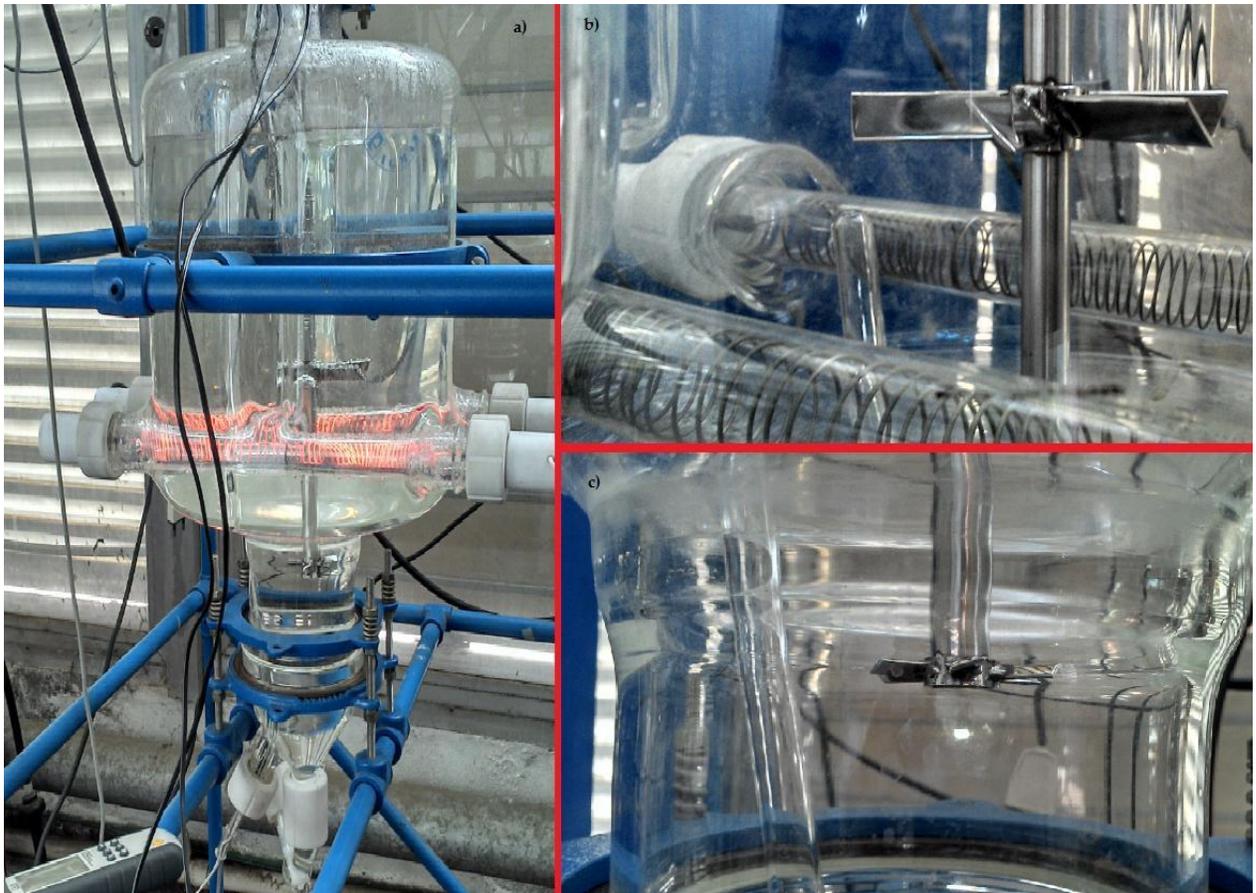


Figura 3- 20. Fotografía del hervidor.

La altura a la que se colocó este impulsor, es decir E' , está condicionada por la presencia de un sensor de temperatura que impide que ubiquemos el mismo en la posición que indica la *Tabla 3- 4*. Además, teniendo en cuenta que el *impulsor B* está diseñado para dirigir el flujo de líquido en forma ascendente, medimos la distancia E' desde la parte superior de la sección pequeña del hervidor hacia el fondo. Se decidió ubicar el *impulsor B* a 4cm por debajo del borde superior. En la *Figura 3- 21* se muestra una imagen de ambos impulsores soldados al eje.

Tabla 3- 4. Dimensiones del impulsor B.

RELACIÓN	VALOR ESTÁNDAR	DIMENSIONES CALCULADAS
$S_1' = \frac{Dt'}{Da'}$	3	$Da' = 3,4$
$S_2' = \frac{E'}{Da'}$	1	$E' = 3,4$
$S_3' = \frac{L'}{Da'}$	1/4	$L' = 0.85$
$S_4' = \frac{W'}{Da'}$	1/5	$W' = 0,7$
$S_6' = \frac{H'}{Dt'}$	1	$S_6' = 1$

3.3.2. DETERMINACIÓN DE LA POTENCIA REQUERIDA.

Reordenando las expresiones presentadas en la *sección 3.1.4*, obtenemos las siguientes ecuaciones:

$$N_{RE} = \left(\frac{nD_a^2 \delta}{\mu} \right) \quad (3.7)$$

$$P = N_p D_a^5 \delta n^3 \quad (3.8)$$

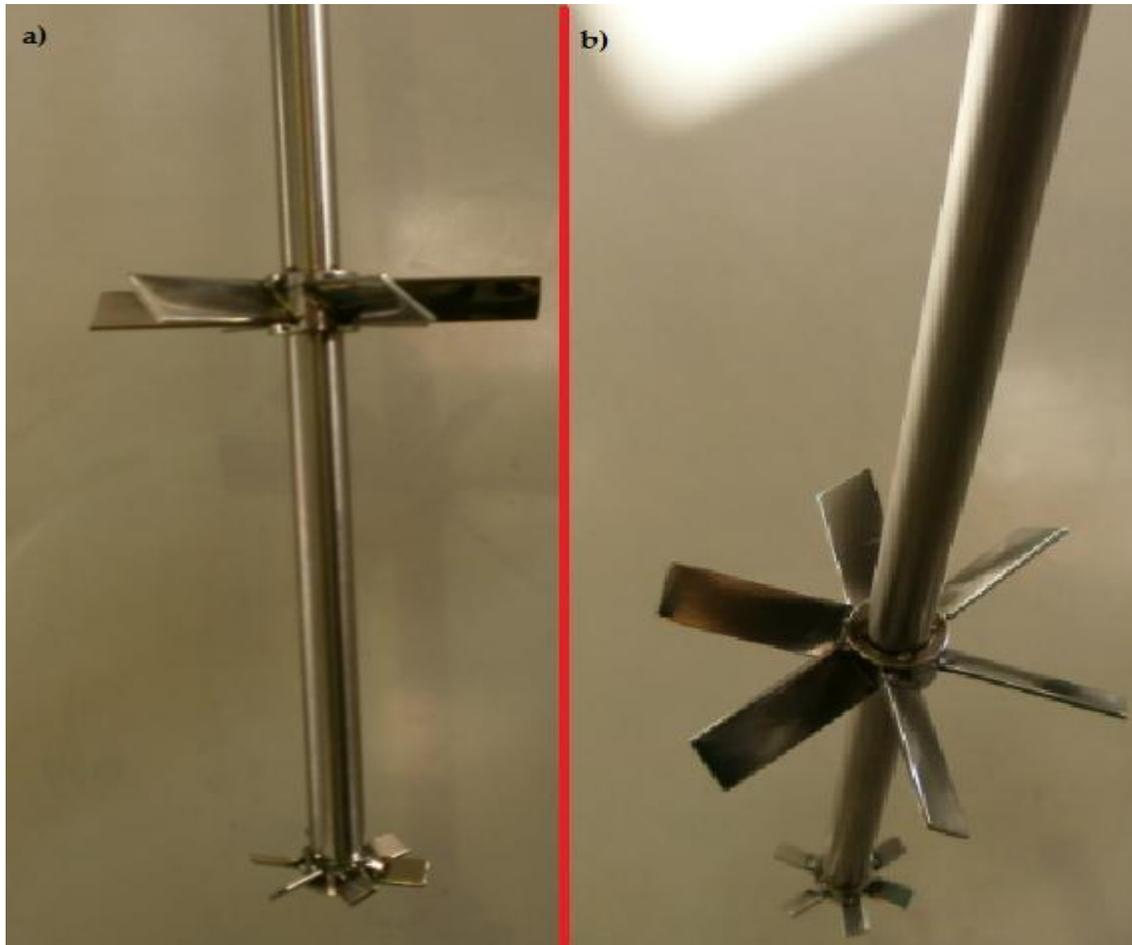


Figura 3- 21. Impulsores diseñados, soldados al eje del sistema de agitación.

A partir de estas ecuaciones, se confeccionó la *Tabla F- 1* del *ANEXO F* en la que se muestran los valores de potencia obtenidos para el sistema de agitación con valores de velocidad de giro comprendidos entre 50 y 1500 rpm. La densidad se tomó de 1000 Kg/m^3 , la viscosidad de $1,79 \cdot 10^{-3}$ (Mott, 2006), y valores de Da iguales a los calculados en la *sección 3.3.1* para cada impulsor.

En los casos en los que se trabaja con dos impulsores accionados por el mismo eje, la bibliografía indica lo siguiente: “dos turbinas de palas rectas instaladas sobre el mismo eje consumen del orden de 1,9 veces la potencia de una sola turbina, siempre que el espaciado entre los dos rodetes sea al menos igual al

diámetro del rodete. Dos turbinas poco separadas entre sí pueden consumir hasta 2,4 veces la potencia de una sola turbina” (McCabe, y otros, 1991). Los impulsores diseñados son del tipo de palas rectas inclinadas, no son del mismo diámetro, pero se encuentran separados por una distancia mayor que el diámetro del impulsor de mayor tamaño. Por lo tanto consideramos que sumar el consumo de potencia de cada impulsor es una buena aproximación del consumo total de potencia.

El motor eléctrico industrial más chico (en términos de potencia) disponible en el mercado es el de 1/8 de HP (0,125 HP), que por lo que indican los valores de la *Tabla F- 1* del ANEXO F es la potencia requerida para operar a un máximo de entre 1100 y 1200 rpm. Como se trabajará con impulsores de turbina de palas planas, estimamos que no se operará a más de 150 rpm, por lo cual este motor sería el adecuado para el trabajo a realizar. Además, al ser el de menor potencia es el motor más pequeño y el más liviano y consecuentemente el de menor costo. En la *Figura 3- 22* se observa una fotografía del motor de 1/8 de HP adquirido.



Figura 3- 22. Motor eléctrico trifásico de 1/8 de HP.

Se trata de un motor eléctrico asincrónico de corriente alterna trifásica, de 4 polos, de la marca Kaifa Motors serie MS 562-4, con carcasa de aluminio. Este tipo de motor posee un diseño sencillo pero le brinda bajo peso y proporciona un bajo nivel de ruido y de vibraciones. En la *Figura G- 1* y en la *Tabla G- 1* del ANEXO G se muestra un esquema con las principales dimensiones del motor. En la *Tabla G- 2* se encuentran las características funcionales del motor (Interempresas, 2014).

. Inicialmente se contempló la posibilidad de utilizar un motor eléctrico del tipo universal, pero al no poder ser utilizados en funcionamiento en continuo (ver *sección 3.1.2*) descartamos esta opción.

3.3.3. ESTIMACIÓN DE LA VELOCIDAD DE GIRO.

En la *Tabla 3- 5* se comparan los resultados obtenidos según lo expuesto en la *sección 3.2.3*, para un rango de velocidades de giro de entre 50 y 1500 rpm.

Según lo expresado en la *sección 3.1.5* y habiendo definido que se trabajará con impulsores de turbina de palas planas inclinadas, es probable que la velocidad de giro de los mismos no supere las 100 rpm. Comparando lo dicho con la *Tabla 3- 5*, vemos que los tiempos de mezcla estarían comprendidos entre 23 y 46 segundos aproximadamente, valores que se consideran adecuados para el presente trabajo, ya que no representan tiempos de puesta en marcha excesivamente largos.

De esta manera, se realizó la compra de un motorreductor con una relación de reducción de 1/20. En la *Figura 3- 23* se observa una fotografía del motorreductor. Además, se equipó el sistema con un variador de frecuencia

electrónico⁴³ para poder realizar ajustes finos de la velocidad de giro y lograr una agitación eficiente. En la *Figura 3- 24* se observa una fotografía del variador de frecuencia.

Tabla 3- 5. Tiempos de mezcla obtenidos a partir de la ecuación (3. 4).

N (rpm)	Tiempo de mezcla (s)		N (rpm)	Tiempo de mezcla (s)	
	Sobre las velas	Debajo de las velas		Sobre las velas	Debajo de las velas
1500,00	1,5	1,5	550,00	4,2	4,0
1400,00	1,6	1,6	500,00	4,6	4,4
1300,00	1,8	1,7	450,00	5,1	4,9
1200,00	1,9	1,8	400,00	5,8	5,5
1100,00	2,1	2,0	350,00	6,6	6,3
1000,00	2,3	2,2	300,00	7,7	7,4
900,00	2,6	2,5	250,00	9,2	8,9
800,00	2,9	2,8	200,00	11,5	11,1
750,00	3,1	3,0	150,00	15,4	14,8
700,00	3,3	3,2	100,00	23,0	22,1
650,00	3,5	3,4	70,00	32,9	31,6
600,00	3,8	3,7	50,00	46,1	44,3

⁴³ Variador de frecuencia Siemens SINAMICS G-110.



Figura 3- 23. Motorreductor de relación 1/20.



Figura 3- 24. Variador electrónico de frecuencia.

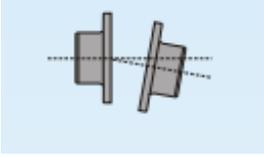
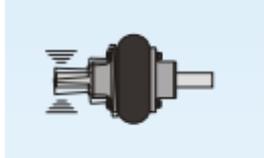
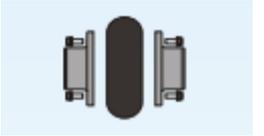
3.3.4. DISEÑO DEL ACOPLAMIENTO MECÁNICO.

3.3.4.1. Acoplamiento mecánico del eje del agitador.

Teniendo en cuenta las características del mecanismo conducido, optamos por la utilización de un acople del tipo semirrígido de la marca Gummi. Las ventajas de este tipo de acople se resumen en la *Tabla 3- 6* (Gummi, 2014).

Existe una gran variedad de modelos de acoples semirrígidos, en función de las dimensiones del dispositivo y de los requerimientos del sistema de agitación. Se aplicó la *ecuación (3. 5)*, para un valor de potencia P de 0,12 HP y un factor de servicio f_s de 1,00 (obtenido de la *Figura E- 2* del ANEXO E, para sistemas de agitación de líquidos), obteniendo un valor de 0,12. Ingresando con el mismo en la *Figura E- 1* del ANEXO E, para un valor de 100 RPM, encontramos que el modelo adecuado para este sistema es el acople elástico de dos bridas comunes A-20. Se aplicó la *ecuación (3. 6)*, obteniendo un valor de torque nominal t_n de 0,85. Ingresando con el mismo en la *Figura E- 3* del ANEXO E, encontramos nuevamente que el modelo adecuado de acople es el de la serie A-20, de tal manera que se corrobora el resultado anteriormente obtenido. Las dimensiones principales del dispositivo se muestran en la *Figura H- 1* y se especifican en la *Tabla H- 1* del ANEXO H.

Tabla 3- 6. Características del manchón elástico de la marca Gummi.

	<p>Absorbe desalineamientos: el desalineamiento representa el 50% de las causas de las roturas en rodamientos, sellos, retenes y engranajes que no están preparados para la flexión introducida al eje.</p>
	<p>Amortiguación de vibraciones: la media de vibraciones que se transmiten en un sistema es del orden del 70%. Al incorporar el centro elástico en el acople, se minimiza la transferencia de las vibraciones.</p>
	<p>Simple instalación: está constituido por una sola parte por lo cual es de rápido reemplazo.</p>
	<p>Simetría, seguridad y balanceo: no presenta cortes en el centro elástico, garantizando balanceo y seguridad al usuario.</p>
	<p>Sin lubricación: por sus características constructivas, ninguno de sus componentes requiere lubricación.</p>
	<p>Economía: aumenta el intervalo entre recambios, reduciendo el tiempo de parada de máquina. El centro elástico trabaja un tiempo prolongado sin sustituirlo.</p>

3.3.4.2. Soporte del motor.

Se incorporó a la estructura de soporte de la torre de destilación, una estructura adicional para soportar el motor del agitador, tal como se muestra en la foto de la *Figura 3- 25*.



Figura 3- 25. Soporte mecánico del sistema de agitación.

3.3.5. SELECCIÓN DE LOS MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.

En la *Tabla 3- 7* se observan comparativamente las propiedades físicas, químicas y mecánicas del Teflón®, el Grilón® y el acero inoxidable ASTM 304. Estos fueron los materiales que se tuvieron en cuenta para la construcción de los impulsores y del eje, a causa de la disponibilidad de los mismos en el mercado. Teniendo en cuenta los datos de la *Tabla 3- 7*, descartamos el Grilón® ya que no es inerte al fluido del hervidor pues tiene la propiedad de absorber agua y de ser

susceptible a ataques por etanol. Además la temperatura máxima de trabajo es de 90°C y el fluido a agitar se encontrará en ebullición a 100°C. En cuanto al Teflón®, podemos decir que tiene una excelente resistencia química y un rango de temperaturas de operación muy amplio, pero tiene la desventaja de no poseer buenas propiedades mecánicas, lo que lo hace un material inadecuado para la fabricación de los impulsores y del eje. *El acero inoxidable ATSM 304* es la opción elegida para dicha tarea. De los materiales estudiados, es el que presenta la mejor combinación de propiedades físicas, mecánicas y químicas, y es el que mejor se adapta para el presente trabajo. La mayoría de las empresas que fabrican sistemas de agitación⁴⁴ utilizan principalmente acero al carbono, acero inoxidable ASTM-304, ASTM-316, Dúplex, Acero al Carbono con recubrimiento de ebonita, entre los más comunes (G&G, 2014).

Tabla 3- 7. Propiedades del Teflón, Grilón y del acero inoxidable ASTM 304.

	TEFLÓN® (Mecanizables, 2014)	GRILÓN® (Mecanizables, 2014)	ACERO INOXIDABLE ASTM 304 (Inoxidable, 2014)
PROPIEDADES FÍSICAS			
Densidad ^(a) (kg/m ³)	2180	1140	7900
Color	Blanco	Blanco	Gris
Absorción de agua después de estar 24/96 h sumergido en agua ^(a) (% _{agua})	0,001	2,5	0

⁴⁴ Empresa G&G Ingenieros” de España (G&G, 2014).

Temperatura de fusión (°C)	327	220	1398 - 1454
Conductividad térmica ^(a) (J / °C m s)	0,24	0,28	16
Coefficiente de dilatación térmica lineal ^(b) (1 / °C)	122 x 10 ⁻⁶	105 x 10 ⁻⁶	17,3 x 10 ⁶
Rango de temperatura de de trabajo, expuesto al aire (°C)	-260 a +260	-40 a +70	-10 a +380
PROPIEDADES MECÁNICAS			
Resistencia a la tracción ^(a) (MPa)	30,9	45	460 a 1100
Módulo de elasticidad (Mpa)	4.200	1.000 a 3.000	193.000
Dureza Brinell (MPa)	30	70 a 160	190
PROPIEDADES QUÍMICAS			
Resistencia a hidrocarburos	Si	Si	Si
Resistencia a compuestos como etanol y afines	Si	No	Si
Resistencia a la corrosión	Si	Si	Si

((a)A 23°C; (b) Entre 23 Y 100 °C).

3.4. RESULTADOS.

Las curvas obtenidas de los experimentos sin agitación, mencionados en la sección 3.2.6, son las que se observan en las *Figura 3- 26* y *Figura 3- 27*.

En el experimento sin agitación, al observar las curvas T1 y T2 de la *Figura 3- 26* y la curva T3 de la *Figura 3- 27*, vemos que crecen de manera esperada conforme a un comportamiento no estacionario alcanzando, en el caso de T1 y T2 conjuntamente el punto de ebullición y la T3 algunos minutos después. Esto no ocurre en la región inferior del hervidor (curva T4 en la *Figura 3- 27*) que prácticamente no modifica su temperatura, hecho que confirma la necesidad de un sistema de agitación. Se puede apreciar también la rápida respuesta del sistema al encender el agitador a 135 rpm a los 2800 segundos.

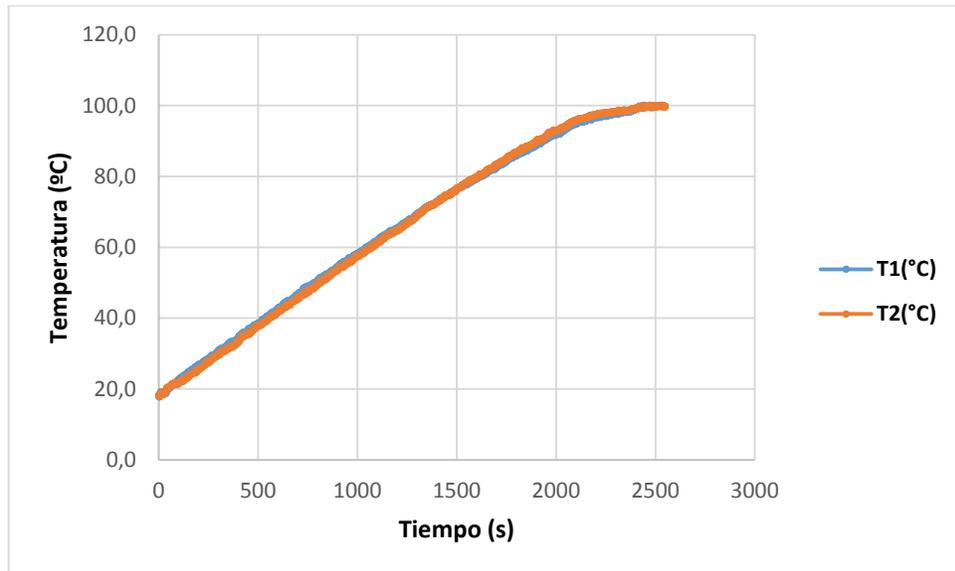


Figura 3- 26. T vs t en los puntos T1 y T2. Sin agitación a 3000W de potencia.

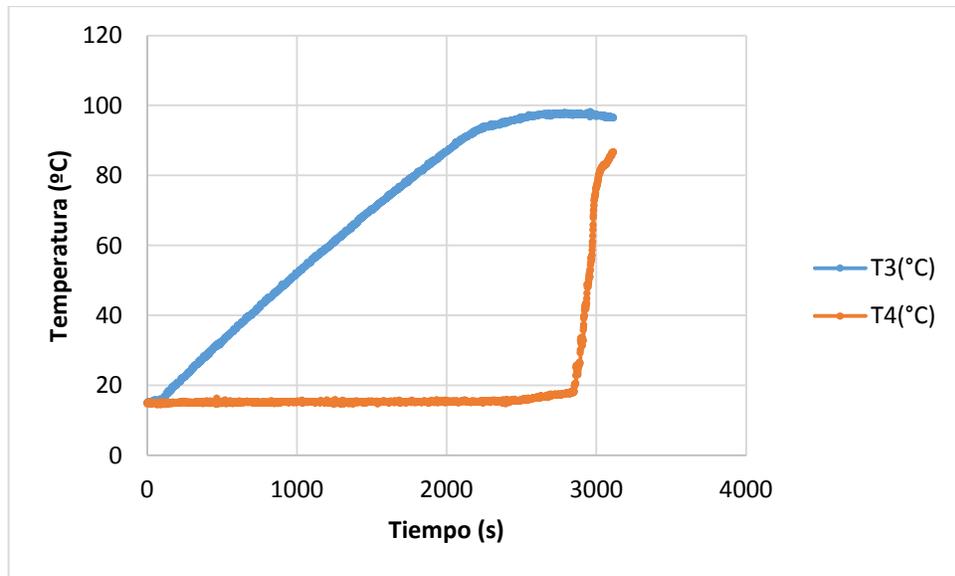


Figura 3- 27. T vs t en los puntos T3 y T4. Sin agitación a 3000W de potencia.

Por el contrario, en los experimentos con agitación se observó cómo ésta influye en el comportamiento del sistema, homogeneizando la temperatura por debajo de las velas, logrando de esta forma, la ebullición del fluido en todo el hervidor. Las curvas obtenidas de los experimentos a 135 rpm y 3000W y 67,5 rpm y 3000W de potencia se observan en las *Figura 3- 28* y *Figura 3- 29*.

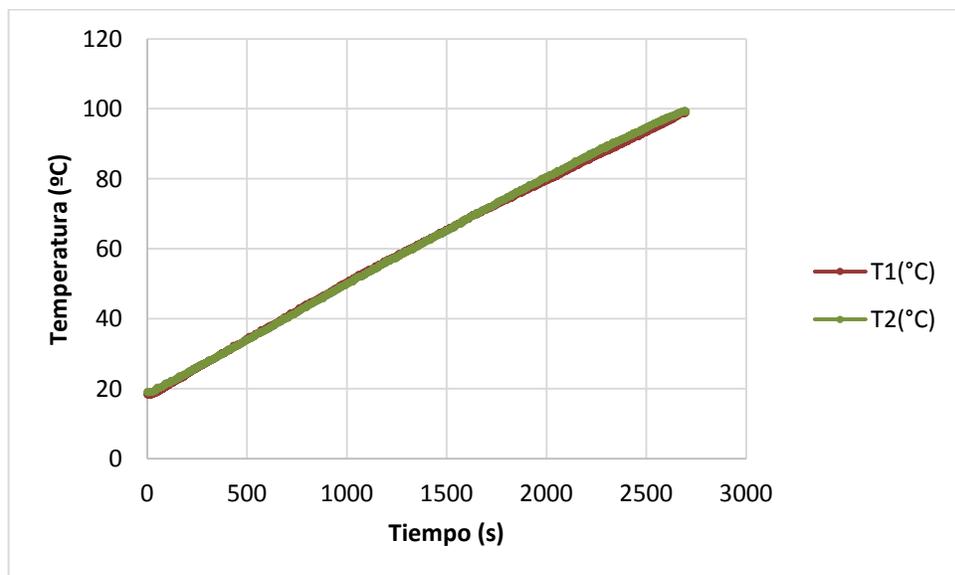


Figura 3- 28. T vs t en los puntos T1 y T2. Agitación a 135rpm, a P=3000W.

Al observar la *Figura 3- 30*, se puede notar que una agitación a 67,5 rpm produce un resultado insatisfactorio, sobre todo cuando la temperatura aumenta. Se encontró una diferencia máxima entre los puntos T3 y T4 de 5,6°C, correspondiente al final de la curva.

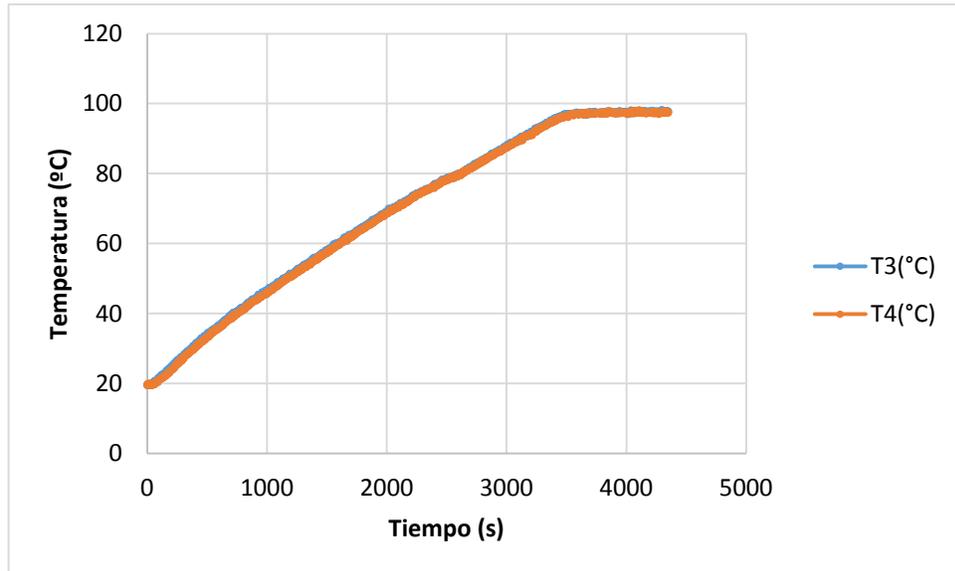


Figura 3- 29. T vs t en los puntos T3 y T4. Agitación a 135rpm, a P=3000W.

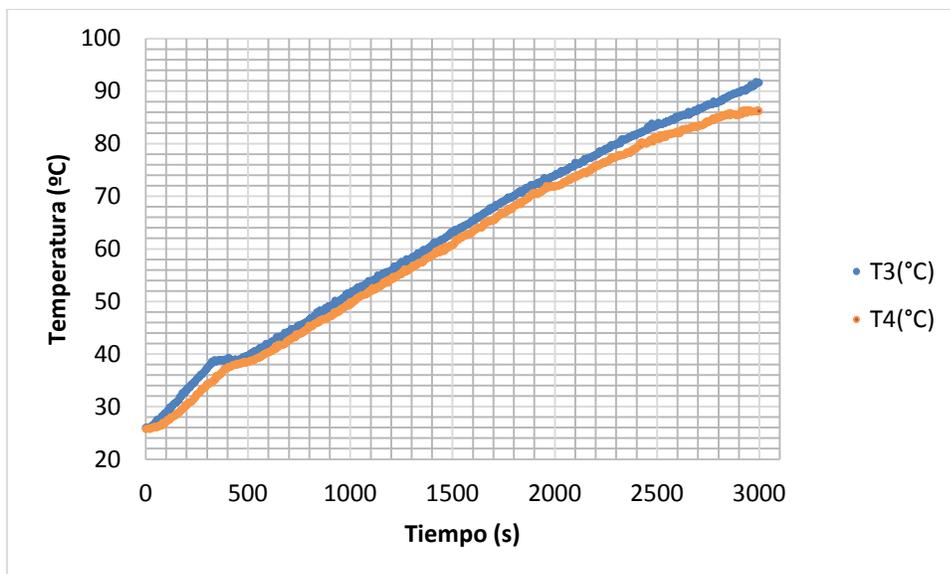


Figura 3- 30. T vs t en los puntos T3 y T4. Agitación a 67,5 rpm, a P=3000W.

3.5. CONCLUSIÓN.

Luego de haber puesto en funcionamiento el equipo en reiteradas oportunidades se pudo apreciar que el eje se encontró alineado gracias al buen desempeño del aparejo de rulemanes y del manchón. Además, el material elegido para la construcción del eje y de los impulsores fue el adecuado, ya que éstos no sufrieron ningún tipo de deterioro. También se pudo observar que el motor no presentó sobrecalentamiento, lo que indica que el sistema no trabajó exigido durante el tiempo de operación.

Con respecto al variador de frecuencia instalado, se puede decir que el mismo le brinda versatilidad al sistema para trabajar con soluciones de distintas propiedades reológicas, ya que puede regular la velocidad de giro del eje en un rango de 0 a 150 rpm.

En cuanto los resultados alcanzados con la implementación del sistema de agitación, se observó que fueron realmente satisfactorios. Con una velocidad de giro de 135 rpm, la temperatura se homogenizó en el hervidor, logrando la ebullición en cada punto del mismo simultáneamente y evitando gradientes de concentración. Esta condición es clave cuando se trata de un sistema en estado estacionario (ver *Sección 5.1*).

3.5.1. ASPECTOS A MEJORAR.

Un aspecto a mejorar desde el punto de vista de la eficiencia energética sería la colocación de un material aislante en el hervidor, para disminuir las pérdidas de calor en el mismo. Se analizó la posibilidad de implementar esta medida, sin embargo, se decidió no hacerlo ya que desde la faceta didáctica de la columna, se consideró como aspecto positivo la posibilidad de observar el

funcionamiento del agitador y los cambios ocurridos en el hervidor a lo largo de la operación.

CAPÍTULO 4. PERFIL TÉRMICO.

4.1. INTRODUCCIÓN.

Como se mencionó anteriormente, para el diseño inicial del proceso de destilación se supone que en cada etapa de separación se alcanza el equilibrio tanto de calor como de transferencia de masa. A menos que la temperatura cambie de forma significativa de una etapa a otra, la suposición de que las fases vapor y líquido que salen de una etapa están a la misma temperatura, generalmente es válida (Perry, 1999). Sin embargo, en la práctica esto no es necesariamente cierto. Por ejemplo, las pérdidas de calor a través de las paredes de la columna producen que el sistema se desvíe de la idealidad, y que a lo largo de la torre no se alcancen las composiciones y las temperaturas predichas por la simulación del proceso⁴⁵. Por lo tanto, conocer el perfil térmico que se desarrolla a lo largo de toda la columna, proporciona una medida de cuan cerca se está en la práctica de alcanzar las condiciones de equilibrio predichas por la simulación del proceso.

En los procesos de destilación de mezclas etanol-agua, en general, la temperatura decrece rápidamente en las primeras etapas sobre el hervidor, para luego disminuir su valor paulatinamente hasta llegar a mantenerse casi constante en las últimas etapas. En la *Figura 4- 1* se puede ver el perfil de temperatura desarrollado en una columna de destilación de doce etapas, en la que se destila una mezcla de etanol y agua con una composición en fracción molar de 0,2 de etanol, a 25°C (Wankat, 2008). Esto sucede principalmente debido a las características de la mezcla, que forma un azeótropo de temperatura de ebullición mínima, como se observa en la *Figura 4- 2* y como se

⁴⁵ La simulación del proceso hace referencia a todos los cálculos relacionados con el diseño del proceso de destilación. En el presente trabajo se utilizó un programa computacional para llevar a cabo dicha tarea, lo que se trató en el capítulo 0.

mencionó en la *sección 1.2*. Cuando las composiciones del vapor y del líquido en la columna se acercan a las del azeótropo, se genera lo que se conoce como punto de estrangulación, en el cual los perfiles de composición y temperatura se vuelven casi horizontales, produciéndose cambios cada vez menores en dichas variables.

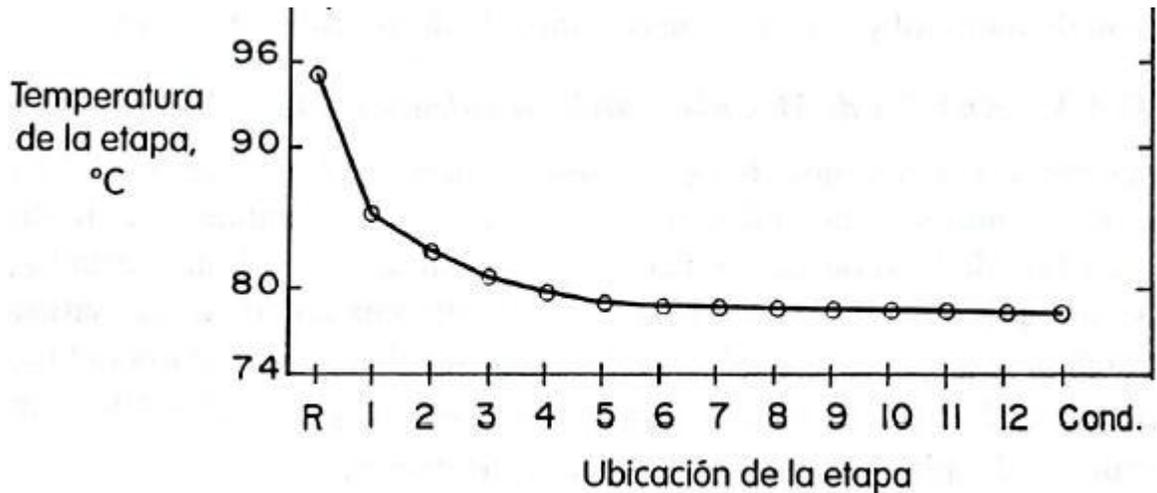


Figura 4- 1. T vs N, en una columna de destilación, de una mezcla etanol-agua.

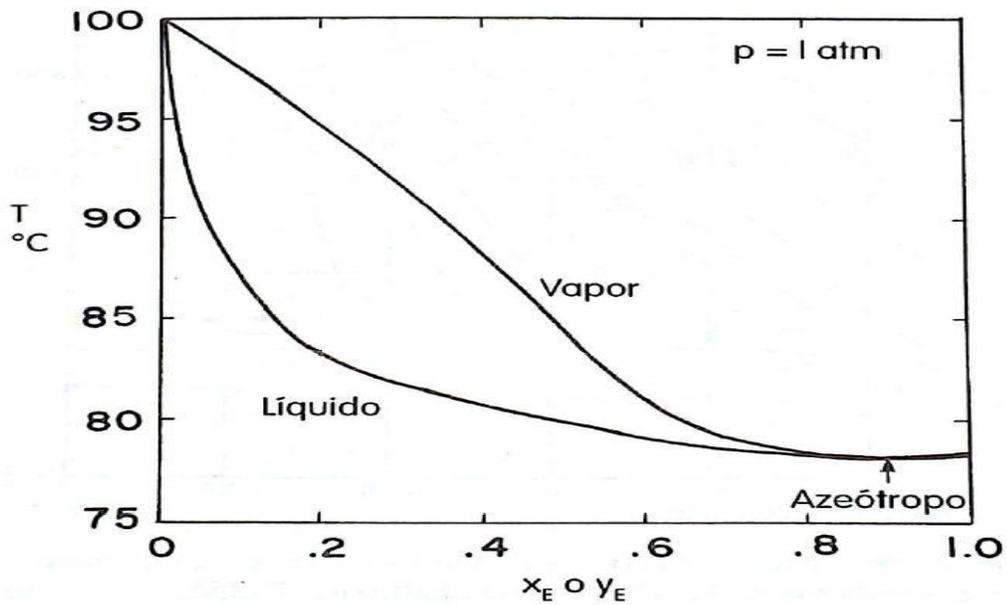


Figura 4- 2. Diagrama T-x,y para una mezcla de etanol-agua a 1 atm.

Existen sensores de temperatura denominados termopares o termocuplas⁴⁶ que, instalados a lo largo de la columna de destilación y en línea con un software de computadora, pueden registrar las variaciones de temperatura durante el transcurso de la destilación y generar de esta forma el perfil térmico desarrollado. Las termocuplas de tipo J⁴⁷ presentan un intervalo de medición de -40 a 750°C, con un error de $\pm 1^\circ\text{C}$ (Solé, 1997). Además es posible recubrirlas con una vaina de acero inoxidable que no se deteriora en presencia de etanol, por lo cual son adecuadas para introducirse en la columna de destilación en contacto directo con las corrientes de vapor y líquido.

4.2. MATERIALES Y MÉTODOS.

La torre de destilación ubicada en planta piloto posee seis bocas de acceso disponibles para introducir sensores de temperatura, como así también para ingresar corrientes de alimentación y retirar productos intermedios. Como por una de ellas ha de ingresar la alimentación, y se dispuso dejar una libre para posibles futuras modificaciones, quedaron cuatro bocas de ingreso para instalar sensores de temperatura. Entonces, se colocaron cuatro termocuplas tipo J a 6, 34, 77 y 127,5cm de la parte superior de la misma para las pruebas realizadas los dos primeros días (21/10 y 22/10) y a 6, 61, 77 y 127,5cm en las pruebas realizadas los dos días siguientes (23/10 y 29/10), como se muestra en la *Figura J- 1* del ANEXO J. Para evitar fugas en la columna, con la colaboración de la empresa Todo Retenes S.A., se construyeron acoples de Teflón® que permiten el sello perfecto entre la termocupla y la columna. Dichos dispositivos se muestran en la *Figura 4- 3*.

⁴⁶ El funcionamiento de estos dispositivos se basa en el fenómeno descubierto por Seebeck en 1821, mediante el cual la diferencia de temperatura entre dos metales distintos, en lo denominado unión bimetálica, genera una corriente eléctrica proporcional a la temperatura registrada, según los efectos termoeléctricos conocidos como efecto de Pelter y efecto Thompson (Solé, 1997).

⁴⁷ Unión bimetálica de Hierro-Constantan.

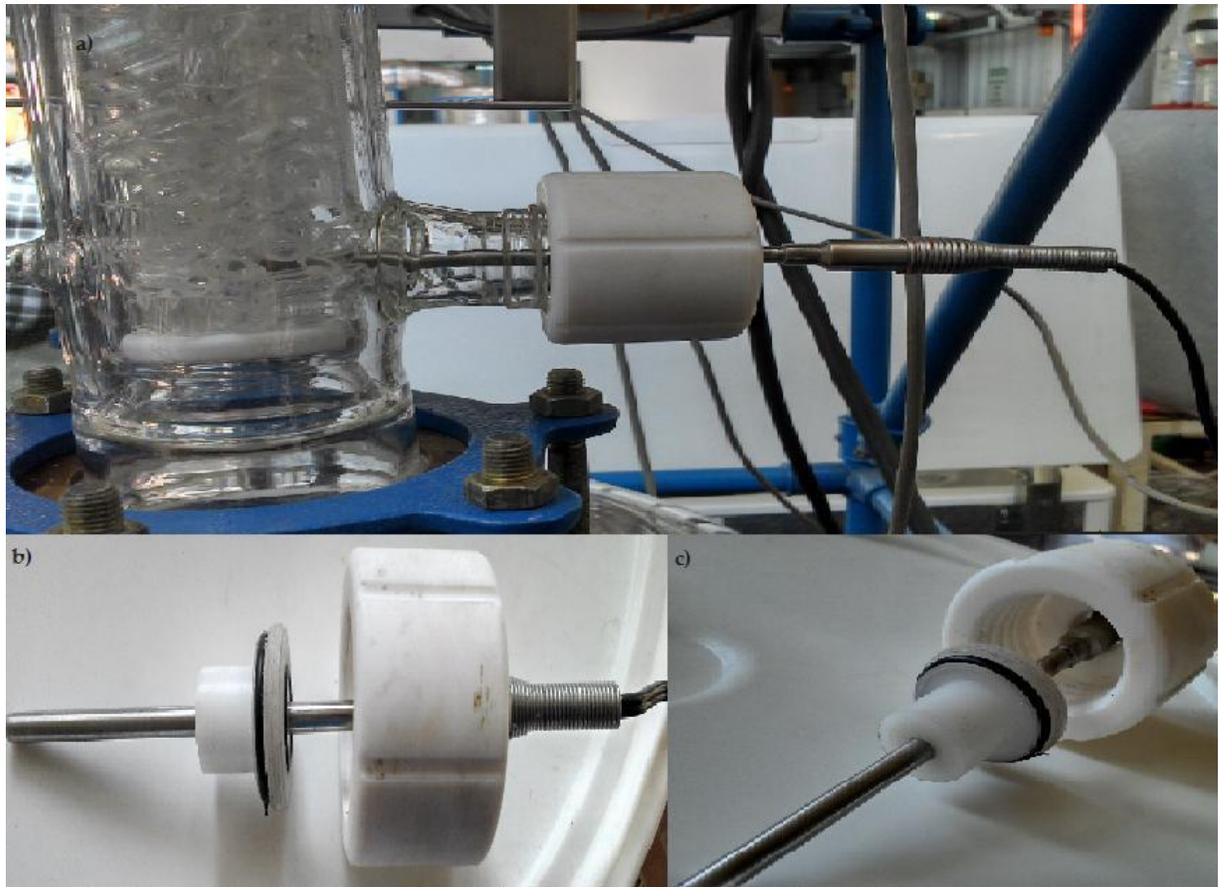


Figura 4- 3. Termocupla incorporada en la columna de destilación.

Se conectaron los cuatro sensores al datalogger (*Figura 4- 4*) y se inició el proceso de destilación, registrando la temperatura en los cuatro puntos mencionados hasta el final del proceso. Luego se descargaron los datos de temperatura en la computadora y mediante el software "*Multiple Datalogger ©. Versión 1.0. 2010*" se generó el perfil de temperatura de la columna, el cual se comparó con el perfil obtenido mediante el simulador de procesos para determinar la compatibilidad de los valores calculados con los valores obtenidos en la realidad. Este control de temperaturas también sirvió, junto con las composiciones de destilado y residuo, para corroborar si se logró el funcionamiento en estado estacionario, sabiendo que en esta situación la temperatura, en cada punto de la torre, no varía con el tiempo.



Figura 4- 4. Datalogger de cuatro canales, para termocuplas tipo K y J.

4.3. RESULTADOS.

El perfil de temperatura de la columna, obtenido de la simulación del proceso de destilación mediante UniSim Design®, se observa en la *Figura 4- 5*. Se trabajó con una potencia en el hervidor (Q_B) de 550W y se ingresa la alimentación a 47cm de la cabeza de la columna (altura equivalente a 10 etapas teóricas).

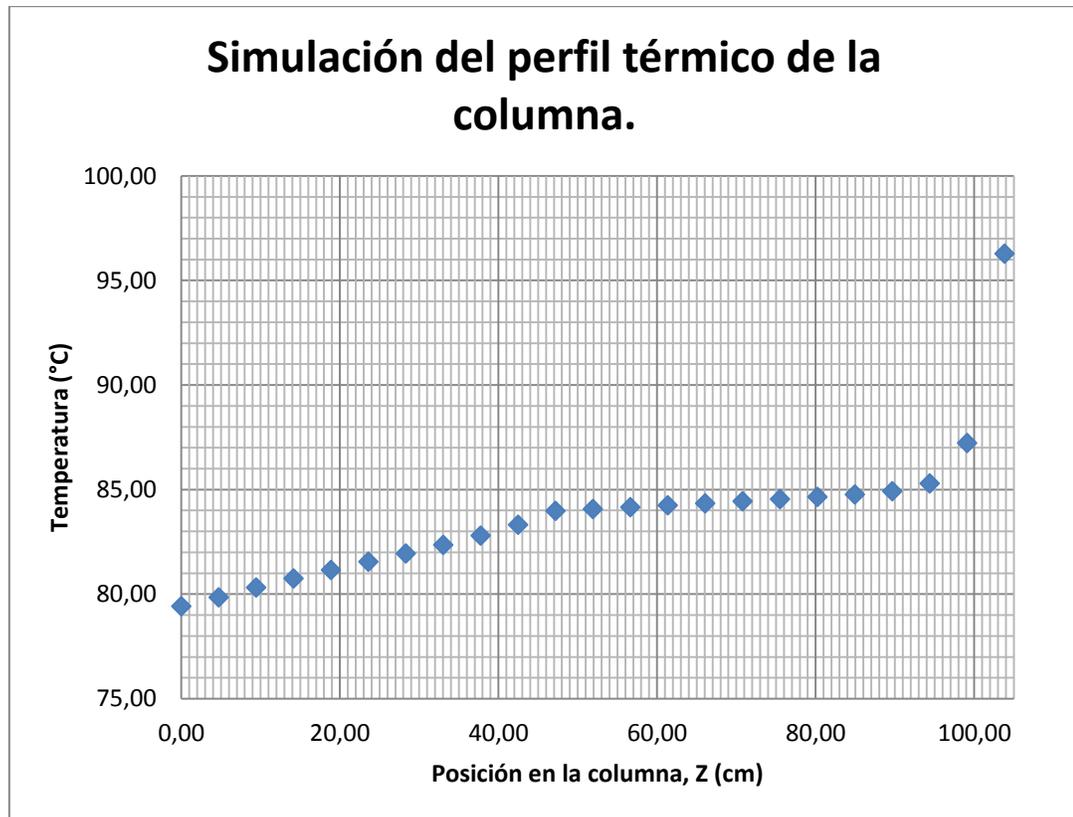


Figura 4- 5. Perfil térmico obtenido de la simulación del proceso de destilación.

Esta curva presenta el mismo comportamiento descrito anteriormente en la *Figura 4- 1*. El cambio de pendiente a 47cm corresponde al ingreso de la alimentación. Los puntos ubicados en las posiciones a 0 y 103,83cm, corresponden a las temperaturas en el condensador y en el hervidor, respectivamente.

A continuación se muestran los perfiles de temperaturas registrados durante cada operación en cada uno de los puntos de muestreo establecidos.

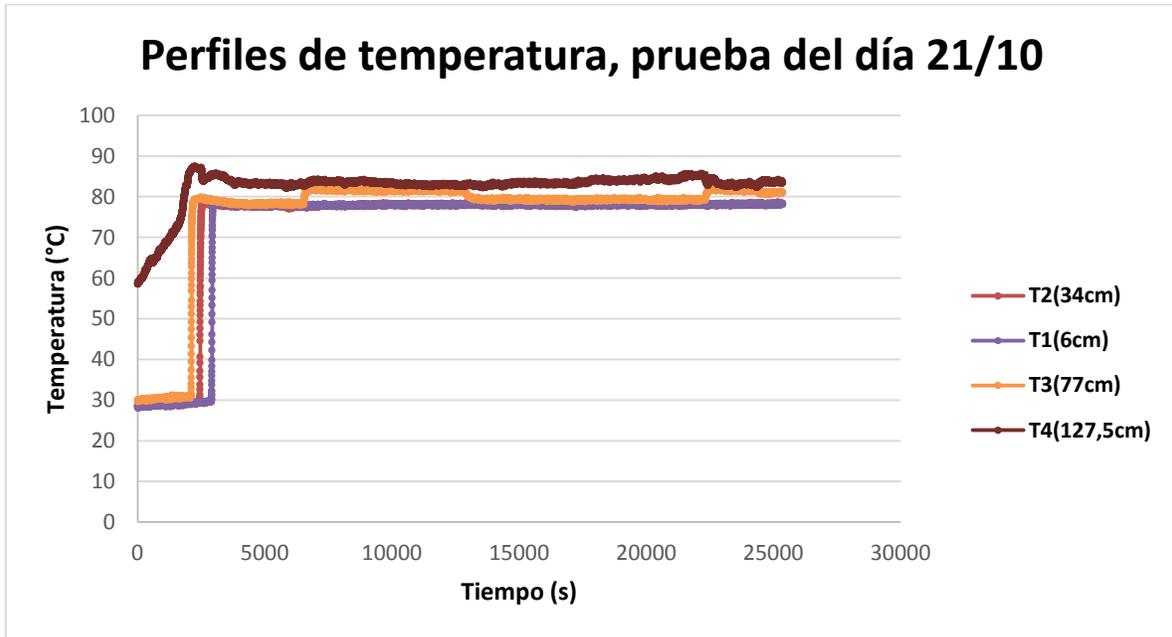


Figura 4- 6. T vs t; Altura de alimentación 61cm. Prueba del 21/10.

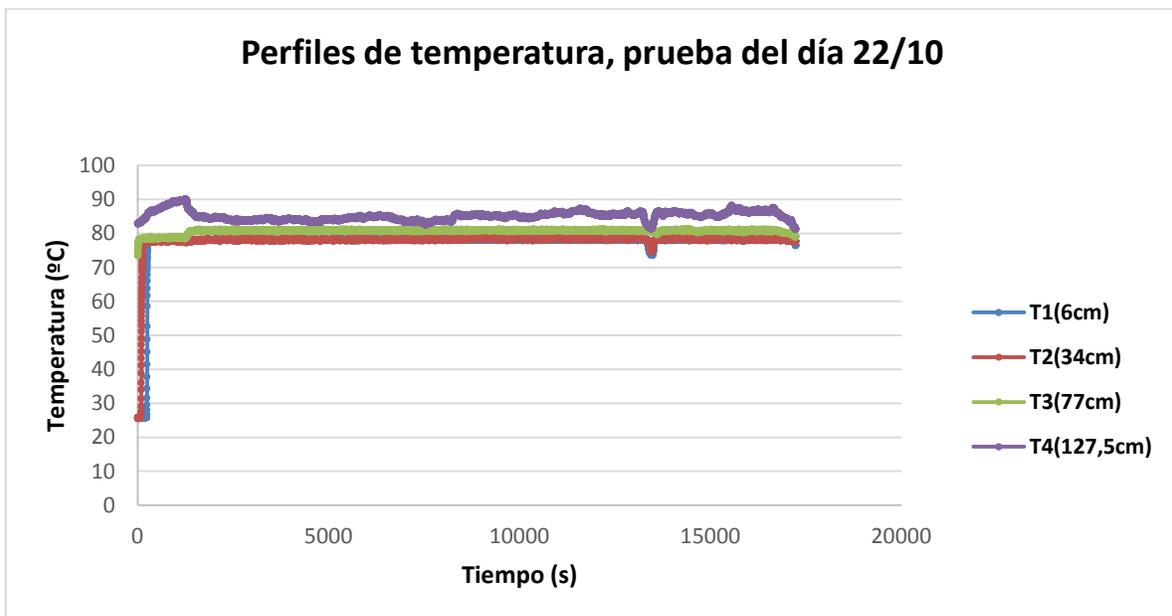


Figura 4- 7. T vs t; Altura de alimentación 61cm. Prueba del 22/10.

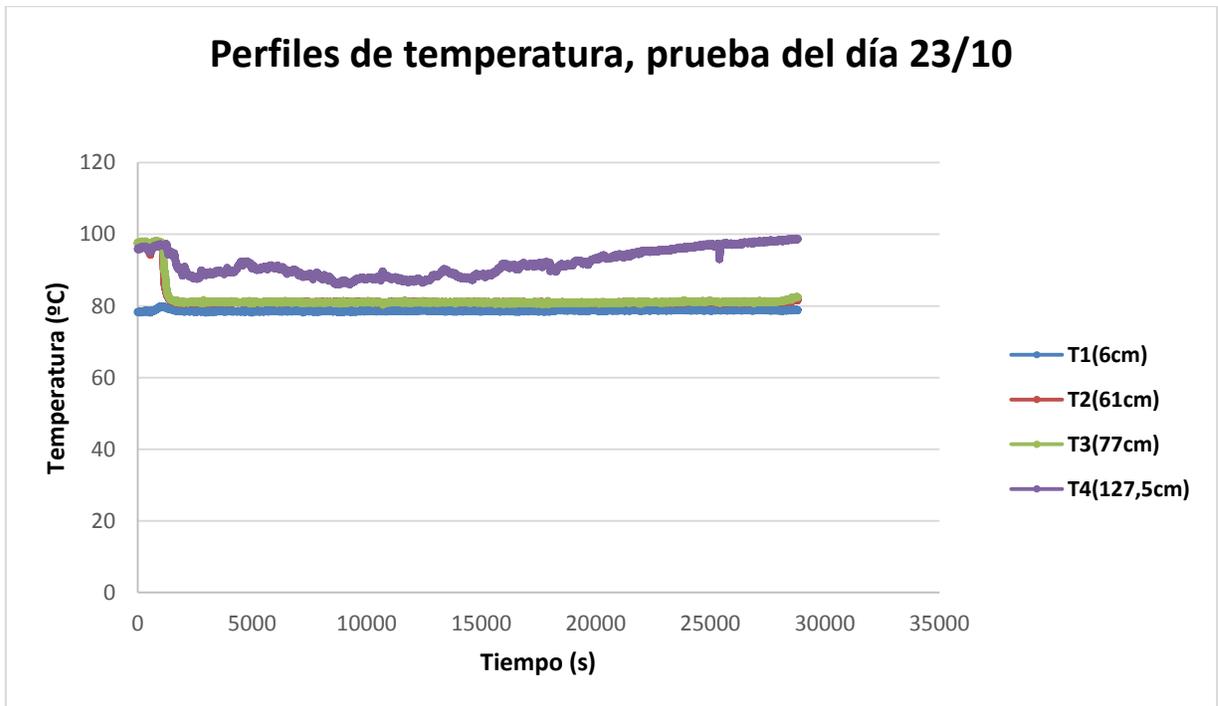


Figura 4- 8. T vs t; Altura de alimentación 34cm. Prueba del 23/10.

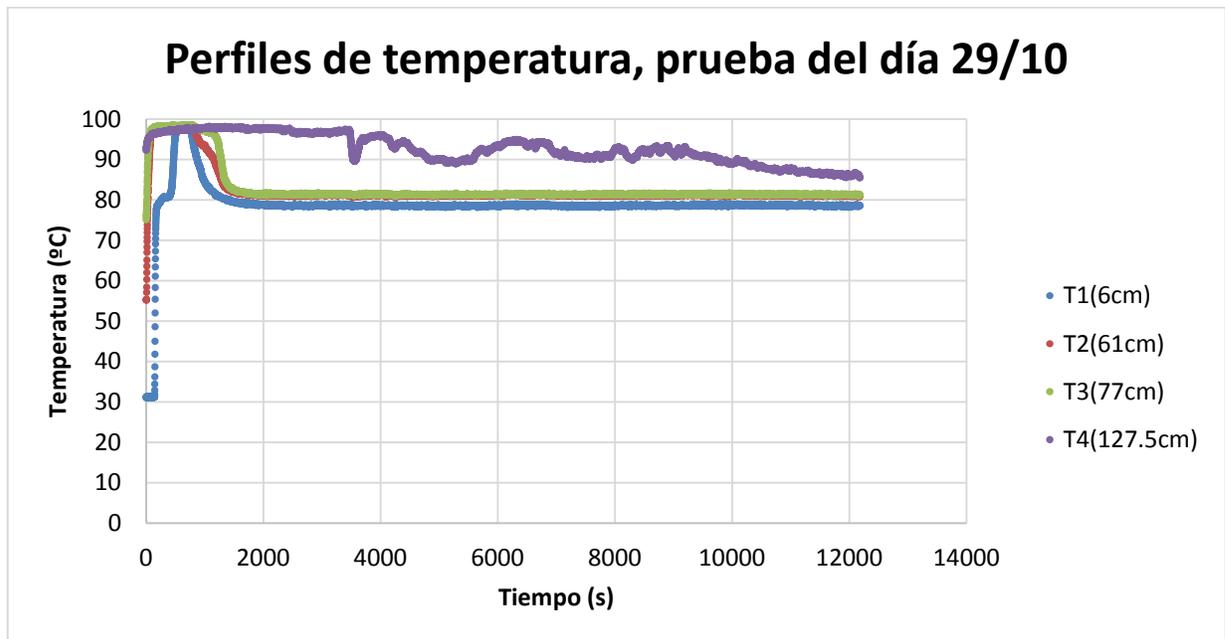


Figura 4- 9. T vs t; Altura de alimentación 34cm. Prueba del 29/10.

A continuación se presentan las curvas obtenidas durante la operación de la columna en distintas condiciones operativas. Son el resultado de tomar una temperatura promedio en cada punto (T1, T2, T3 y T4) para cada uno de los ensayos mostrados en las *Figura 4- 6, Figura 4- 7, Figura 4- 8 y Figura 4- 9*, para obtener un perfil de temperatura a lo largo de la columna. Los perfiles térmicos del 1 al 4 corresponden al día 1, el perfil térmico 5 al día 2, los perfiles térmicos 6 y 7 al día 3 y el perfil térmico 8 al día 4. En la *Tabla 4- 1* se muestra un resumen de los resultados obtenidos.

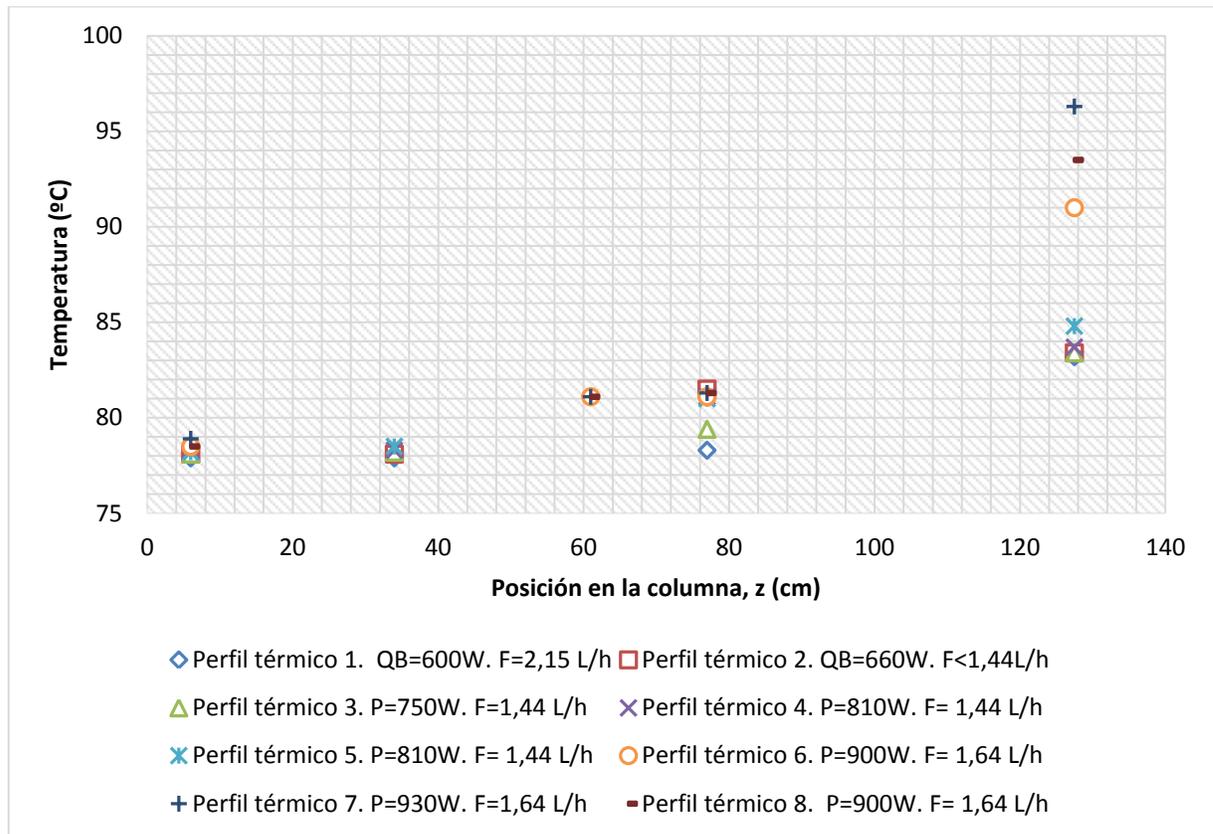


Figura 4- 10. Perfiles térmicos de la columna de destilación.

En rasgos generales los perfiles alcanzados en las experiencias tienen el mismo comportamiento que el esperado según la teoría, *Figura 4- 1*, y acorde a la simulación del proceso, *Figura 4- 5*.

Tabla 4- 1. Resumen de los perfiles térmicos.

	Día 1 (21/10)				Día 2 (22/10)	Día 3 (23/10)		Día 4 (29/10)
	Perfil térmico 1	Perfil térmico 2	Perfil térmico 3	Perfil térmico 4	Perfil térmico 5	Perfil térmico 6	Perfil térmico 7	Perfil térmico 8
Potencia (W)	600	660	750	810	810	900	930	900
F (L/h)	2,15	< 1.44	1,44	1,44	1,44	1,64	1,64	1,64
Altura de alimentación (cm)	61	61	61	61	61	34	34	34
T1 (°C)	77,9	78,1	78,1	78,3	78,2	78,5	78,9	78,5
T2 (°C)	77,9	78,1	78,2	78,3	78,5	81,1	81,1	81,1
T3 (°C)	78,3	81,5	79,4	81,1	81	81,1	81,3	81,3
T4 (°C)	83,2	83,4	83,4	83,7	84,8	91	96,3	93,5

Una disminución del caudal de alimentación genera un aumento del cociente L/V en la zona agotamiento (si se mantiene Q_b constante), al ser éste la pendiente de la línea de operación, hace que con la misma cantidad de etapas se logre mayor separación. Es decir, menor concentración de etanol implica una mayor temperatura en el punto de control T3, lo que se corresponde al comportamiento de un azeótropo de temperatura mínima, como puede observarse en el *perfil térmico 2*. Lo mismo ocurre en los *perfiles térmicos 4 y 5*. El efecto contrario se observa en la *perfil térmico 3* cuando se aumenta el caudal de alimentación; el valor de la temperatura en T3 disminuye. En los *perfiles térmicos 6, 7 y 8*, la posición de la alimentación está más cerca de la cabeza de la columna y T2 más abajo. Esto se puede apreciar en el punto en el que cambian las pendientes de la curva, que coincide con la altura de la alimentación, que en este caso corresponde a 34cm medidos desde la cabeza de la columna.

En los *perfiles térmicos 1 a 5*, podemos ver que las temperaturas de los puntos T1 y T2 son iguales y correspondientes al valor de la temperatura del azeótropo, lo que indica que se está obteniendo una mezcla de composición azeotrópica antes de llegar al final de la columna. Como la composición máxima que se puede obtener por este

método es justamente la del azeótropo, los resultados de estas pruebas demuestran que el último tramo de la columna no está siendo aprovechado. En los *perfiles térmicos 6, 7 y 8* se corrigió la posición de la alimentación para intentar obtener menor concentración de etanol en el residuo. De esta manera se obtuvo una mayor temperatura en el fondo de la columna, hecho que se corresponde con una menor composición de etanol en el residuo, y un leve aumento de la temperatura en la parte superior de la columna, es decir que la composición obtenida en el destilado no fue exactamente la del azeótropo (ver *Capítulo 2*). Como se puede observar en la el *perfil térmico 8* al final de la prueba la temperatura T4 comenzó a aumentar, hasta igualar a la temperatura del hervidor. Por lo tanto, para la siguiente prueba se decidió utilizar una potencia de 900W nuevamente.

4.4. CONCLUSIÓN.

Mediante las pruebas realizadas y el análisis de los datos recopilados, se puede decir que la obtención del perfil térmico de la columna fue una gran herramienta para poder visualizar en la práctica lo que se propuso anteriormente en el proceso de simulación de la operación de destilación continua. Desde el punto de vista operativo, conocer el perfil de temperatura de la columna de destilación permite analizar cómo opera el equipo y poder actuar en consecuencia. Un ejemplo fue lo que se comentó en la sección anterior, al detectar que las temperaturas en los puntos T1 y T2 eran iguales. Además, disponer de los datos de temperatura a lo largo de la columna en el mismo lugar y momento en el que se lleva a cabo la operación de destilación, permite detectar desajustes en el sistema.

Por último, como se detalló anteriormente, los perfiles térmicos alcanzados durante la operación de la torre tienen el mismo comportamiento que el pronosticado por la teoría y por la simulación, lo que es un indicador del buen funcionamiento del equipo.

CAPÍTULO 5. OPERACIÓN EN CONTINUO.

5.1. INTRODUCCIÓN.

Los procesos industriales se pueden clasificar en procesos continuos e intermitentes. Éstos últimos son aquellos en los cuales los materiales son alimentados, procesados y extraídos del sistema, seguido esto de una nueva carga de materiales. En cambio, en los procesos continuos todos los materiales son suministrados al equipo ininterrumpidamente durante toda la operación. Las ventajas de los procesos continuos son (Dávila, 2014):

- Eliminación de las etapas de carga y descarga (ahorro de tiempo)
- Posibilidad de tener una mayor automatización de las operaciones, reduciendo la mano de obra.
- Obtención de productos con composiciones más uniformes.
- Mejor eficiencia térmica.

y las desventajas son:

- Necesidad de materias primas con composición uniforme para evitar fluctuaciones en el proceso.
- Puesta en marcha costosa (se deben evitar las paradas).
- Necesidad de mayor stock de materias primas debido a posibles fluctuaciones en la demanda.
- Equipos más costosos y sofisticados.

La mayor parte de los procesos continuos se llevan a cabo en estado estacionario, el cual se define como aquel sistema en el cuál las propiedades intensivas del mismo pueden cambiar de acuerdo a la posición, pero en cada punto se mantienen constantes

con respecto al tiempo. Si un proceso se opera como un sistema en estado estacionario necesariamente se trata de un proceso continuo. Sin embargo, no se puede asegurar lo mismo en sentido inverso. Un proceso puede ser continuo pero tratarse de un sistema no estacionario, por lo menos por un tiempo. Por ejemplo si la puesta en marcha de la torre se realizara con la alimentación abierta y el sistema de recolección de residuos en funcionamiento, la torre operaría en continuo pero en estado no estacionario, hasta que en algún momento las composiciones y temperaturas a lo largo de la misma se estabilicen y la torre “entre en régimen estacionario”.

5.2. MATERIALES Y MÉTODOS.

Para alimentar la torre a la altura especificada (ver *Tabla I- 1*) se evaluó la adquisición de un controlador de caudal o de un dosificador del tipo peristáltico o electromagnético, para poder controlar con precisión el caudal de ingreso. Estas opciones fueron descartadas debido al elevado costo de los equipos. Por lo tanto, se llevó a cabo el diseño de un sistema de alimentación como el que se observa en la *Figura 5- 1*. Se lo colocó a determinada altura sobre el punto de alimentación (determinado previamente a través de la simulación del proceso), aprovechando la fuerza de la gravedad y regulando el caudal mediante una válvula de paso. Para evitar variaciones en el caudal debido a cambios en la altura del líquido en el tanque a medida que este se vacía, se instaló un tanque pulmón ubicado entre el tanque de alimentación y la torre, provisto de un regulador de nivel, comúnmente conocido como flotante. De esta forma la presión generada por la columna del fluido se mantiene constante. Para obtener el caudal necesario de alimentación, según los resultados obtenidos de la simulación del proceso, se reguló la apertura de la válvula, modificando la caída de presión en la misma, mediante el uso de una probeta de 100ml y un cronómetro.

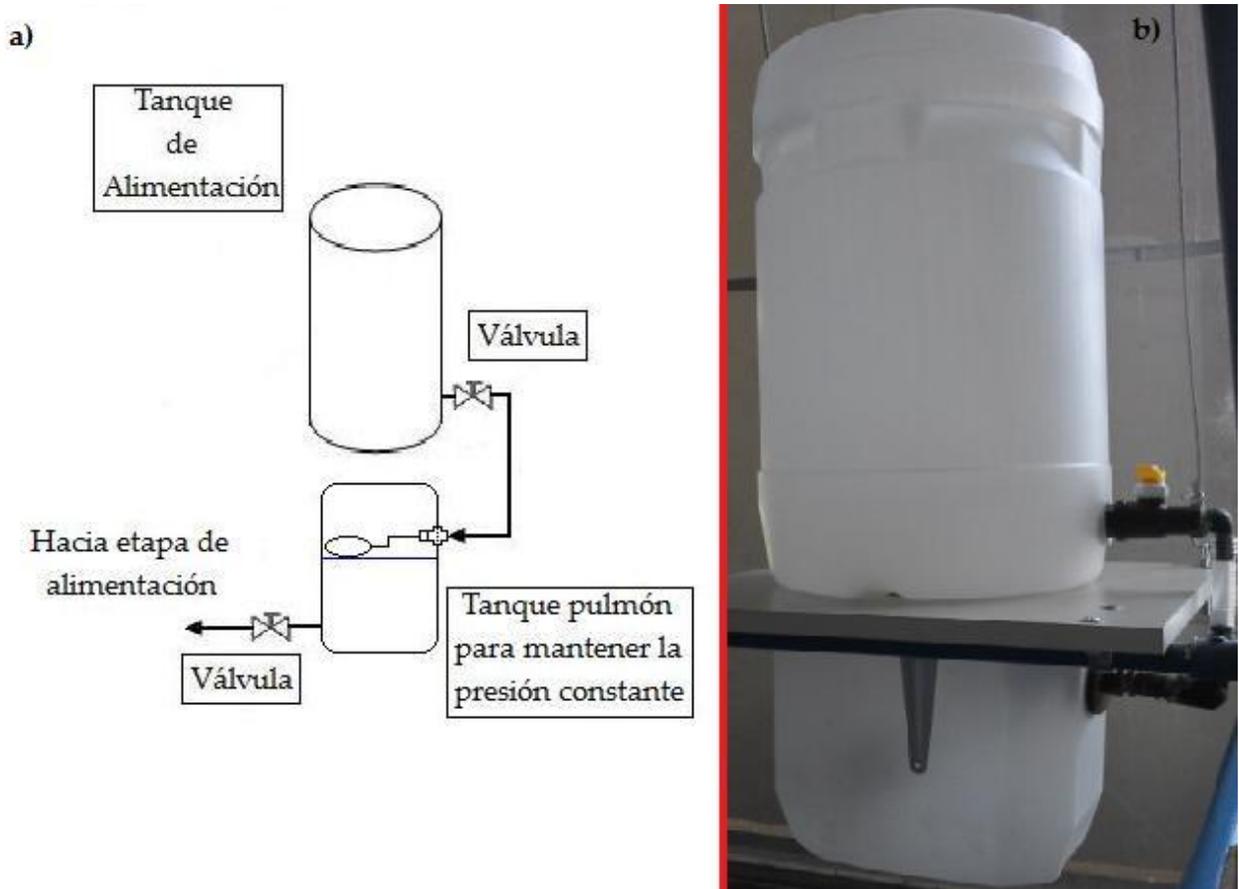


Figura 5- 1. Sistema de alimentación de la columna de destilación.

La recolección del residuo se llevó a cabo con la instalación de un sistema de rebosadero que mantiene el nivel de fluido adecuado en el hervidor de manera que se logre una buena agitación y, obviamente, se cubran en su totalidad las velas calefactoras. El caudal del residuo se auto-regula por el mismo proceso de destilación y es igual a la diferencia entre el caudal de líquido que gotea de la torre al hervidor y el caudal del vapor que se genera en el mismo. Además, se instaló una válvula para facilitar el vaciado del hervidor. En la *Figura 5- 2* se puede observar el sistema implementado.

La torre dispone de las conexiones necesarias para retirar el destilado una vez que atravesó el condensador. A la salida del mismo, la corriente de destilado es enfriada

en un intercambiador de calor de tubo y carcasa, el cual está integrado en el sistema de refrigeración tratado en el *Capítulo 6*, y se recoge en un recipiente. El caudal del destilado está regulado por el proceso de destilación en sí y no requiere de otro dispositivo externo (*Figura 5-3*).

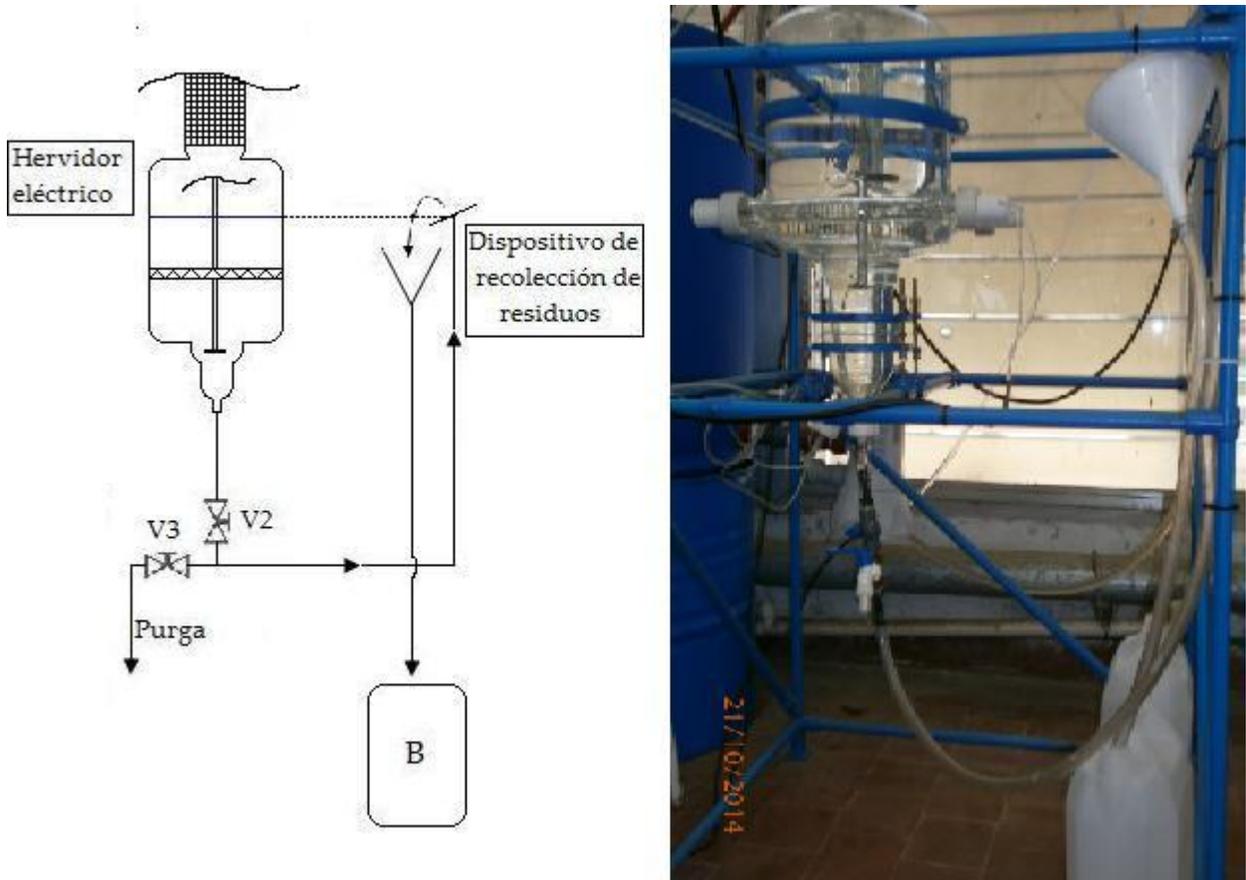


Figura 5- 2. Esquema y fotografía del sistema de recolección de residuos.

Para corroborar el buen funcionamiento de los dispositivos implementados, se establecieron intervalos de tiempo de 30 minutos para tomar muestras de destilado y residuo, para determinar las composiciones y los caudales de los mismos; el caudal volumétrico de las corrientes se determinó midiendo el volumen recolectado en función de los intervalos de tiempo; la composición de cada una de las corrientes se determinó

mediante el uso de un alcoholómetro, como se indicó en el *Capítulo 2*. Se graficaron los datos obtenidos en función del tiempo para analizar su comportamiento.



Figura 5- 3. Recolección de la corriente de destilado D.

5.3. RESULTADOS.

De la operación de la columna de destilación, siguiendo los parámetros establecidos en el *Capítulo 2*, se obtuvieron los caudales volumétricos y las composiciones de las corrientes de destilado (D) y residuo (B) en intervalos fijos de 30 minutos. A continuación, se presentan las curvas obtenidas.

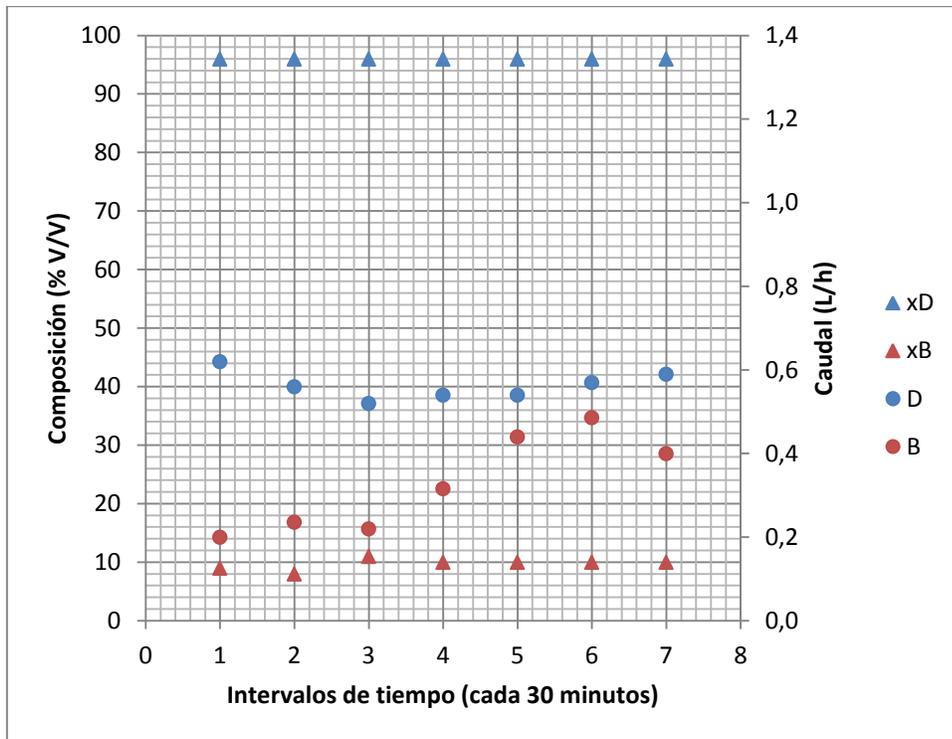


Figura 5- 4. D, B, xD y xB en función del tiempo (22/10).

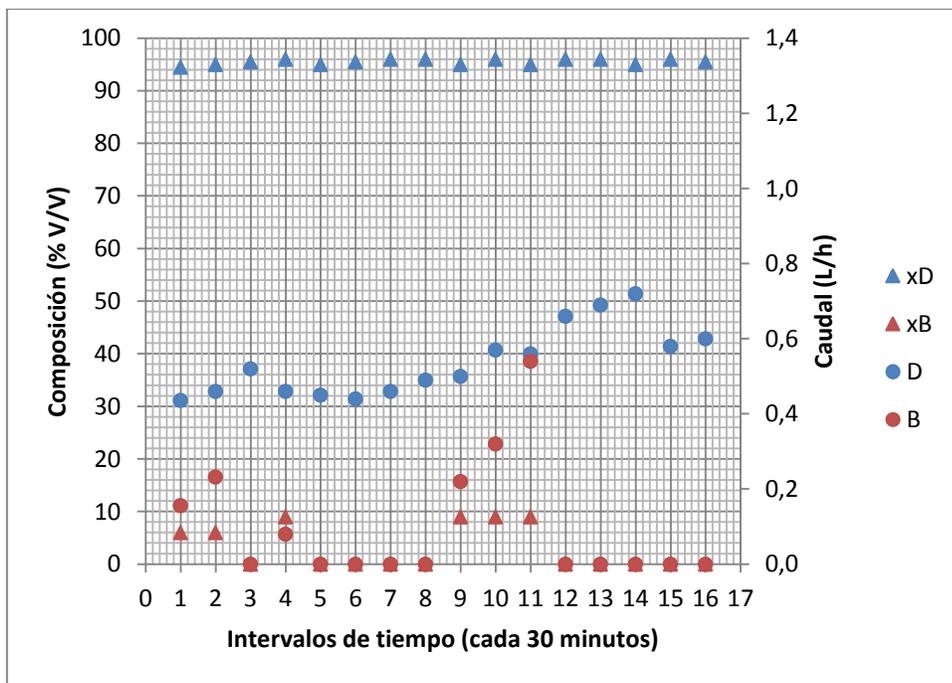


Figura 5- 5. D, B, xD y xB en función del tiempo (23/10).

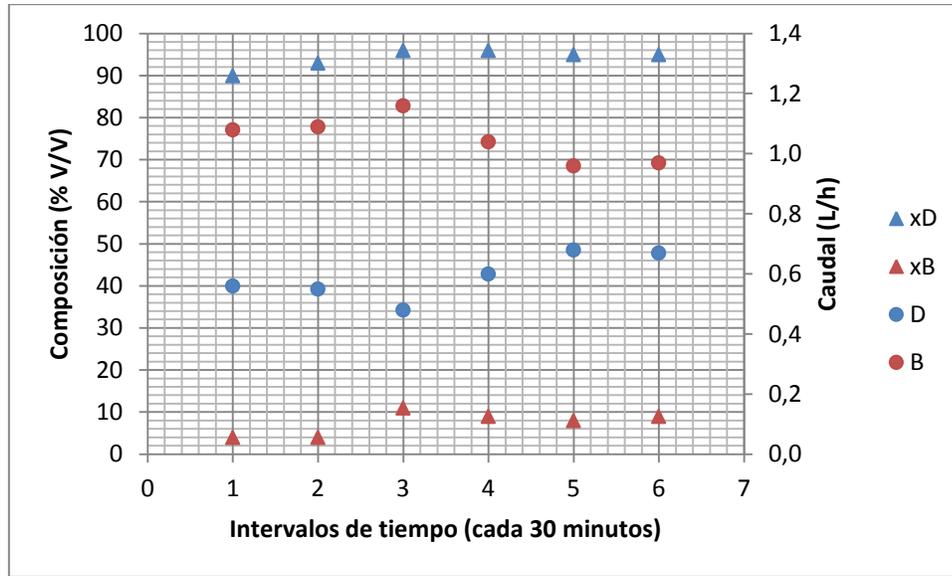


Figura 5- 6. D, B, xD y xB en función del tiempo (29/10).

Como se puede observar en los gráficos de las *Figura 5- 4*, *Figura 5- 5* y *Figura 5- 6*, el caudal de destilado presenta una tendencia hacia algún valor constante entre aproximadamente 0,44 y 0,6L/h. Sin embargo, el caudal de la corriente de residuos sufre muchas fluctuaciones. Esto se debe a que el sistema de recolección de residuos no rebalsa continuamente, sino que se produce acumulación en el hervidor aumentando en nivel de líquido en el mismo incluso por encima del nivel de rebosadero, para luego descargar de repente el volumen de líquido equivalente a la diferencia en los niveles del hervidor y del rebosadero.

Las composiciones de ambas corrientes se mantienen prácticamente constantes, al observar las curvas de las *Figura 5- 4*, *Figura 5- 5* y *Figura 5- 6*. En los casos en que no se registran caudales de residuo (intervalos de tiempo 3, 5, 6, 7, 8, 12, 13, 14, 15 y 16 de la *Figura 5- 5*), la composición del mismo es igual a cero, ya que no hubo forma de realizar la medición.

Los resultados presentados en el *Capítulo 4* sirven también para verificar el funcionamiento en estado estacionario de la columna de destilación. En las *Figura 4- 6*, *Figura 4- 7*, *Figura 4- 8* y *Figura 4- 9* se puede observar que luego de un intervalo de

tiempo de aproximadamente 20 minutos desde que comienza a ingresar la alimentación en la columna, se alcanza un estado térmico prácticamente invariable.

5.4. CONCLUSIÓN.

La mínima variación de las temperaturas en cada uno de los puntos de control (T1, T2, T3 y T4) durante el proceso de destilación continuo, presentada en el *Capítulo 4*, es un indicador de que el sistema alcanza un estado estable que se mantiene durante toda la operación. Además, se vio que las composiciones de las corrientes de destilado y de residuo permanecen prácticamente constantes durante toda la operación de destilación continua, lo que refuerza lo dicho anteriormente.

El análisis de los caudales de destilado y de residuo presentado en este capítulo, muestra una corriente prácticamente constante de destilado; mientras que se denota un funcionamiento intermitente del sistema de evacuación de la corriente de residuo, cuyo caudal fluctúa constantemente durante la operación de destilación continua. La causa de que esto suceda es que en algunos casos, dependiendo las condiciones de operación de la columna, se genera un gradiente de presión entre el líquido en el hervidor y la boca de descarga del rebosadero, lo que produce que el nivel de líquido en el hervidor sea mayor que el nivel del rebosadero. Luego de un período de tiempo determinado, el sistema equilibra las presiones y descarga un volumen de residuo por el rebosadero equivalente a la diferencia de nivel que existía entre ambos, recuperando el nivel adecuado en el hervidor. Lo que se pudo observar durante la operación de la columna, es que este fenómeno no introdujo modificaciones sustanciales en las demás variables (x_D , D , T1, T2, T3 y T4) por lo que no representa una interferencia considerable en el mantenimiento del estado estable de la operación de destilación.

Dicho esto, podemos afirmar que, en términos generales, se logró que el sistema entre en régimen estacionario durante las experiencias llevadas a cabo.

5.4.1. ASPECTOS A MEJORAR.

Para optimizar el proceso de funcionamiento en continuo se podría modificar el sistema de alimentación de la mezcla a separar. Si se disponen de los recursos económicos necesarios, se podría instalar una válvula de mayor precisión para poder ajustar el caudal de la alimentación al valor deseado. Además, hay que tener en cuenta que la columna no dispone de distribuidores de líquido, por lo que la distribución de la alimentación no es homogénea y no cubre toda la sección transversal de la columna. Por último, se podría reemplazar el sistema de recolección de residuos por una válvula autorregulable y así eliminar las fluctuaciones en este caudal.

CAPÍTULO 6. REFRIGERACIÓN.

6.1. INTRODUCCIÓN.

Generalmente los condensadores de las columnas de destilación son intercambiadores de calor tubulares tradicionales, en forma vertical, colocados encima de la torre, con el fluido refrigerante por fuera de los tubos. En la *Figura 6- 1* se puede observar un esquema del condensador que posee la columna de destilación de Planta Piloto, junto con una fotografía del mismo. El fluido refrigerante es por lo común agua, por lo que la presión de la destilación debe ser lo suficientemente elevada para que el agua de enfriamiento disponible tenga la capacidad de condensar el vapor del destilado con una diferencia de temperatura adecuada para proporcionar una rapidez razonablemente elevada de transferencia de calor. Por lo tanto, la temperatura a la que ingresa el fluido refrigerante y el caudal con el que lo hace deben permanecer constantes en el proceso de destilación. Cabe destacar que si el condensado sólo se enfría hasta su punto de burbuja, el destilado separado debe generalmente enfriarse después en un nuevo intercambiador de calor para evitar pérdidas de producto por evaporación durante el almacenamiento (Treybal, 1995).

Cuando la pared de un intercambiador de calor expuesta a un vapor se enfría hasta que su temperatura es inferior a la temperatura de saturación del vapor, éste se condensa sobre la superficie en forma de una película de líquido, cuyo espesor aumenta a medida que esta fluye hacia abajo por acción de la gravedad. Estas películas de condensado son muy delgadas y los coeficientes de transferencia de calor correspondientes son relativamente elevados (Mills, 1999).

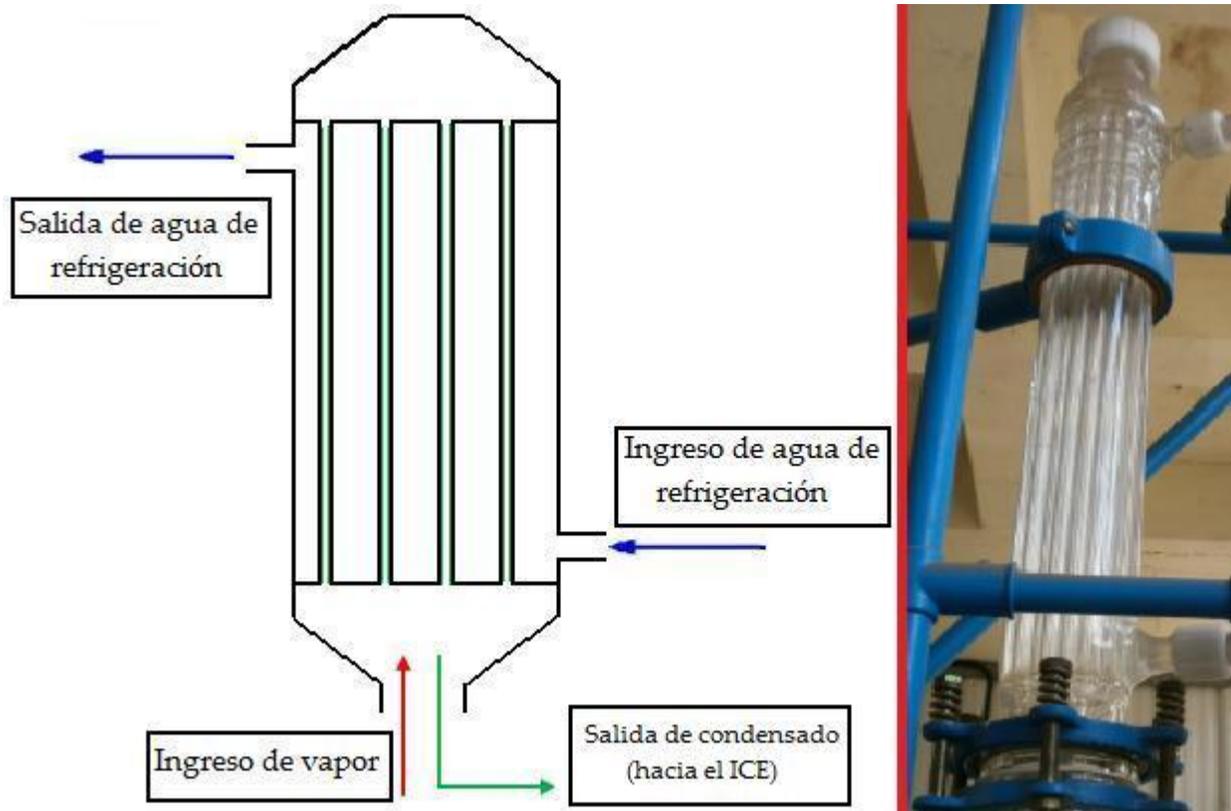


Figura 6- 1. Esquema y fotografía del condensador de la columna de destilación.

En un proceso de destilación que opera en régimen continuo el consumo de agua de refrigeración es elevado. El equipo de destilación de planta piloto utiliza de la red de distribución aproximadamente “280 litros de agua por hora” (4,6 L/min), que circulan a través de un intercambiador de calor externo para enfriar el destilado (Figura 6- 2) y luego a través del condensador, pero no dispone de un sistema para recuperar el agua utilizada, por lo que esta se desecha luego de su paso por el condensador. Considerando una operación continua, *en un día se estarían desechando 6.720 L de agua*. Si se tiene en cuenta que el consumo de agua diario promedio por habitante en la ciudad de Córdoba es de 300L⁴⁸ en esta operación de destilación se estaría desechando por día la cantidad de agua que consumen aproximadamente 23 personas en el mismo lapso de tiempo.

⁴⁸ <http://www.lavoz.com.ar/ciudadanos/consumo/sigue-siendo-alto-consumo-agua>.

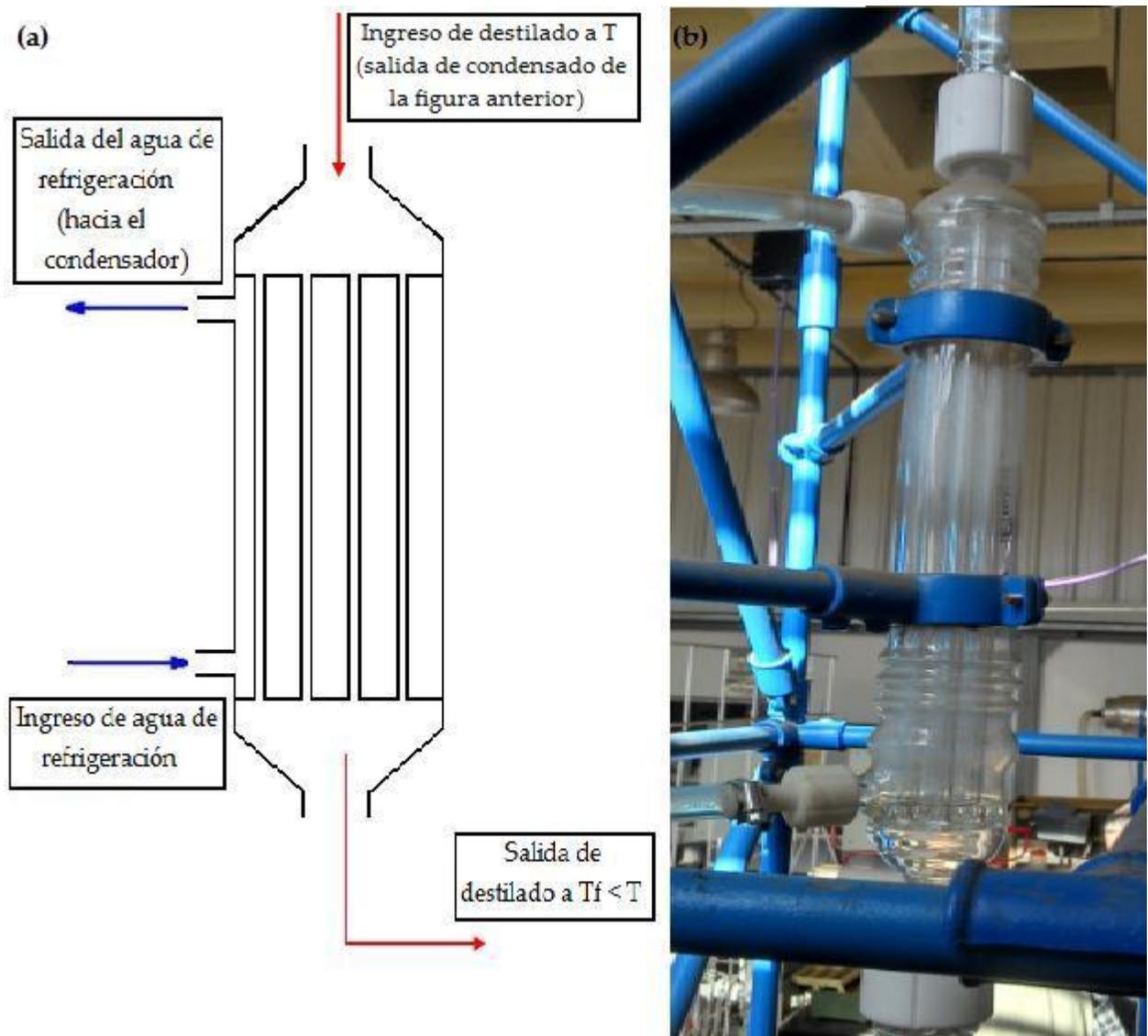


Figura 6- 2. Esquema (a) y fotografía (b) del intercambiador de calor externo.

La recirculación del agua de refrigeración en un circuito cerrado disminuye el consumo de agua, aumentando la eficiencia del proceso y disminuyendo el impacto ambiental. Esto se puede lograr instalando un tanque abierto denominado "pulmón de agua" y mediante una bomba hacer circular el fluido a través del condensador. Sin embargo, esta posible solución al problema del elevado consumo de agua implica un progresivo aumento en la temperatura del fluido dentro del tanque, lo que podría ser un inconveniente en la operación de destilación. La cantidad de calor que se necesita retirar del vapor para lograr que condense en su totalidad, depende de las especificaciones del

proceso de destilación. Queda claro entonces que el condensador debe tener la capacidad para llevar a cabo la transferencia de calor requerida. Un aumento en la temperatura del agua de enfriamiento produce que la transferencia de calor en el condensador sea más lenta hasta el punto de no alcanzar la condición deseada. Los parámetros a tener en cuenta para determinar si se alcanza o no la transferencia de calor deseada son: características del condensador como el área de intercambio, el material de construcción y el espesor de las paredes, entre otros; propiedades del fluido refrigerante como el flujo másico, la temperatura a la que ingresa al equipo y la conductividad térmica, entre otras.

Para determinar si es necesario implementar un sistema de enfriamiento del agua de refrigeración, primero se debe analizar la capacidad del sistema para intercambiar calor con el medio ambiente. Si se toma como volumen de control para este análisis al tanque pulmón de agua, vemos que los flujos de calor son como se muestran en la *Figura 6-3*.

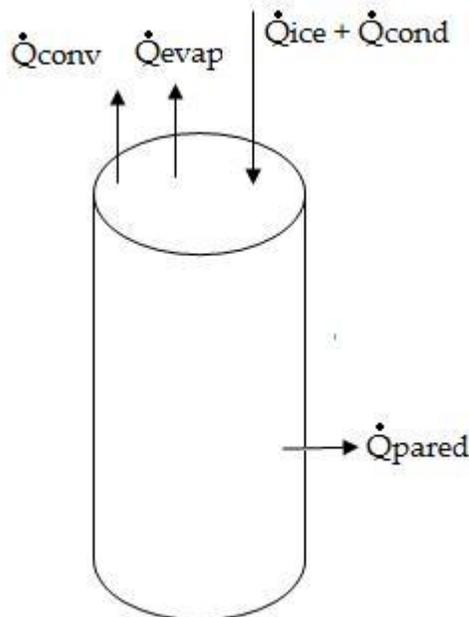


Figura 6-3. Balance de calor en el tanque pulmón de agua.

El único ingreso de energía al sistema se produce a través de la corriente que abandona el condensador, la cual absorbió calor en su paso por el mismo y por el intercambiador de calor externo ($Q_{ice} + Q_{cond}$). La transferencia de calor hacia afuera del sistema se da principalmente de tres maneras: por conducción y convección a través de las paredes del tanque (Q_{pared}), por convección natural a través de la superficie del agua (Q_{conv}) y por evaporación de la misma en la interfase agua-aire (Q_{evap}). Este proceso se rige por la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{agua} c_{p_{agua}} \frac{dT}{dt} = Q_{ice}(T) + Q_{cond} - UA_t(T - T_{ext}) - h_{conv} A_{sup}(T - T_{ext}) - Q_{evap} \quad (6.1)$$

Donde \dot{m}_{agua} es el caudal másico del agua de refrigeración; T es la temperatura del agua de refrigeración en el tanque; Q_{ice} es el calor retirado por el agua de refrigeración en el intercambiador de calor externo; Q_{cond} es el calor retirado por el agua de refrigeración en el condensador; U coeficiente global de transferencia de calor; A_t es el área de las paredes del tanque; T_{ext} es la temperatura ambiente en la planta piloto; h_{conv} es el coeficiente de transmisión de calor por convección correspondiente a la interfaz agua-aire; A_{sup} es el área de la interfaz agua-aire; Q_{evap} es el calor disipado por evaporación en la interfaz agua-aire.

El término ubicado a la izquierda de la igualdad en la *ecuación (6.1)* hace referencia al flujo de calor neto en el sistema. Los términos a la derecha de la igualdad en la misma ecuación representan el calor retirado en el intercambiador de calor externo, el calor retirado en el condensador, el calor cedido por conducción y convección a través de las paredes del tanque (*sección 6.1.1*), el calor cedido por convección natural a través de la superficie del agua en el tanque (*sección 6.1.2*) y el calor cedido por la evaporación (*sección 6.1.3*), respectivamente. El calor que ingresa al sistema proveniente del condensador se puede obtener a través de cálculos de destilación realizados mediante un software de simulación. La cantidad de calor que ingresa al sistema proveniente del

intercambiador de calor externo se determina mediante un balance de energía en el mismo, teniendo en cuenta que dicho valor es función de la temperatura de ingreso del agua de refrigeración, según las siguientes ecuaciones:

$$Q_{ice}(T) = \frac{1}{\frac{1}{h_{carcasa}} + \frac{e_{vidrio}}{k_{vidrio}}} \cdot A_{intercambio} \cdot \Delta T_{ln} \quad (6.2)$$

$$\Delta T_{ln} = \frac{T_{cl} - T - T_{c0} + T_{f0}}{\ln\left(\frac{T_{cl} - T}{T_{c0} - T_{f0}}\right)} \quad (6.3)$$

$$Q_{ice} = -Cp_c \cdot m_c \cdot (T_{cl} - T_{c0}) \quad (6.4)$$

$$Q_{ice}(T) = -Cp_{agua} \cdot m_f \cdot (T_{fl} - T) \quad (6.5)$$

Donde: $h_{carcasa}$ es el coeficiente de transferencia de calor por convección en la carcasa; e_{vidrio} es el espesor de la pared de los tubos; k_{vidrio} la conductividad térmica del vidrio que conforma los tubos; $A_{intercambio}$ es el área de intercambio; ΔT_{ln} es la diferencia de temperatura logarítmica media; T_{cl} es la temperatura de salida del destilado; T_{c0} es la temperatura de ingreso del destilado; T_{f0} es la temperatura de salida del agua de refrigeración cuando abandona el intercambiador de calor externo; m_c y m_f son los caudales máscicos del destilado y del agua respectivamente.

Para estimar el valor del $h_{carcasa}$ es necesario encontrar una correlación para esta geometría (ver plano del ANEXO J). En el caso de conductos de secciones transversales diferentes a la circular, se puede estimar el coeficiente de transferencia de calor por convección utilizando las mismas correlaciones que para la sección circular pero utilizando el diámetro hidráulico en lugar del diámetro, el mismo se define:

$$D_h = \frac{4A_c}{P} \quad (6.6)$$

Donde D_h es el diámetro hidráulico, A_c es el área de la sección transversal de flujo y P es el perímetro mojado.

Las correlaciones para tuberías son:

$$Nu = \frac{\frac{f}{8}(Re - 1000)Pr}{1 + 12.7\left(\frac{f}{8}\right)^{\frac{1}{2}}(Pr^{\frac{2}{3}} - 1)}; 3000 < Re < 10^6 \quad (6.7)$$

Donde:

$$f = (0.79 \ln(Re) - 1.64)^{-2} \quad (6.8)$$

$$Nu = 3.66 + \frac{0.065\left(\frac{D}{L}\right)RePr}{1 + 0.04\left(\frac{D}{L}RePr\right)^{\frac{1}{3}}}; Re < 2300 \quad (6.9)$$

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección, se tomó como área de la sección transversal de flujo una sección anular cuyo diámetro interno es el diámetro de los tubos; y para el diámetro externo de la misma se trazó una circunferencia imaginaria, la cual es tangente al borde de los tubos que rodean al tubo en cuestión (ver plano del ANEXO J). De esta manera:

$$h_{carcasa} = \frac{Nu k}{L} \quad (6.10)$$

Donde L es una longitud característica y k la conductividad térmica del fluido.

En las tres sub secciones siguientes se desarrollan brevemente los últimos tres términos de la *ecuación (6. 1)*.

6.1.1. TRANSFERENCIA DE CALOR A TRAVÉS DE LAS PAREDES.

El tercer término del lado derecho de la *ecuación (6. 1)* incluye el calor transmitido por convección y conducción a través de las paredes del tanque, como se observa en la *Figura 6- 4*.

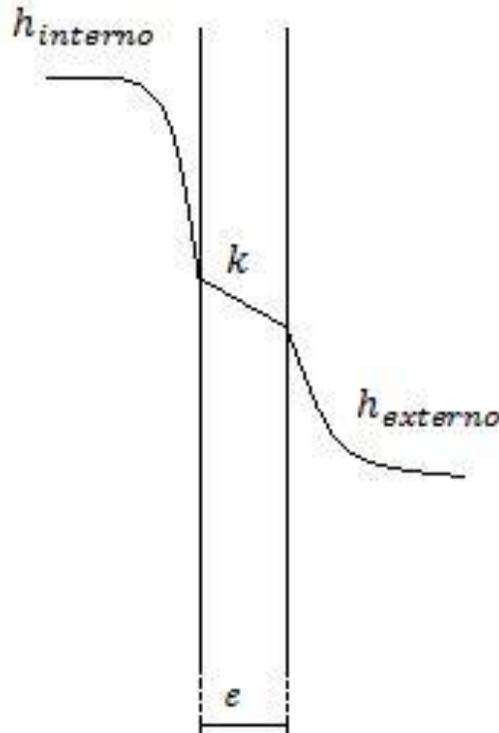


Figura 6- 4. Transmisión de calor a través de las paredes del tanque.

Para estimar los coeficientes de transferencia de calor por convección, tanto dentro como fuera del tanque, se recurre a correlaciones que derivan del análisis adimensional. Las hay para diferentes condiciones geométricas y dinámicas, es decir, características de flujo (forzado o natural, laminar o turbulento). En el caso en cuestión se trata de convección natural, debido a que no hay forzador de aire

ni viento por fuera del tanque, y es totalmente despreciable la velocidad del agua en el interior del mismo. Para conocer el régimen hidrodinámico en el que se encuentra el sistema, para casos de convección natural, se utiliza el número adimensional Rayleigh:

$$Ra = \left(\frac{gL^3 C_p \beta}{k\mu} \Delta T \right)^{\frac{1}{3}} \quad (6.11)$$

Donde: g es la aceleración de la gravedad, L es una longitud característica, C_p la capacidad calorífica del fluido, β el coeficiente de expansión volumétrico, k la conductividad térmica del fluido, μ la viscosidad del mismo y ΔT la diferencia de temperatura entre la superficie sólida y el seno del fluido.

Debido al diámetro relativamente grande del tanque, sus paredes se pueden tomar como paredes planas verticales. Para esta configuración geométrica se encuentran en la bibliografía las siguientes correlaciones (Mills, 1999):

$$Nu = 0.68 + 0.670(Ra\Psi)^{\frac{1}{4}}; Ra \leq 10^9 \quad (6.12)$$

$$Nu = 0.68 + 0.67(Ra\Psi)^{\frac{1}{4}}(1 + 1.6 * 10^{-8} Ra\Psi)^{\frac{1}{12}}; 10^9 \leq Ra \leq 10^{12} \quad (6.13)$$

Donde: Nu es el número adimensional de Nusselt, la longitud característica para calcular el Ra es la altura de las paredes del tanque y,

$$\Psi = \left(1 + \left(\frac{0.492}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right)^{\frac{-16}{9}} \quad (6.14)$$

Donde: Pr es el número adimensional de Prandtl⁴⁹

De esta manera, los coeficientes de transferencia de calor por convección se obtienen mediante la siguiente ecuación:

$$h = \frac{Nu k}{L} \quad (6. 15)$$

Donde L es una longitud característica y k la conductividad térmica del fluido.

Habiendo estimado los coeficientes de transferencia por convección se puede introducir los mismos el coeficiente global de transferencia, que en este caso es igual a:

$$U = \frac{1}{h_{interno} + \frac{k}{e} + h_{externo}} \quad (6. 16)$$

Donde: U es el coeficiente global de transferencia, los h son los coeficientes de transferencia de calor por convección interno y externo, k la capacidad calorífica del material que compone las paredes del tanque y e el espesor de las mismas.

6.1.2. TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN.

El cuarto término del lado derecho de la *ecuación (6. 1)* corresponde a la disipación de calor por convección a través de la superficie de líquido en el tanque expuesta al medio ambiente. Debido a lo que se explicó en el apartado anterior, se debería encontrar una correlación para calcular el coeficiente de

⁴⁹ $Pr = \frac{c_p \mu}{k}$.

transferencia de calor por convección que se ajusta a esta geometría. Una buena aproximación es el caso de una placa horizontal calentada orientada hacia arriba (Mills, 1999):

$$Nu = 0.54Ra^{\frac{1}{4}}; 10^5 < Ra < 2 * 10^7 \quad (6.17)$$

$$Nu = 0.14Ra^{\frac{1}{3}}; 2 * 10^7 < Ra < 10^{10} \quad (6.18)$$

Donde la longitud característica para calcular el Ra es el diámetro del tanque. El valor de h_{conv} se determina entonces mediante la ecuación (6.15) para un valor del Nu calculado con las ecuaciones (6.16) o (6.17).

6.1.3. TRANSFERENCIA DE CALOR POR EVAPORACIÓN.

La pérdida de energía (Q_{evap}) asociada al proceso de evaporación está dada por la siguiente ecuación (Ryan, y otros, 1974) (Kapetsky, y otros, 1977):

$$Q_{evap} = (e_s - e_a) \left[\lambda (T_{aire,v} - T_{agua,v})^{\frac{1}{3}} + b_0 u_v \right] \quad (6.19)$$

Donde: e_s = presión del vapor saturado a la temperatura del agua en el tanque (mmHg); e_a = presión del vapor de agua inmediatamente encima de la superficie del tanque (mmHg); $T_{aire,v}$ y $T_{agua,v}$ corresponden a las temperaturas virtuales del aire y del agua respectivamente (K); λ y b_0 son constantes con valores de $311,02 \text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1} \cdot \text{mmHg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1/3}$ y $368,61 \text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1} \cdot \text{mmHg}^{-1} \cdot (\text{m} \cdot \text{s}^{-1})^{-1}$ respectivamente; y u_v = velocidad del viento ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$) a una altura de referencia de 2m.

Los datos sobre presión del vapor (e_s y e_a en la *ecuación (6. 19)*) pueden ser aproximados como sigue (Troxler, y otros, 1977):

$$e_s = 25,37 e^{\left[17,62 - \frac{5271}{T_{agua,abs}}\right]} \quad (6. 20)$$

$$e_a = H_{rel} - 25,37 e^{\left[17,62 - \frac{5271}{T_{aire,abs}}\right]} \quad (6. 21)$$

Donde: H_{rel} = humedad relativa (fracción decimal); $T_{agua,abs}$ = temperatura absoluta del agua (K); y $T_{aire,abs}$ = temperatura absoluta del aire (K).

Las temperaturas virtuales del aire y del agua están dadas por las siguientes funciones (Ryan, y otros, 1974):

$$T_{agua,v} = \frac{T_{agua,abs}}{1 - \left(0,378 \frac{e_s}{P}\right)} \quad (6. 22)$$

$$T_{aire,v} = \frac{T_{aire,abs}}{1 - \left(0,378 \frac{e_a}{P}\right)} \quad (6. 23)$$

Donde P es la presión barométrica (mmHg), que para los efectos de este estudio se puede aproximar a la presión atmosférica (760mmHg).

Aplicando la *ecuación (6. 1)* se puede determinar el desarrollo de la temperatura del sistema y el momento en que el mismo alcanza el equilibrio, es decir el momento en el que la temperatura del sistema no cambia con el tiempo. Conociendo de esta manera la temperatura máxima que alcanza el sistema, se puede determinar si, en estas condiciones, el condensador es capaz de llevar a cabo la transferencia de calor requerida. Esto se lleva a cabo mediante un balance de energía en el condensador de película descendente. Se formula con base en la ecuación de la energía para flujo estacionario

aplicada a un volumen de control que encierra al condensador. Si se considera que el condensador está bien aislado, es decir que no hay pérdida de calor hacia el medio, la entalpía en la entrada al sistema debe ser igual a la de salida y si suponemos que el calor específico del agua es constante y que el condensado sale a la temperatura de saturación, podemos escribir la siguiente ecuación (Mills, 1999):

$$\dot{m}_{agua} C_{p_{agua}} (T_{agua,out} - T_{agua,in}) = \dot{m}_{vap} H_{vap} \quad (6.24)$$

Donde: $T_{agua,out}$ es la temperatura con la que el agua de refrigeración abandona el condensador; $T_{agua,in}$ es la temperatura con la que el agua de refrigeración ingresa en el condensador; H_{vap} es el calor específico de vaporización del vapor a condensar.

Si se realiza un balance de energía de un elemento diferencial del condensador, se obtiene una ecuación diferencial en la que la posición a lo largo del condensador es la variable independiente y la temperatura la variable dependiente. Al integrarse dicha ecuación, se obtiene la solución que representa la variación de la temperatura a lo largo del condensador:

$$\frac{T_{agua,out} - T_{agua,in}}{T_{sat} - T_{agua,in}} = 1 - e^{-NUT} \quad (6.25)$$

Donde: T_{sat} es la temperatura a la que condensa el vapor que abandona la torre.

Si reemplazamos el numerador de la ecuación (6.25) por el término correspondiente de la ecuación (6.24) obtenemos:

$$\frac{\dot{m}_{vap} H_{vap}}{\dot{m}_{agua} C_{p_{agua}} (T_{sat} - T_{agua,in})} = 1 - e^{-NUT} \quad (6.26)$$

El exponente NUT se define como lo indica la ecuación (6.27):

$$NUT = \frac{UA}{\dot{m}_{agua} C p_{agua}} \quad (6. 27)$$

Donde: A es el área de intercambio del condensador.

Para la ecuación (6. 27), se define el área de intercambio del condensador de la siguiente manera:

$$A = n_T(\pi d_T)L_T \quad (6. 28)$$

Donde: n_T es el número de tubos; d_T es el diámetro de los tubos; L_T es el largo de los tubos.

El coeficiente global de transferencia de calor hace referencia a la resistencia que ofrece el sistema a la transferencia de calor. En este caso se define como:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{pel}} + \frac{e_w}{k_w} + \frac{1}{h_{conv,c}}} \quad (6. 29)$$

Donde: h_{pel} es el coeficiente pelicular de transferencia de calor e_w es el espesor del vidrio de los tubos del condensador; k_w es la conductividad térmica del vidrio; $h_{conv,c}$ es el coeficiente de transferencia de calor por convección.

El coeficiente pelicular de transferencia de calor se obtiene del análisis del espesor de la película de líquido y es:

$$h_{pel} = 0,943 \left[\frac{H'_{vap} g (\delta_D - \delta_{vap}) k_D^4}{L_T \frac{\mu_D}{\delta_D} (T_{sat} - T_w)} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (6. 30)$$

Donde: H'_{vap} es la entalpía de vaporización del destilado, teniendo en cuenta el subenfriamiento; g es la aceleración de la gravedad; δ_D es la densidad del destilado; δ_{vap} es la densidad del vapor; k_D es la conductividad térmica del destilado; L_T es la longitud de los tubos; μ_D es la viscosidad del destilado; T_w es la temperatura de la pared interna de los tubos.

En el caso de líquidos con entalpías de cambio de fase relativamente bajas, como muchos refrigerantes, es necesario hacer una corrección para tomar en cuenta el término de subenfriamiento de la película de líquido:

$$H'_{vap} = H_{vap} + \frac{3}{8} C p_D (T_{sat} - T_w) \quad (6. 31)$$

Donde: H_{vap} es la entalpía de condensación del vapor.

El valor del coeficiente de transferencia de calor por convección en el condensador, $h_{conv,c}$, se determina de la misma forma que se hizo para el caso del intercambiador de calor externo ($h_{carcasa}$ de la ecuación (6. 10)(6. 30)), ya que tienen una distribución de tubos similar.

Este sistema de ecuaciones se puede resolver para determinar distintas variables según sean las especificaciones del proceso. Por ejemplo, se puede resolver para determinar el área de intercambio de calor necesaria para que condense una determinada cantidad de vapor. Si el valor calculado es mayor que el disponible en el condensador, este no será capaz de llevar a cabo la transferencia requerida y por lo tanto se deberá implementar un sistema de enfriamiento del agua de refrigeración. También se puede resolver el sistema de ecuaciones para determinar la cantidad de vapor que se puede condensar mediante un equipo con un área de intercambio especificada, y comparar el valor obtenido con el caudal de vapor que abandona la columna de destilación. Si el valor calculado es menor que el caudal de vapor existente en la columna, el condensador no será capaz de llevar a cabo la transferencia requerida y por lo tanto se deberá implementar un sistema de enfriamiento del agua de refrigeración.

6.2. MATERIALES Y MÉTODOS.

Se diseñó un sistema para recircular el agua de refrigeración. En la *Figura 6- 5* se puede observar un esquema del diseño y en la *Figura 6- 6* se puede observar una fotografía del mismo. Se trata de un recipiente plástico⁵⁰ de 180L de capacidad (llenado con aproximadamente 160L), al cual se le instaló en su parte inferior una bomba centrífuga monofásica de 99W de potencia (1/8 HP) que genera un caudal de 7 L/min en estas condiciones⁵¹. El flujo de agua se dirige hacia el intercambiador de calor externo, luego hacia el condensador y finalmente de regreso al tanque mediante mangueras plásticas de ¾ de pulgada de diámetro.

Para determinar si es necesario implementar un sistema de enfriamiento del tanque se determinó la variación de la temperatura del tanque con respecto al tiempo mediante la *ecuación (6. 1)*. Para encontrar la temperatura de equilibrio, es decir el momento en el que la temperatura no cambia con el tiempo, se determinó el valor de la temperatura cuando la derivada de la temperatura con respecto al tiempo es igual a cero, en la *ecuación (6. 1)*. Se graficó la variación de la temperatura del tanque en función del tiempo para visualizar lo expuesto anteriormente. Luego, tomando como referencia la temperatura del equilibrio, se resolvió el sistema de *ecuaciones (6. 26)* a *(6. 31)* para determinar la máxima cantidad de vapor (\dot{m}_{vap}) que se puede condensar con el condensador de la columna de destilación, y se comparó este valor con el obtenido en la simulación del proceso de destilación.

Durante el proceso de destilación se controló la temperatura en el tanque de almacenamiento para verificar el correcto funcionamiento del sistema contrastando estos valores de temperatura con el perfil térmico esperado.

⁵⁰ Polietileno de alta densidad (PEAD o PEHD de sus siglas en inglés).

⁵¹ Se utilizó esta bomba porque era la que se tenía a disposición.

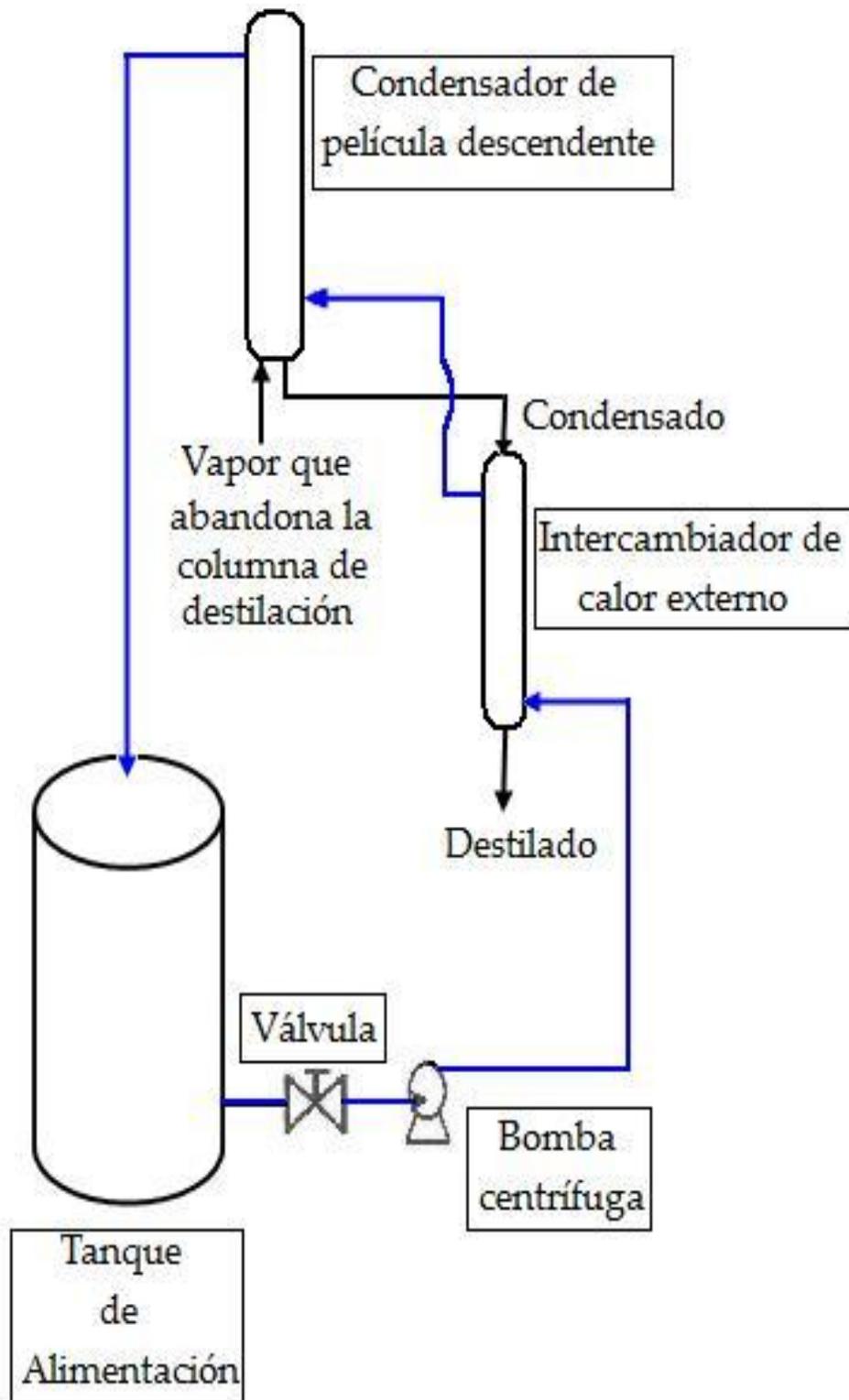


Figura 6- 5. Esquema del sistema de recirculación del agua de refrigeración.



Figura 6- 6. Sistema de recirculación del agua de refrigeración.

6.3. RESULTADOS.

En la *Figura 6- 7* se muestra la gráfica resultante de integrar la *ecuación (6. 1)*. Esto se hizo con un software matemático, integrando en forma definida para varias temperaturas, obteniendo el tiempo en que se alcanzan las mismas⁵². Asumiendo un comportamiento lineal en las primeras horas de trabajo, puede estimarse un incremento

⁵² La humedad relativa utilizada para los cálculos fue de 77%, ya que esta es el promedio de humedades del mes más húmedo en Córdoba (<http://www.circuitoargentina.com/region-cordoba-clima.php>).

de temperatura de $2.22^{\circ}\text{C}/\text{h}$. Acorde al balance de energía planteado, se alcanza un 99,9% de la temperatura de equilibrio, la cual es 40.11°C , luego de 21h de operación, instancia en la cual se equiparan las pérdidas del calor del sistema bajo análisis con la ganancia debido al ingreso de la corriente proveniente del condensador.

Durante el análisis del balance energético, se estableció la influencia de cada término en el mismo, siendo la evaporación la principal responsable de la disipación de calor en el tanque. El máximo caudal de vapor condensable por el condensador de la torre, trabajando a la temperatura de equilibrio calculada, es de $6,5 \times 10^{-4} \text{ Kg/s}$.

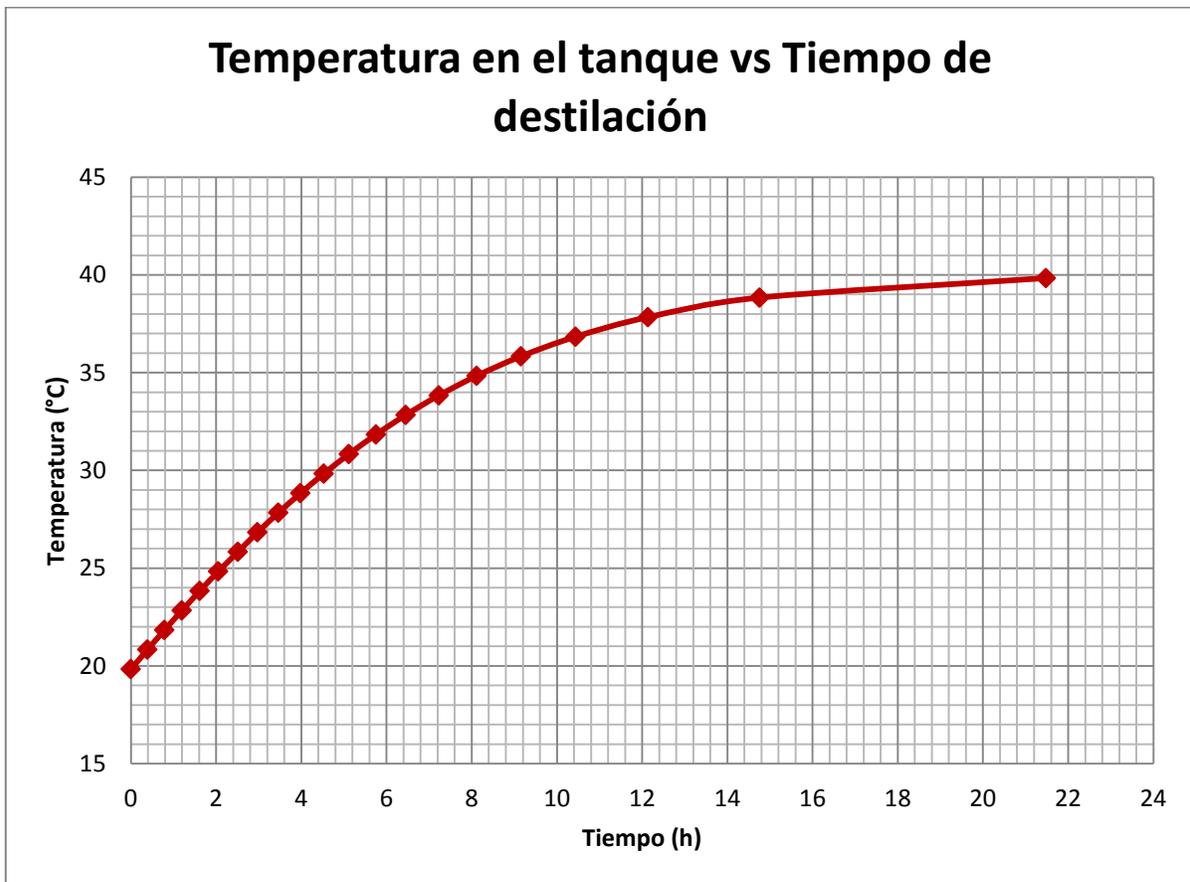


Figura 6- 7. Progresión de la T del agua de refrigeración.

En las Figura 6- 8, Figura 6- 9, Figura 6- 10 y *Figura 6- 11* se muestran los resultados del comportamiento de la temperatura del agua de refrigeración en el tanque

de los días 21/10, 22/10, y 23/10 respectivamente. El día 22/10 hubo un corte en el suministro de energía eléctrica y por eso está dividido en dos gráficos. El día 29/10 no se pudo registrar la temperatura en el tanque por falta del equipamiento.

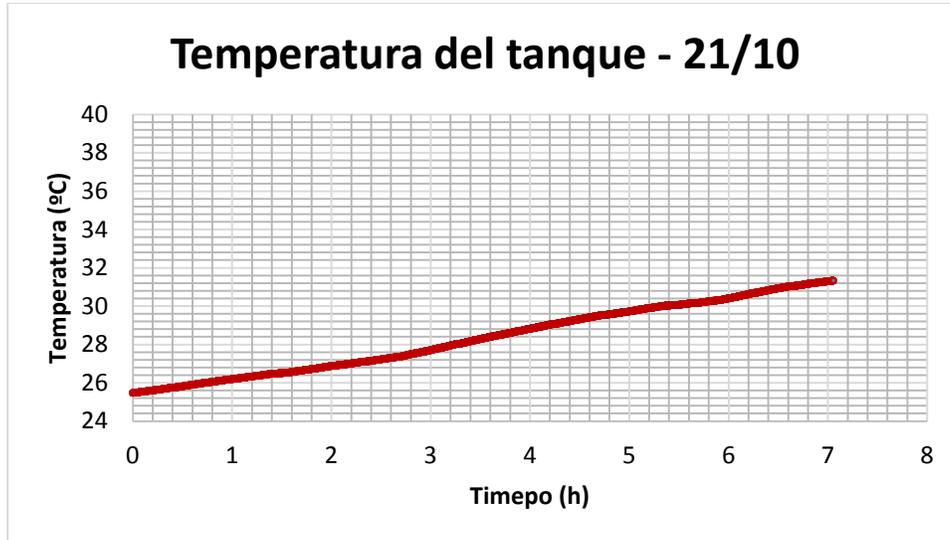


Figura 6- 8. Progresión de la T del agua de refrigeración; Prueba del 21/10.

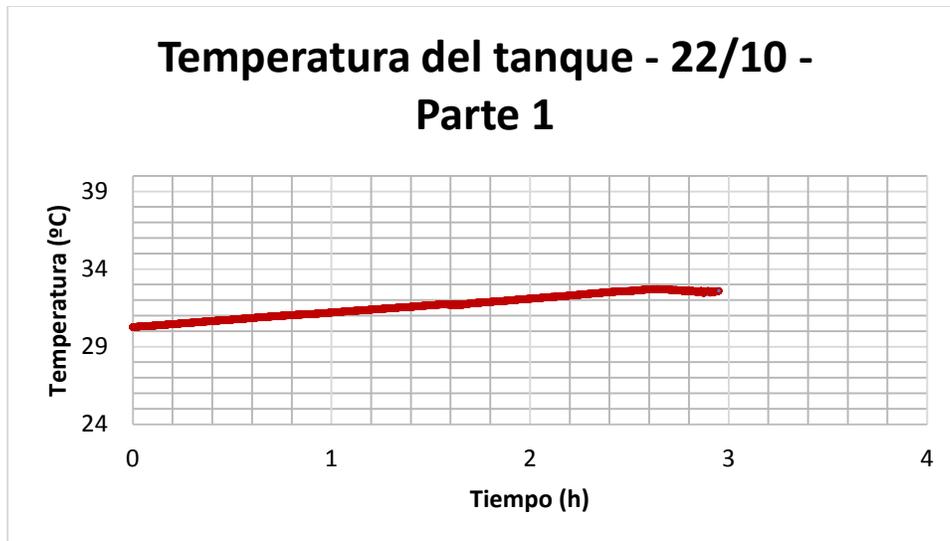


Figura 6- 9. Progresión de la T del agua de refrigeración; Prueba (1) del 22/10.

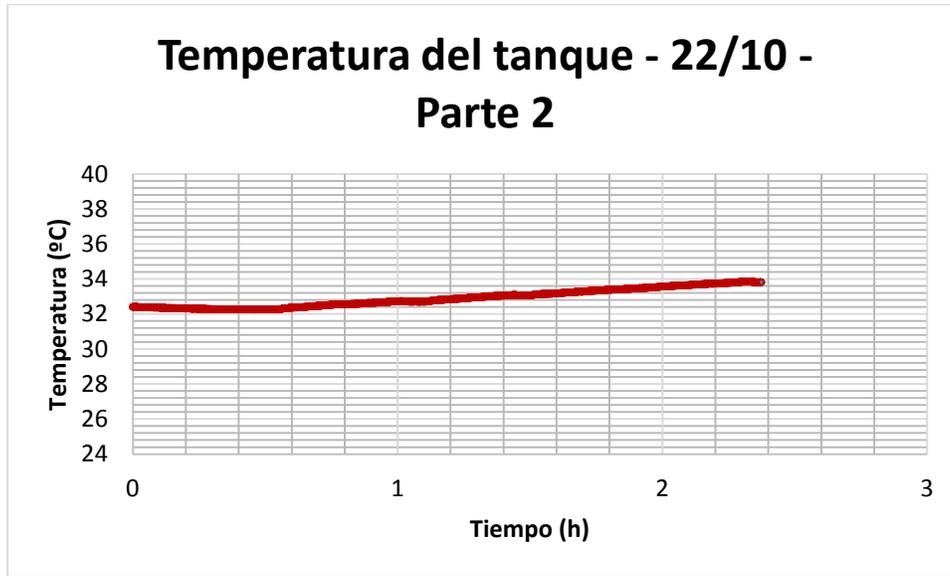


Figura 6- 10. Progresión de la T del agua de refrigeración; Prueba (2) del 22/10.

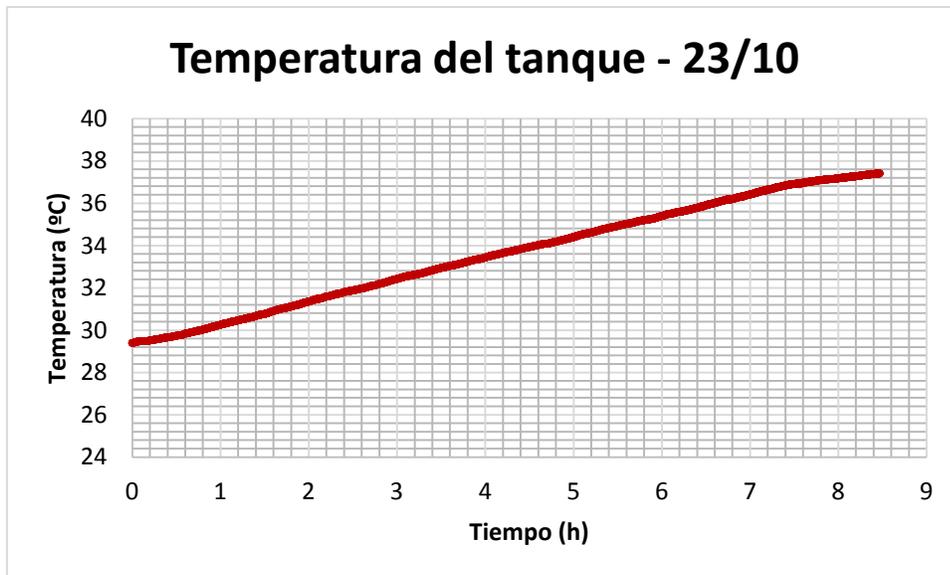


Figura 6- 11. Progresión de la T del agua de refrigeración; Prueba del 23/10.

Las pendientes de las regresiones lineales de cada curva de incremento de temperatura en el tanque, son: $0,87^{\circ}\text{C/h}$; $0,95^{\circ}\text{C/h}$; $1,00^{\circ}\text{C/h}$; $1,02^{\circ}\text{C/h}$ respectivamente.

6.4. CONCLUSIÓN.

Como es de esperar la curva de la temperatura del agua de refrigeración en función del tiempo (*Figura 6- 7*) tiene un comportamiento asintótico en el valor de la temperatura de equilibrio, el cual no es alcanzado en el transcurso de las pruebas realizadas, excepto en la prueba del día 23/10 donde se percibe una disminución de pendiente luego de las 7,5 horas. De lo expuesto, se intuye que la temperatura se estabilizaría luego de algunas horas más de operación.

Al comparar el caudal máximo de vapor condensable obtenido (*ecuaciones (6. 26) a (6. 31)*) con el caudal de destilado que devuelve el simulador, el cual es igual a $4,32 \times 10^{-4}$ Kg/s, menor que el primero, se decidió realizar las pruebas de destilación sin agregar un sistema de enfriamiento para el agua de refrigeración. Al realizar las mismas, se observó que solo una pequeña porción del condensador presentaba película de líquido sobre la pared interna de los tubos⁵³, por lo tanto, se validó que no se necesitaba un sistema de enfriamiento del agua de refrigeración.

Al comparar las pendientes de las curvas vemos que en la práctica la temperatura aumenta más lentamente que lo estimado. Las causas de esto podrían ser la menor humedad ambiente de esos días, del orden del 50%, comparada con la utilizada para los cálculos, la cual fue de 77%; comparando caudales de destilado, el obtenido en las pruebas es menor al estimado por la simulación (el cual es directamente proporcional al vapor que ingresa al condensador), por lo tanto el flujo de calor que absorbió el agua de refrigeración durante las pruebas, fue menor que el utilizado para los cálculos.

⁵³ El vapor ingresa en el condensador y a medida que asciende se va condensando en las paredes, por lo tanto si el condensador está sobredimensionado, a cierta altura ya no habrá vapor que condensar ni película sobre las paredes del tubo.

CAPÍTULO 7. ANÁLISIS DE VIABILIDAD ECONÓMICA PARA PRESTACIÓN DE SERVICIOS.

7.1. INTRODUCCIÓN.

Al momento de la planificación del presente trabajo se encontró interesante, además de refuncionalizar la columna de destilación con fines didácticos, la posibilidad de utilizarla para el tratamiento del efluente de una industria farmacéutica, la cual utiliza etanol para la fabricación de fármacos y trata como residuo no rentable una cantidad considerable del mismo. El poder prestar un servicio a esta empresa, para recuperar el etanol desechado, generaría, además de un ingreso de dinero a la Escuela de Ingeniería Química, una disminución del costo ambiental y económico de la industria farmacéutica.

Para poder determinar la factibilidad de la prestación del servicio, es necesario realizar un análisis desde el punto de vista técnico y económico. Para esto, se debe estudiar la capacidad de procesamiento de la columna de destilación de planta piloto, en conjunto con su capacidad de producción. Por otro lado, se deben poder determinar todos los costos asociados al proceso, diferenciando entre costos variables y fijos.

7.2. MATERIALES Y MÉTODOS.

A continuación, se presentan las alternativas de trabajo propuestas, sobre las cuales se llevó a cabo un análisis técnico y/o económico para determinar la viabilidad de las mismas.

7.2.1. ALTERNATIVA N°1.

Implementar la prestación del servicio de recuperación de etanol, a partir de la destilación de efluentes industriales, de una empresa farmacéutica de la provincia de Córdoba (producción a fasón). Se propuso que esta tarea se lleve a cabo en el marco de una *Práctica Profesional Supervisada* (PPS) de carácter no rentada, en la que el Departamento de Química Industrial y Aplicada sea la responsable de la tarea, asignando a los alumnos requeridos para la operación de la columna.

Para determinar si la propuesta es viable, se realizó un análisis comparativo entre: la capacidad de procesamiento de la columna de destilación de planta piloto (según los parámetros de operación establecidos en el diseño del proceso, presentados en los capítulos precedentes); y las cantidades de etanol que la industria en cuestión utiliza como materia prima y las que deshecha.

7.2.2. ALTERNATIVA N°2.

Recuperar etanol a partir de la destilación de efluentes industriales de una empresa farmacéutica de la provincia de Córdoba, para la venta del mismo a terceros. Se propuso que esta tarea se lleve a cabo en el marco de una *Práctica Profesional Supervisada* (PPS) de carácter no rentada, en la que el Departamento de Química Industrial y Aplicada sea la responsable de la tarea, asignando a los alumnos requeridos para la operación de la columna.

Para determinar si la propuesta es viable, se realizó un análisis económico de la misma, considerando los costos y los ingresos asociados al proceso de

recuperación del etanol, haciendo uso de la columna de destilación de planta piloto.

Para ambas alternativas, se consideró lo siguiente:

- Operación de lunes a viernes.
- Tres turnos de 4 horas, entre las 8 a.m. y las 8 p.m.
- Inicio del proceso: 8 a.m. del día lunes.
- Parada del proceso: 8 p.m. del día viernes.
- Funcionamiento de la columna: 24 horas por día⁵⁴.

7.3. RESULTADOS.

A continuación se presentan los resultados obtenidos al analizar las dos alternativas propuestas.

7.3.1. ALTERNATIVA N°1.

Según los datos obtenidos en los capítulos anteriores, mediante la operación de destilación continua diseñada, la columna de planta piloto puede producir, en promedio, 0,6L/h de etanol con $x_D = 0,95$, procesando 1,64L/h de un efluente con $z_F = 0,40$. Según los turnos de trabajo presentados, se determinaron la producción mensual de etanol y la capacidad de procesamiento mensual,

⁵⁴ Exceptuando los días viernes, que sólo se operaría la columna por 12 horas, el resto de la semana estaría en funcionamiento también durante la noche, fuera de los turnos de trabajo.

aplicando las *ecuaciones (7. 1) y (7. 2)*, respectivamente. Los resultados obtenidos se resumen en la *Tabla 7- 1*.

$$D'' \left[\frac{L}{mes} \right] = D \left[\frac{L}{h} \right] \times 24 \left[\frac{h}{día} \right] \times 4,5 \left[\frac{día}{semana} \right] \times 4 \left[\frac{semana}{mes} \right] \quad (7. 1)$$

$$F'' \left[\frac{L}{mes} \right] = F \left[\frac{L}{h} \right] \times 24 \left[\frac{h}{día} \right] \times 4,5 \left[\frac{día}{semana} \right] \times 4 \left[\frac{semana}{mes} \right] \quad (7. 2)$$

Tabla 7- 1. Capacidad de procesamiento de la columna de planta piloto.

Capacidad de procesamiento	1,64	L/h
Producción de etanol por hora	0,6	L/h
Horas de operación por día ⁵⁵	24	h/día
Días de operación por semana	4,5	(días/semana)
Semanas de operación por mes operativo	4	(semanas/mes)
Capacidad de procesamiento por mes	708,48	(L/mes)
Producción de etanol por mes	259,2	(L/mes)

La cantidad de etanol utilizada y desechada en el proceso de fabricación de fármacos, por una empresa farmacéutica de la provincia de Córdoba (Repezza, y otros, 2012), son las que se observan en la *Tabla 7- 2*:

De esta manera, sólo se podría procesar mensualmente el 2,46% del efluente para producir el 5,12% del etanol al 96%v/v que la empresa en cuestión necesita para su proceso. Frente a estos resultados, se considera innecesario realizar un análisis económico de la propuesta, a causa de la inviabilidad de la

⁵⁵ Excepto los días viernes, que se trabaja la mitad de las horas, es decir 12.

misma, dado que no se estaría ofreciendo una verdadera solución al problema de la industria en cuestión.

Tabla 7- 2. Caudales de etanol de una empresa farmacéutica.

Consumo de etanol 96% v/v	23.060,35	(L/mes)
Deshecho de etanol 40% v/v	28.800,00	(L/mes)

7.3.2. ALTERNATIVA N°2.

A continuación, se presentan los resultados obtenidos del análisis económico básico de esta alternativa. En la *Tabla 7- 3* se presenta el análisis de los costos asociados al proceso de recuperación de etanol de los efluentes industriales de la empresa en cuestión; en la *Tabla 7- 4* se presenta el ingreso de dinero asociado a la venta del etanol producido; y finalmente, en la *Tabla 7- 5* se presentan las ganancias obtenidas.

De los resultados expuestos, se puede apreciar que se obtendría una ganancia bruta de 1.253,59\$/mes. Sin embargo, el análisis realizado es simplemente una primera estimación, ya que no se tuvieron en cuenta, entre otras cosas, los costos de pre-tratamiento del efluente, los costos impositivos o los costos de mantenimiento. Estos factores implicarían una disminución de la ganancia obtenida, por lo tanto, no se consideró oportuno continuar avanzando con un análisis más detallado.

7.4. CONCLUSIÓN.

Debido a la baja capacidad de procesamiento obtenida con la columna de destilación de planta piloto, en comparación con las elevadas cantidades de etanol que maneja la industria analizada (una diferencia de dos órdenes de magnitud), *es inviable la prestación del servicio propuesto en la alternativa 1*, bajo las condiciones establecidas. Además, el poder procesar sólo el 2,5% del residuo alcohólico vertido por la industria, no representa una disminución significativa del impacto ambiental producido.

Por otra parte, el valor de la ganancia obtenida en la alternativa 2 (1.253,59\$/mes), *no justifica llevar a cabo la propuesta establecida*, en función a la cantidad de horas de trabajo requeridas. Además, en el análisis económico realizado, no se tuvieron en cuenta, entre otras cosas, los costos de pre-tratamiento del efluente, los costos impositivos o los costos de mantenimiento, los cuales implicarían una disminución de la ganancia obtenida.

De lo expuesto en los dos párrafos anteriores, es evidente, que cabría la posibilidad de prestar el servicio de recuperación de etanol, a una industria de menor capacidad productiva que la analizada, disminuyendo el impacto ambiental a menor escala, más allá de que esto no deje un rédito económico significativo.

Sin embargo, la columna de destilación está equipada para cumplir con los fines didácticos para los que fue refuncionalizada. Además, gracias a su versatilidad, puede ser utilizada para analizar los comportamientos de otras mezclas distintas a la estudiada durante este trabajo.

Por último, queda abierta la posibilidad de realizar un análisis más profundo para el diseño e instalación de una columna de destilación de mayor capacidad que la actual, para poder procesar la totalidad del efluente de la empresa a la cual se hace referencia en las alternativas 1 y 2. La columna de destilación actual, podría utilizarse

para realizar pruebas a menor escala y extrapolar los resultados obtenidos de las mismas al diseño de la nueva columna. Haciendo el mismo análisis económico que el realizado para la alternativa 2, al procesar la totalidad del efluente se obtendría una ganancia bruta de aproximadamente 51.500\$/mes. Este, a diferencia de lo ocurrido en la alternativa 2, si justifica llevar a cabo un análisis económico más preciso.

Tabla 7- 3. Costos asociados a la propuesta de la alternativa 2.

COSTOS					
CV1: ENERGÍA ELÉCTRICA ⁵⁶					
Equipo	Potencia consumida (kW)	N° de artefactos	Consumo (kWh) por mes	Costo kWh (\$/mes)	Costo kWh (\$/L etanol)
Controlador C1	0,900	1	388,80	331,18	-
Motor 1/8HP	0,099	1	42,77	36,43	
Bomba 1/8HP	0,099	1	42,77	36,43	
Cooler	0,015	1	6,48	5,52	
Luminaria	0,300	4	259,20	220,79	
			CV1	630,34	2,43
CV2: ENVASES					
Recipiente	Capacidad (L)	Cantidad de bidones por mes	Costo unitario (\$/bidón)	Costo mensual (\$/mes)	Costo por litro (\$/L etanol)
Bidón	10	26	20	520	-
			CV2	520	2,01
CV3: ROTULADO					
Elemento	Cantidad	Cantidad por página	Costo por página impresa (\$)	Costo mensual (\$/mes)	Costo por litro (\$/L etanol)
Rótulo	26	4	0,5	3,25	0,01
			CV3	3,25	0,01
			TOTAL CV	1153,6	4,45
CF1: TRANSPORTE					
Viajes a buscar MP	Costo del viaje (\$)				
1	100				
			TOTAL CF	100	0,39
			TOTAL CF + CV	1253,6	4,84

56 En base a un precio de la energía eléctrica de 0,85\$/kWh. Este valor fue consultado de: http://www.epec.com.ar/docs/cuadro-tarifario/tarifa_n1.pdf.

Tabla 7- 4. Ingresos asociados a la propuesta de la alternativa 2.

INGRESOS			
I1			
% ganancia esperado	Precio por litro de etanol (\$/L)	Ingreso mensual (\$/mes)	Ingreso por litro (\$/mes)
100	9,67	2507,19	9,67
TOTAL I		2507,19	9,67

Tabla 7- 5. Ganancias asociadas a la propuesta de la alternativa 2.

BALANCE		
	\$/mes	\$/L
INGRESOS	2507,19	9,67
COSTOS (CV+CF)	1253,59	4,84
GANANCIAS BRUTAS	1253,59	4,84

ANEXOS

8.1. ANEXO A: DATOS DE EQUILIBRIO PARA UNA MEZCLA BINARIA DE ETANOL Y AGUA A 1 ATM.

Tabla A- 1. Datos de equilibrio V-L para etanol y agua a 1 atm⁵⁷.

x1	y1	Temperatura (°C)
0,0000	0,0000	100,00
0,0190	0,1700	95,50
0,0721	0,3891	89,00
0,0966	0,4375	86,70
0,1238	0,4704	85,30
0,1661	0,5089	84,10
0,2337	0,5445	82,70
0,2608	0,5580	82,30
0,3273	0,5826	81,50
0,3965	0,6122	80,70
0,5198	0,6599	79,70
0,5732	0,6841	79,30
0,6763	0,7385	78,74
0,7472	0,7815	78,41
0,8943	0,8943	78,15
1,0000	1,0000	78,30

⁵⁷ Wankat, Phillip C. 2008. Ingeniería de procesos de separación. Segunda edición. México. Pearson Education, 2008.

8.2. ANEXO B: DIAGRAMA DE SELECCIÓN DEL PAQUETE TERMODINÁMICO.

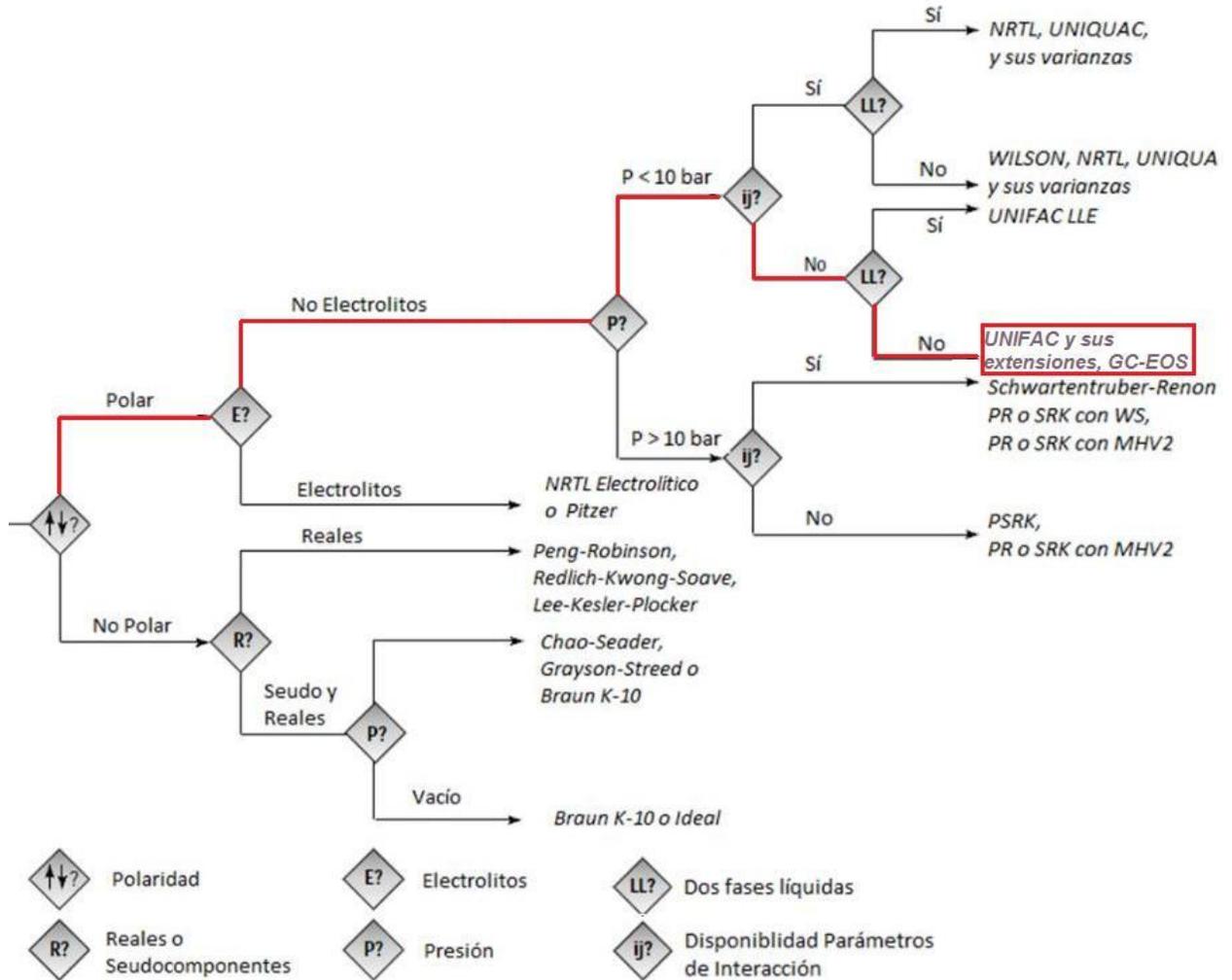


Figura B- 1. Árbol de selección del modelo termodinámico. El recorrido marcado es el adecuado para una mezcla de etanol-agua.

8.3. ANEXO C: ECUACIONES EMPÍRICAS DEL MÉTODO FUG.

8.3.1. ECUACIÓN DE FRENSKE.

Esta ecuación permite una rápida estimación del número mínimo de etapas de equilibrio. Se denota que este valor depende del grado de separación de los dos componentes clave y de su volatilidad relativa, pero es independiente de la condición de fases de la alimentación y de su caudal (Henley, y otros, 2000). El uso de la ecuación de Frenske es directo para sistemas binarios, y será tanto más exacta como exacto sea el valor de la volatilidad relativa (Wankat, 2008).

$$N_{min} = \frac{\log \left[\frac{x_{i,N+1} x_{j,1}}{x_{i,1} x_{j,N+1}} \right]}{\log \alpha_{i,j}}$$

N_{min} = número mínimo de etapas de separación; x = fracción molar en fase líquida; α = volatilidad relativa; i = especie i ; j = especie j ; N = número de etapas.

8.3.2. ECUACIÓN DE UNDERWOOD.

Esta ecuación muestra que el reflujo mínimo depende principalmente de la condición de la alimentación y de la volatilidad relativa y, en menor medida, de la separación a alcanzar entre los componentes (Henley, y otros, 2000).

$$R_{min} = \frac{\frac{L_F}{F} \left[\frac{D x_{LK,D}}{L_F X_{LK,F}} - (\alpha_{LK,HK})_F \frac{D x_{HK,D}}{L_F X_{HK,F}} \right]}{(\alpha_{LK,HK})_F - 1}$$

R_{min} = relación de reflujo mínima; L = flujo de líquido; F = flujo de alimentación; D = Flujo de destilado; x = fracción molar en fase líquida; α =

volatilidad relativa; F=alimentación; L=liviano; H=pesado; K=componente clave; D=destilado.

8.3.3. CORRELACIÓN DE GILLILAND.

Para alcanzar una separación especificada entre dos componentes, la relación de reflujo y el número de etapas teóricas tienen que ser superiores a sus valores mínimos. La relación real de reflujo (R) se establece por consideraciones económicas como un múltiplo del reflujo mínimo (Henley, y otros, 2000), teniendo en cuenta que un valor de R cercano al de R_{min} implica el menor gasto energético pero el mayor número de etapas; un valor de $R \gg R_{min}$ implica un menor número de etapas pero un mayor consumo energético. El número de etapas teóricas (N) se determina mediante una ecuación empírica, como es el caso de la correlación de Gilliland, que relaciona la cantidad de etapas teóricas y la relación de reflujo real, con sus respectivos valores mínimos (Wankat, 2008).

$$Y = 1 - \exp \left[\frac{1+54.4X}{11+117.2X} \frac{X-1}{X^{0.5}} \right]$$

$$Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1}$$

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1}$$

X, Y = parámetros de la ecuación; N_{min} = número mínimo de etapas de separación; R_{min} = relación de reflujo mínima; N = número de etapas teóricas de separación; R = relación de reflujo externo.

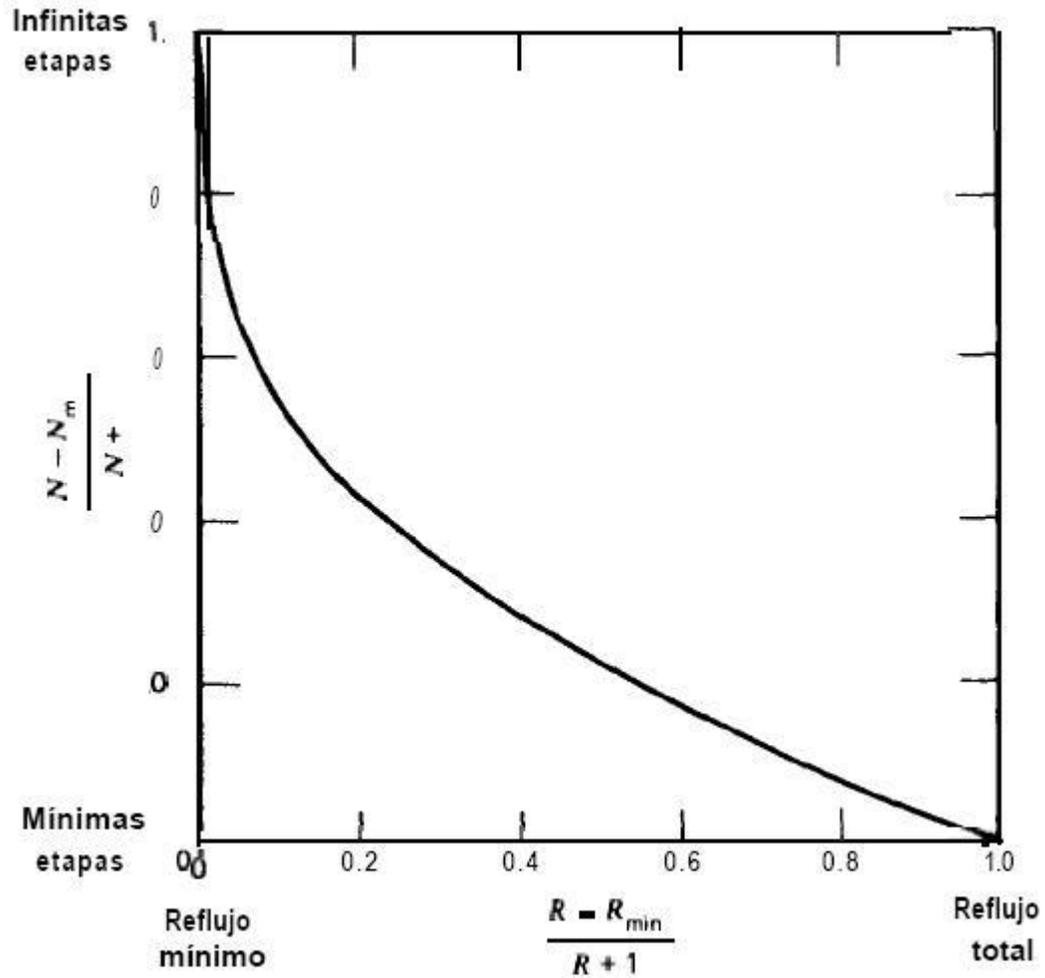


Figura C- 1. Correlación de Gilliland.

8.3.4. ECUACIÓN DE KIRKBRIDE.

En la aplicación de la correlación de Gilliland está implícita la especificación de que las etapas teóricas están óptimamente distribuidas entre las secciones de rectificación y agotamiento. Kirkbride propone una aproximación bastante buena de la localización de la etapa de alimentación (Henley, y otros, 2000).

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{z_{HK,F}}{z_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \left(\frac{B}{D} \right) \right]^{0.206}$$

N_R y N_S = número de etapas de equilibrio en la zona de rectificación y en la de agotamiento respectivamente; z = fracción molar; x = fracción molar en fase líquida; F =alimentación; L =liviano; H =pesado; κ =componente clave; D =destilado; B =residuo.

8.4. ANEXO D. PROPIEDADES MECÁNICAS DE DISTINTOS TIPOS DE ACEROS INOXIDABLES.

Tabla D- 1. Propiedades mecánicas de algunos aceros inoxidables.

	N° ATSM	Composición (% en peso)				σ (MPa)	Límite elástico (MPa)	Ductilidad (% EL en 2 plg.)
		C	Cr	Ni	Otros			
Ferrítico	409	0,08	11	-	1,0 Mn	448	240	25
	446	0,20	25	-	0,75 Ti 1,5 Mn	552	345	20
Austenítico	304	0,08	19	9	2,0 Mn	460/1100	240	55
	316L	0,03	17	12	2,0 Mn 2,5 Mo	552	240	50
Martensítico	410	0,15	12,5		1,0 Mn	483	275	30
	440A	0,70	17		1,0 Mn 0,75 Mo	724	414	20

8.5. ANEXO E. TABLAS DE SELECCIÓN DE ACOPLER MECÁNICOS.

MODELO	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	
RPM	20	25	30	35	45	50	60	70	80	90	95	105	120	140	155	165	170	200	240	300	350	400	
100	0.5	0.8	1.1	1.6	2.9	6.0	8.9	16.3	22.5	30.0	33.8	43.8	70.0	120.0	136	170	207.5	356.3	610.0	1220.0	1681.3	2390.0	
200	1.0	1.6	2.3	3.1	5.6	12.0	17.5	33.8	43.8	60.0	67.5	88.8	140.0	241.3	272	340	413.8	713.8	1220.0	2438.8	3363.8	4778.8	
300	1.6	2.4	3.5	4.8	8.5	17.5	26.3	50.0	66.3	90.0	101.3	132.5	210.0	361.3	408	511	621.3	1070.0	1830.0	3658.8	5045.0	7168.8	
400	2.1	3.1	4.6	6.4	11.3	23.8	35.0	66.3	87.5	120.0	135.0	177.5	280.0	481.3	545	682	828.8	1426.3	2438.8	4878.8	6726.3	9558.8	
500	2.6	4.0	5.8	8.0	13.8	30.0	43.8	83.8	110.0	150.0	168.8	221.3	350.0	601.3	680	852	1035.0	1783.8	3048.8	6097.5	8407.5	11948.8	
600	3.1	4.8	6.9	9.5	17.5	36.3	52.5	100.0	131.3	180.0	201.3	265.0	420.0	722.5	817	1022	1242.5	2140.0	3656.8	7317.5	10090.0	14337.5	
700	3.8	5.6	8.0	11.1	20.0	42.5	62.5	116.3	153.8	211.3	235.0	310.0	490.0	842.5	953	1192	1450.0	2496.3	4268.8	8537.5	11771.3	16727.5	
720	3.9	5.8	8.3	11.5	20.0	43.8	63.8	120.0	157.5	216.3	242.5	318.8	503.8	866.3	980	1226	1491.3	2567.5	4390.0	8781.3	12107.5	17205.0	
800	4.3	6.4	9.3	12.5	22.5	48.8	71.3	132.5	175.0	241.3	268.8	353.8	558.8	962.5	1090	1363	1656.3	2853.8	4878.8	9756.3	13452.5	19117.5	
850	4.5	6.8	9.8	13.8	23.8	51.3	75.0	141.3	186.3	256.3	286.3	376.3	593.8	1022.5	1158	1448	1760.0	3031.3	5183.8	10366.3	14293.8	20312.5	
900	4.8	7.1	10.4	13.8	25.0	53.8	80.0	150.0	197.5	271.3	302.5	398.8	628.8	1083.8	1225	1533	1863.8	3210.0	5488.8	10976.3	15135.0	21506.3	
1000	5.3	8.0	11.5	16.3	28.8	60.0	88.8	166.3	220.0	301.3	336.3	442.5	698.8	1203.8	1361	1703	2071.3	3566.3	6097.5				
1100	5.9	8.8	12.5	17.5	31.3	66.3	97.5	182.5	241.3	331.3	370.0	486.3	768.8	1323.8	1497	1874	2278.8	3923.8	6707.5				
1150	6.1	9.1	13.8	18.8	32.5	68.8	101.3	191.3	252.5	346.3	386.3	508.8	803.8	1383.8	1565	1959	2381.3	4101.3					
1200	6.4	9.5	13.8	18.8	33.8	72.5	106.3	200.0	263.8	361.3	403.8	531.3	838.8	1445.0	1633	2044	2485.0	4280.0					
1300	6.9	10.4	15.0	21.3	36.3	78.8	115.0	216.3	285.0	391.3	437.5	575.0	908.8	1565.0	1770	2214	2692.5	4636.3					
1400	7.4	11.1	16.3	22.5	40.0	83.8	123.8	232.5	307.5	421.3	471.3	620.0	978.8	1685.0	1906	2385	2900.0	4993.8					
1500	8.0	12.0	17.5	23.8	42.5	90.0	132.5	250.0	328.8	451.3	505.0	663.8	1048.8	1805.0	2045	2555							
1600	8.5	12.5	18.8	25.0	45.0	96.3	141.3	266.3	351.3	481.3	537.5	707.5	1118.8	1926.3									
1700	9.0	13.8	20.0	27.5	48.8	102.5	150.0	282.5	373.8	511.3	571.3	752.5	1188.8	2046.3									
1750	9.3	13.8	20.0	27.5	50.0	105.0	155.0	291.3	383.8	526.3	588.8	775.0											
1800	9.5	13.8	21.3	28.8	51.3	108.8	158.8	300.0	395.0	541.3	605.0	796.3											
2000	10.6	16.3	22.5	31.3	56.3	120.0	177.5	332.5	438.8	601.3	672.5	885.0											
2250	12.0	17.5	26.3	36.3	63.8	135.0	198.8	375.0	493.8	677.5	756.3	996.3											
2500	13.8	20.0	28.8	40.0	71.3	150.0	221.3	416.3	548.8	752.5	841.3	1106.3											
2750	15.0	22.5	31.3	43.8	77.5	165.0	243.8	457.5	603.8	827.5	925.0	1216.3											
3000	16.3	23.8	35.0	47.5	85.0	180.0	265.0	498.8	658.8	902.5	1212.5												
3250	17.5	26.3	37.5	51.3	92.5	195.0	287.5	541.3															
3500	18.8	27.5	40.0	56.3	98.8	211.3	310.0	582.5															
3600	18.8	28.8	41.3	57.5	102.5	216.3																	
3750	20.0	30.0	43.8	60.0	106.3	226.3																	
4000	21.3	31.3	46.3	63.8																			
4500	23.8	36.3	51.3	71.3																			
5000	26.2	40.0	57.5	80.0																			

Figura E- 1. Potencia nominal en HP.

FACTORES DE SERVICIO (Aplicaciones generales)							
AGITADORES Líquidos 1.00 Líquidos c/sólidos en suspensión. 1.25 Líquidos con densidad variable. 1.25	ELEVADORES Montacargas. 1.75 Carga de pasajeros. (Consultar fábrica)	IMPRESORA Rotativa. 1.00 Prensa. 1.50	MAQUINAS HERRAMIENTAS Cepilo. 1.50 Calandras. 2.00 Prensa de estampado. 2.00 Roscadora. 2.50				
				BOMBAS Centrifugas: Normales. 1.00 Alta densidad y sobrecarga. 1.25 Rotativas, a engranajes, paletas o lóbulos. 1.50 A pistón: De 3 o más cilindros. 2.00 De 2 o un cilindro. 2.50 De doble efecto. 2.50	EXTRUSORAS Material de: Densidad constante. 1.50 Densidad variable. 2.50	MEZCLADORAS De tambor. 1.50 De concreto. 1.75	MOLINOS A martillos. 2.00 A bolas. 2.25
COMPRESORES Centrifugo. 1.25 Rotativo. 1.50 Alternativos: > 4 cil. 2.50 < 4 cil. (Consultar en fábrica)	VENTILADORES Centrifugos. 1.00 Tiraje reforzado. 1.50 Tiraje inducido. 2.00 Torre de enfriamiento. 2.50	ZARANDA De lavadero. 1.00 Rotativa. 1.50 Vibratoria. 2.50					
			GENERADORES Carga uniforme. 1.00 Motosoldadores. 2.00	GRÚAS De traslación. 1.75 Malacate principal. 2.00	TRANSPORTADORES Aéreos, cintas, correas discos, a tornillo. 1.50 Vibratorios. 2.50		
						INDUSTRIAS ALIMENTICIAS Y DE BEBIDAS Envasadores y embotelladoras. 1.00 Mezclador de masa, molidor de carne, cortadores. 1.75	ASERRADEROS Transportadores. 1.50 Sierras. 1.75 Descargadores de tambor. 2.00 Rolos de transporte. 2.00 Mesa de transferencia: Sin reserva. 2.00 Con reserva. 2.50
INDUSTRIA DEL CAUCHO Calandras. 2.00 Molinos. 2.25 Mezcladores (Banbury). 2.50 Conformadora de neumáticos. 2.50	CERÁMICA Extrusora. 1.50 Molinos. 2.00 Prensa. 2.25	SIDERURGICA Bobinadora y desbobinadora. 1.50 Formadora de espiras. 1.75 Trefiladora. 2.00 Mesa de cilindros S/ reversión. 2.00 C/ reversión. 2.50 Alimentadora. 3.00					
			INDUSTRIA TEXTIL Bobinadora. 1.50 Cardas. 1.50 Lavadora de ropa. 2.00 Calandra. 2.00	CELULOSA Y PAPEL Bombas servicios. 1.00 Bobinadora y desbobinadora. 1.50 Cilindros. 1.75 Tela. 1.75 Desfibradores. 1.75 Calandras. 2.00 Cortadores. 2.00 Refinadores. 2.00 Prensas. 2.00 Lavadores. 2.00 Desechadores. 2.25 Picadores. 3.00	INDUSTRIA DEL AZUCAR Mesa inclinada. 1.75 Molienda. 2.00		
						MINERACION Y PUERTO Desplazamiento máquina. 2.00 Elevación de lanza. 2.50 Giro de lanza. 2.50 Rueda de descarga. 2.00	

Figura E- 2. Factores de servicio.

ACOPLA CON CUBO NORMAL													BULONES	
MODELO	Torq. Nom. Nm	Angulo Torsión (°)	(1) Peso (Kg.)	Gd2 (Kg m2)	A	B	C Máx	D Min	E	F	G	H	Nr.	L- Cab. he
A-20	38	2°	1.05	0.0017	74	36	20	10	30	25	80	95	12	1/4 x 3/4
A-25	56	5°	1.09	0.0018	74	36	23	10	30	25	80	95	12	1/4 x 3/4
A-30	82	2°	2.40	0.0094	96	49	30	10	40	35	110	127	16	5/16 x 7/8
A-35	113	4°	2.65	0.0098	96	49	32	10	40	35	110	127	16	5/16 x 7/8
A-45	250	3°	5.00	0.0382	127	70	40	15	50	45	140	167	20	5/16 x 1
A-50	420	6°	5.32	0.0402	127	70	46	15	50	45	140	167	20	5/16 x 1
A-60	620	5°	12.50	0.1065	169	100	55	25	65	60	185	224	24	3/8 x 1 1/4
A-70	1170	9°	13.30	0.1593	169	100	65	25	65	60	185	224	24	3/8 x 1 1/4
A-80	1550	5°	24.90	0.594	218	116	75	30	90	80	250	302	20	1/2 x 1 3/4
A-90	2170	6°	26.00	0.639	218	116	85	30	90	80	250	302	20	1/2 x 1 3/4
A-95	2380	4°	34.90	0.912	235	138	90	40	90	80	250	330	24	1/2 x 1 3/4
A-105	3130	8°	44.00	0.982	235	138	100	40	90	80	250	330	24	1/2 x 1 3/4
A-120/120	4940	5°	86.00	3.80	297	195	120	45	120	130	380	403	20	5/8 x 2 1/4
A-140/140	8500	9°	94.00	3.82	297	195	140	45	120	130	380	403	20	5/8 x 2 1/4
A-155/155	9750	6°	126.00	5.76	350	220	155	50	140	150	440	470	14	5/8 x 2 1/4
A-165/165	12200	10°	135.00	5.85	350	220	165	50	140	150	440	470	14	5/8 x 2 1/4
A-170/70			170.20	12.22		150	70	30		80	345			
A-170/130	14630	7°	211.80	13.75	436	236	130	70	185	130	445	550	24	3/4 x 2 3/4
A-170/170			242.80	17.65		276	170	120		180	545			
A-200/90			192.60	13.30		186	90	40		100	385			
A-200/140	25190	11°	202.40	13.75	436	200	140	70	185	130	445	550	24	3/4 x 2 3/4
A-200/200			276.80	19.20		276	200	120		180	545			
A-240/150			364.70	51.50		225	150	100		160	556			
A-240/200	43060	4°	447.40	55.35	535	290	200	100	236	180	596	740	60	3/4 x 3 1/2
A-240/240			633.60	84.50		390	240	100		275	786			
A-300/150			370.00	50.70		225	150	110		160	556			
A-300/200			450.00	54.50		290	200	100		200	636			
A-300/250	86120	10°	640.00	69.40	535	350	250	100	236	275	786	740	60	3/4 x 3 1/2
A-300/300			695.00	83.70		390	300	100		275	786			
A-350/200			1049.00	453.20		290	200	120		200	735			
A-350/250	118750	6°	1211.00	466.40	820	350	250	120	335	275	885	1130		
A-350/350			2237.00	691.00		600	350	120		375	1085			
A-400/250	168750	10°	1219.00	459.20	820	350	250	120	335	275	885	1130		
A-400/400			2245.00	697.00		600	400	120		375	1085			

Figura E- 3. Selección del modelo del acople Gummi.

8.6. ANEXO F. DATOS DE POTENCIA EN FUNCIÓN DE LA VELOCIDAD DE GIRO, PARA LA SELECCIÓN DEL MOTOR.

Tabla F- 1. Potencia requerida en función de la velocidad de giro.

N (rpm)	IMPULSOR SOBRE LAS VELAS				IMPULSOR BAJO LAS VELAS				P _{TOTAL} (HP)
	N _{RE}	N _p	P (W)	P (HP)	N _{RE}	N _p	P (W)	P (HP)	
1500	1,40E+05	1,4	218,75	0,29335	1,61E+04	1,4	0,99	0,00133284	0,29468
1400	1,30E+05	1,4	177,85	0,23850	1,51E+04	1,4	0,81	0,00108365	0,23959
1300	1,21E+05	1,4	142,40	0,19096	1,40E+04	1,4	0,65	0,0008676	0,19183
1200	1,12E+05	1,4	112,00	0,15019	1,29E+04	1,4	0,51	0,0006824	0,15088
1100	1,02E+05	1,4	86,27	0,11569	1,18E+04	1,4	0,39	0,0005256	0,11621
1000	9,31E+04	1,4	64,81	0,08692	1,08E+04	1,4	0,29	0,0003949	0,08731
900	8,38E+04	1,4	47,25	0,06336	9,69E+03	1,4	0,21	0,0002878	0,06365
800	7,45E+04	1,4	33,19	0,04450	8,61E+03	1,4	0,15	0,000202	0,04470
750	6,98E+04	1,4	27,34	0,03667	8,07E+03	1,4	0,12	0,0001666	0,03684
700	6,52E+04	1,4	22,23	0,02981	7,53E+03	1,4	0,10	0,0001354	0,02995
650	6,05E+04	1,4	17,80	0,02387	7,00E+03	1,4	0,08	0,0001084	0,02398
600	5,59E+04	1,4	14,00	0,01877	6,46E+03	1,4	0,06	8,530E-05	0,01886
550	5,12E+04	1,4	10,78	0,01446	5,92E+03	1,4	0,05	6,570E-05	0,01452

N (rpm)	IMPULSOR SOBRE LAS VELAS				IMPULSOR BAJO LAS VELAS				P _{TOTAL} (HP)
	N _{RE}	N _P	P (W)	P (HP)	N _{RE}	N _P	P (W)	P (HP)	
500	4,66E+04	1,4	8,10	0,01086	5,38E+03	1,4	0,04	4,936E-05	0,01091
450	4,19E+04	1,4	5,91	0,00792	4,84E+03	1,4	0,03	3,5987E-05	0,00796
400	3,72E+04	1,4	4,15	0,00556	4,31E+03	1,4	0,02	2,5275E-05	0,00559
350	3,26E+04	1,4	2,78	0,00373	3,77E+03	1,4	0,01	1,6932E-05	0,00374
300	2,79E+04	1,4	1,75	0,00235	3,23E+03	1,4	0,01	1,0663E-05	0,00236
250	2,33E+04	1,4	1,01	0,00136	2,69E+03	1,4	0,00	6,1706E-06	0,00136
200	1,86E+04	1,4	0,52	0,00070	2,15E+03	1,4	0,00	3,1593E-06	0,00070
150	1,40E+04	1,4	0,22	0,00029	1,61E+03	1,4	0,00	1,3328E-06	0,00029
100	9,31E+03	1,4	0,06	0,00009	1,08E+03	1,4	0,00	3,9492E-07	0,00009
50	4,66E+03	1,4	0,01	0,00001	5,38E+02	1,4	0,00	4,9365E-08	0,00001

8.7. ANEXO G: CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR KAIFA DE 1/8 HP.

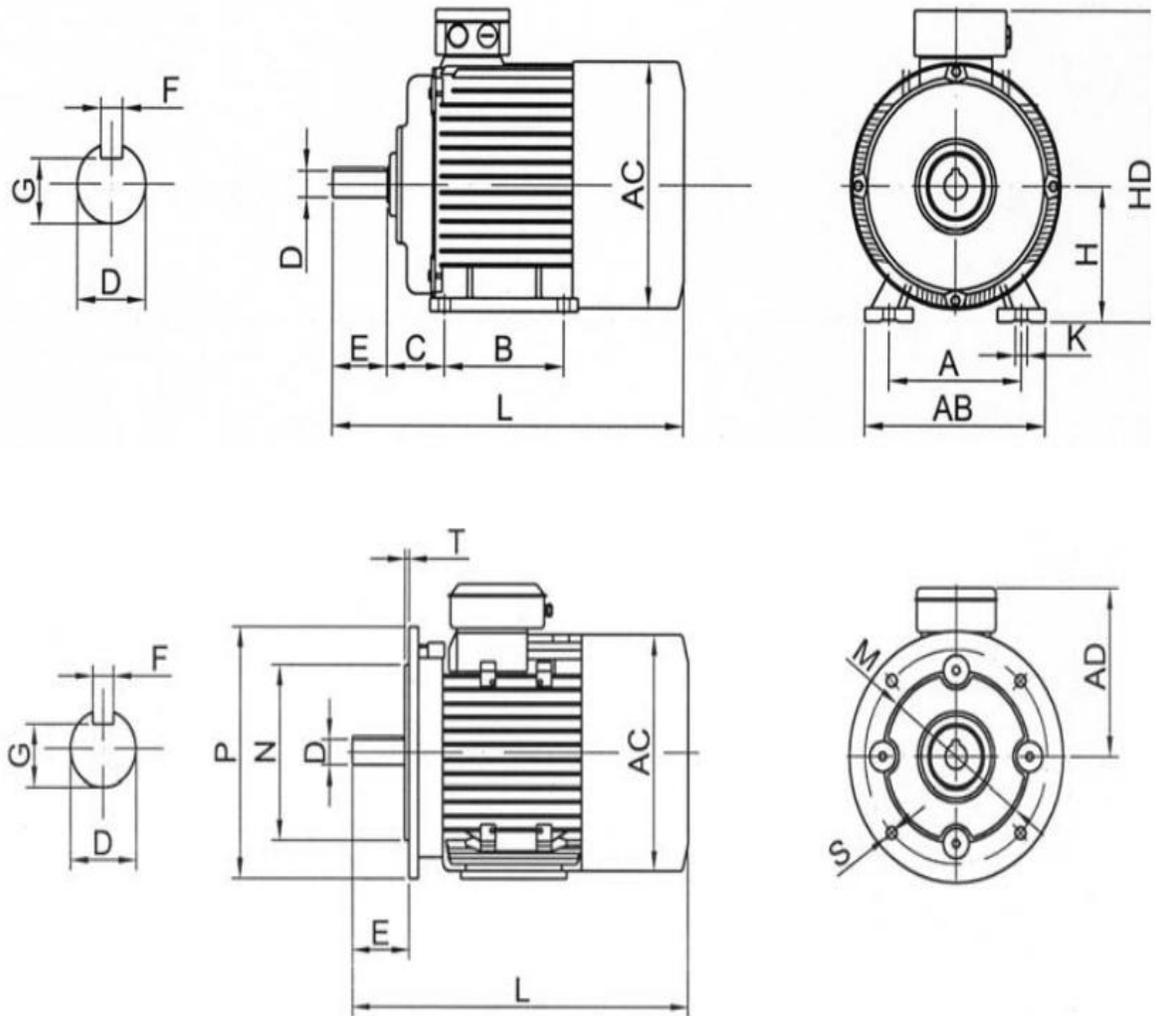


Figura G- 1. Dimensiones principales del motor trifásico asincrónico de 4 polos Kaifa MS 562-4.

Tabla G- 1. Dimensiones principales del motor trifásico asíncrono de 4 polos Kaifa MS 562-4.

A	AB	AC	B	C	D	HD	E	F	G
90	110	120	71	36	9	155	20	3	7,2
H	K	L	AD	P	N	T	S	M	
56	5,8	195	110	120	80	3	7	98	

Tabla G- 2. Características operativas del motor Kaifa MS 562-4.

P _n (kW)	n _N (rpm)	IFL		EFF (%)
		(V)	(A)	
0,09	1400	220/380	0,67/0,39	58
COS ϕ (%)	I _{START} /I _N	T _{START} /T _N	T _{MAX} /T _N	PESO (kg)
0,61	6	2,3	2,4	4,8

Donde: P_n=potencia nominal; n_N=velocidad de giro; IFL=corriente nominal; EFF=rendimiento; Cos ϕ =factor de potencia; I_{START}/I_N=relación de corriente de arranque/corriente nominal; T_{START}/T_N=relación par de par de partida/par nominal; T_{MAX}/T_N=relación par máximo/par nominal) (Interempresas, 2014).

8.8. ANEXO H: CARACTERÍSTICAS DEL ACOPLE ELÁSTICO GUMMI A-20.

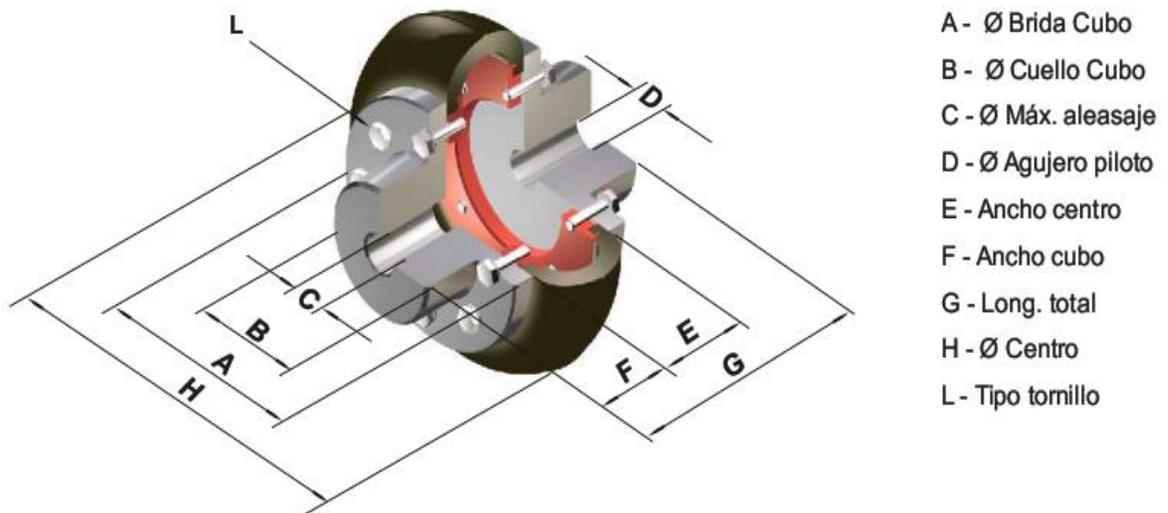


Figura H- 1. Dimensiones principales del acople elástico Gummi A-20.

Tabla H- 1. Características y dimensiones principales del acople elástico Gummi A-20.

Torque nominal (Nm)	Ángulo de torsión (°)	Peso (kg)	A (mm)	B (mm)	C Máx (mm)
38	2	1,05	74	36	20
D Mín (mm)	E (mm)	F (mm)	G (mm)	H (mm)	
10	30	25	80	95	

8.9. ANEXO I: RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN.

Tabla I- 1.Resultados de la simulación de la operación de destilación.

R_{MIN}	PORCENTAJE DE R_{MIN}	R	N	N_{ALIM}	F''(L/h)	D''(L/h)	B''(L/h)	X_D	X_B	Q_C (W)	Q_B (W)	G(kg/sm ²)	G_{inund} (kg/sm ²)	HETP (m)	Z (m)
1,171	1,01	1,183	21	10	2,04	0,94	1,10	0,88	0,035	438,20	550,00	0,453	0,561	0,047	1,0
	1,03	1,200	16	8	1,99	0,92	1,07	0,86	0,035	438,00	546,00	0,449	0,561	0,041	0,7
	1,05	1,230	14	7	1,93	0,90	1,04	0,83	0,035	435,10	541,60	0,444	0,561	0,039	0,5
	1,10	1,288	13	6	1,89	0,88	1,00	0,83	0,035	439,10	542,50	0,447	0,561	0,037	0,486
	1,20	1,405	11	5	1,79	0,84	0,95	0,83	0,035	442,20	540,00	0,446	0,560	0,034	0,379
	1,30	1,522	10	5	1,71	0,79	0,91	0,83	0,035	437,00	529,50	0,444	0,558	0,108	1,080
	1,40	1,639	9	5	1,62	0,75	0,87	0,83	0,035	432,80	521,20	0,442	0,557	0,103	0,925
	1,50	1,757	9	4	1,55	0,73	0,82	0,83	0,035	442,90	527,50	0,446	0,556	0,102	0,920
	1,60	1,874	8	4	1,49	0,7	0,79	0,83	0,035	439,30	520,50	0,444	0,555	0,097	0,773
	1,70	1,991	8	4	1,42	0,67	0,76	0,83	0,035	435,70	514,40	0,441	0,555	0,097	0,775
	1,80	2,108	8	4	1,37	0,64	0,73	0,83	0,035	433,60	509,30	0,440	0,554	0,097	0,776
	1,90	2,225	8	4	1,32	0,61	0,71	0,83	0,035	430,6	503,2	0,438	0,553	0,097	0,687
	2,00	2,342	7	4	1,27	0,59	0,68	0,83	0,035	428,3	498,3	0,437	0,552	0,091	0,638
	2,10	2,459	7	3	1,23	0,58	0,65	0,83	0,035	447,7	515,3	0,446	0,552	0,090	0,631
	2,20	2,576	7	3	1,18	0,56	0,63	0,83	0,035	444,8	509,4	0,444	0,551	0,090	0,632
	2,30	2,693	7	3	1,15	0,54	0,61	0,83	0,035	443	506,2	0,443	0,550	0,090	0,633
	2,40	2,810	7	3	1,1	0,52	0,59	0,83	0,035	442,1	502,8	0,443	0,550	0,090	0,630
2,50	2,928	7	3	1,1	0,51	0,57	0,83	0,035	440,7	500,1	0,442	0,549	0,091	0,634	

8.10. ANEXO J: MANUAL DE USUARIO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN.

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO.

Dentro de las instalaciones de la planta piloto de la FCEfyN se tiene una columna de destilación de relleno fabricada de vidrio borosilicato templado, con capacidad para hacer destilaciones tanto de mezclas binarias como de mezclas multicomponentes. La operación de la columna se lleva a cabo bajo ciertas condiciones específicas, las cuales son:

- Operación en continuo (con posibilidad de adaptar al funcionamiento en batch).
- Destilación a presión atmosférica.
- Punto de alimentación variable.

Y sus características físicas son las siguientes:

- Columna rellena con anillos Rasching de vidrio de 0,25plg.
- Hervidor con calentamiento eléctrico, agitado mecánicamente.
- Control de la velocidad de giro del agitador.
- Sistema de refrigeración con recirculación del fluido refrigerante.
- Alimentación por gravedad.
- Dispositivos para la recolección del residuo y del destilado.
- Válvula magnética de retorno de reflujo.
- Control de temperatura dentro del hervidor y en la apertura y cierre de la válvula para el reflujo.
- Medición de temperatura con termocuplas tipo J en puntos T1, T2, T3 y T4.

La preparación de la columna, su mantenimiento e instalación de los componentes que necesita, debe hacerse bajo los principios del estudio de la dinámica de los procesos y el control de los mismos y es necesario tomar en cuenta las condiciones en las que se pretende operar el proceso, tomando como base las mezclas que se quieren separar para el análisis de la destilación.

PROCEDIMIENTO.

A. Reconocer en el equipo de la planta piloto cada parte de la torre de destilación. A continuación se identifican las partes representadas en los diagramas de las *Figura J- 1, Figura J- 2, Figura J- 3 y Figura J- 4.*

1. Sección de rectificación.
2. Sección de agotamiento.
3. Hervidor eléctrico agitado mecánicamente.
4. Condensador.
5. Enfriador del destilado.
6. Tanque de almacenamiento del agua de refrigeración.
7. Bomba centrífuga para impulsar el agua de refrigeración.
8. Tanque de almacenamiento de la alimentación.
9. Tanque secundario de la alimentación.
10. Rebosadero de producto de fondo.
11. Tanque de almacenamiento de destilado.
12. Tanque de almacenamiento de residuo.
13. Conductímetro.
14. Velas calefactoras.

15. Motor eléctrico que acciona el sistema de agitación.
16. Motorreductor.
17. Manchón.
18. Aparejo de rulemanes.
19. Eje del agitador.
20. Impulsor A.
21. Impulsor B.

- C1. Controlador de potencia de la calefacción, de la relación de reflujo y de TS y TI.
- C2. Controlador de la velocidad de giro del agitador.
- C3. Datalogger que almacena la información de las temperaturas T1, T2, T3 y T4.

- V1. Válvula de apertura y cierre del fluido refrigerante.
- V2. Válvula de apertura y cierre del producto de fondo.
- V3. Válvula de vaciado del hervidor.
- V4. Válvula de reflujo externo, refrigerada mediante un cooler.
- V5. Válvula de apertura y cierre del tanque de alimentación.
- V6. Válvula de nivel del tanque secundario de alimentación.
- V7. Válvula de apertura y cierre de la alimentación.

- TS, T1, T2, T3, T4, TI. Termocuplas en posiciones descendentes.

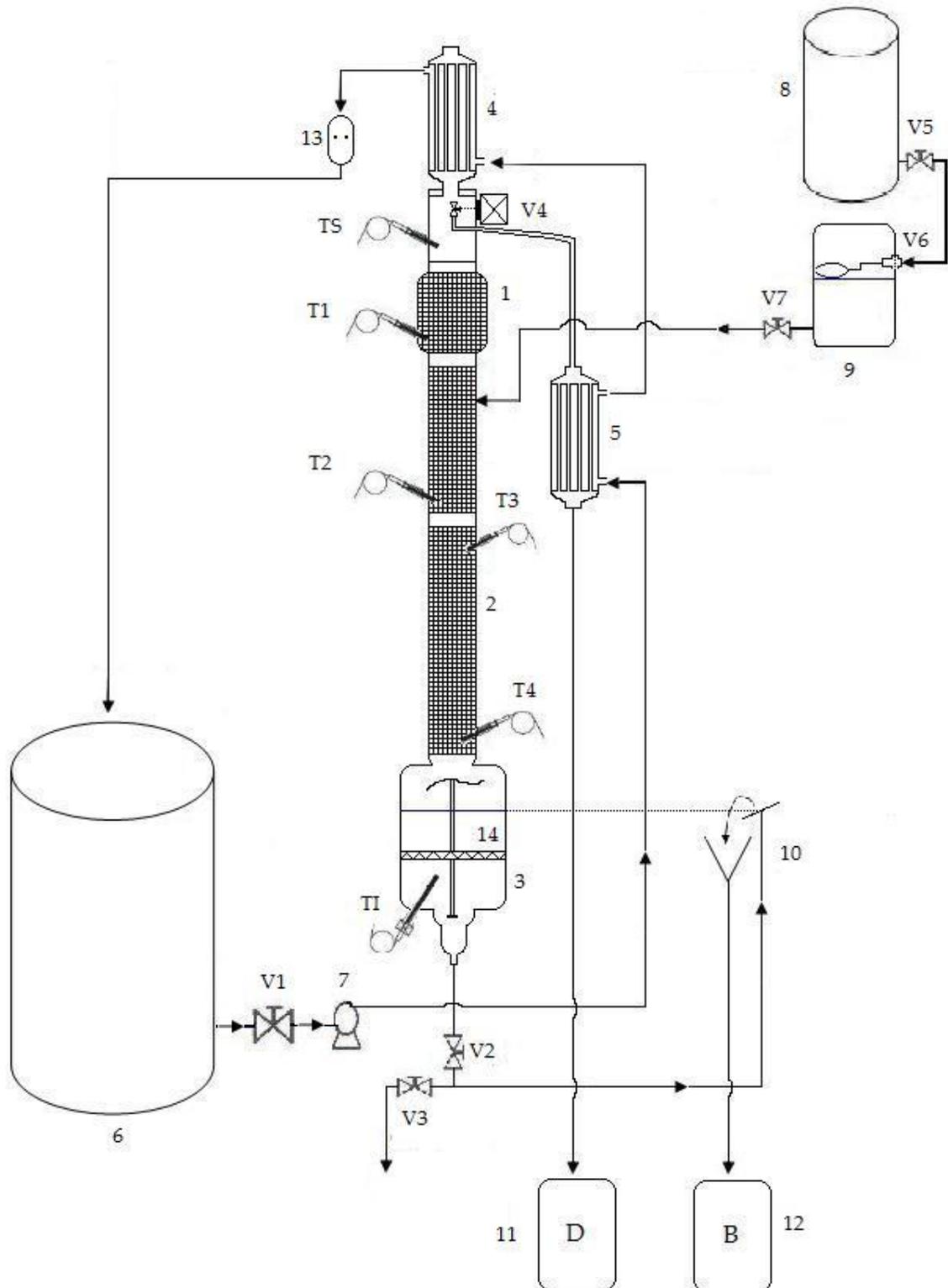


Figura J-1. Esquema general de la columna de destilación modificada.

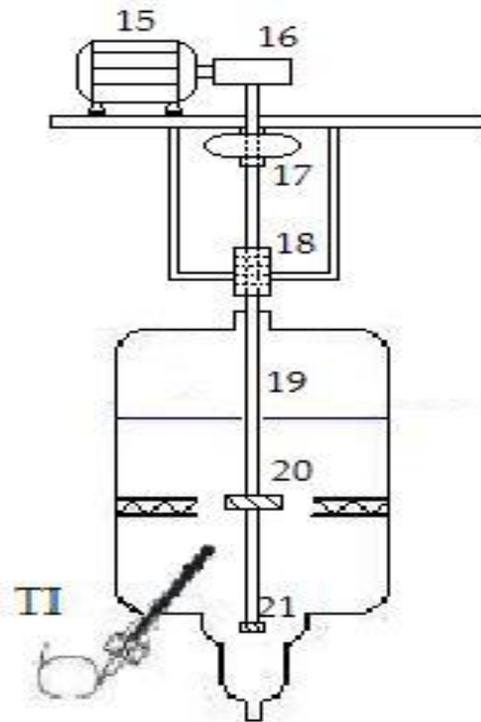


Figura J- 2. Esquema del sistema de agitación del hervidor.

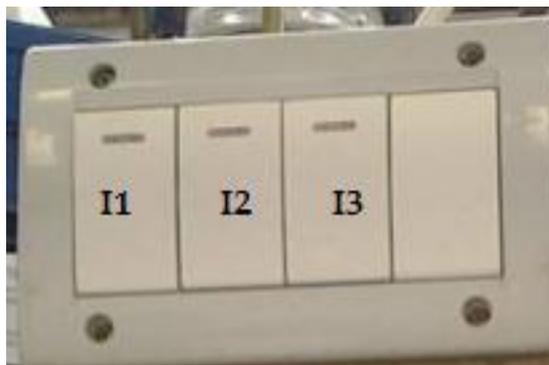


Figura J- 3. Interruptores I1, I2 e I3.

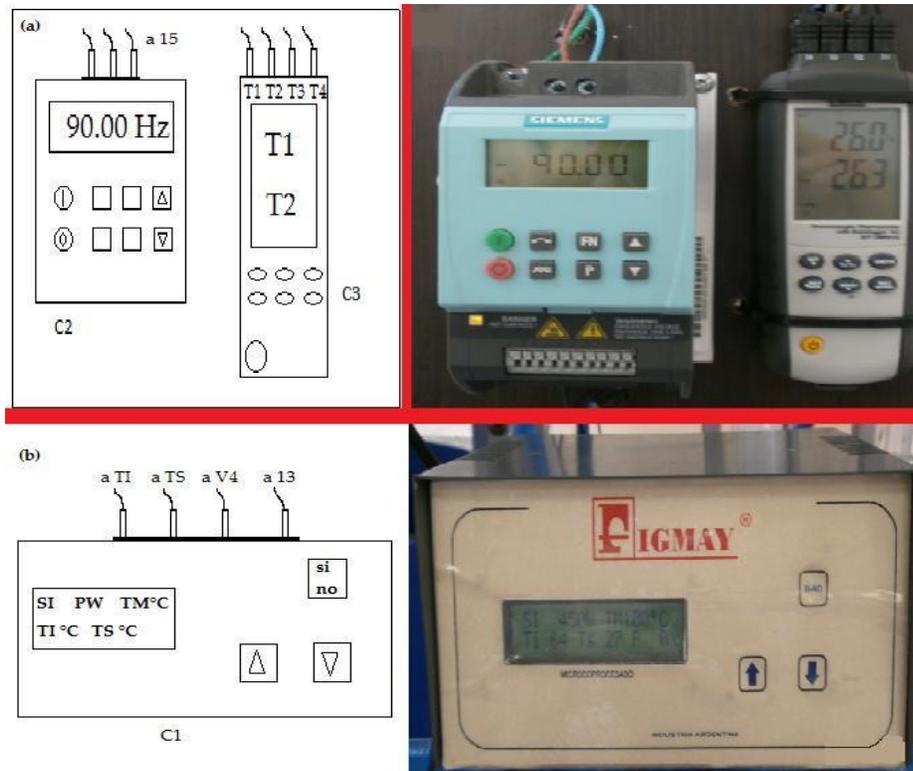


Figura J- 4. (a) Controladores C2 y C3; (b) Controlador C1.

- B. Realizar el arranque de la columna de acuerdo con el siguiente procedimiento:
1. Verificar que las válvulas V2 y V3 estén cerradas.
 2. Cargar el hervidor (3) hasta alcanzar el nivel del rebosadero, con la mezcla adecuada para llevar a cabo la puesta en marcha del sistema.
 3. Verificar que la válvula V7 esté cerrada.
 4. Con la válvula V5 abierta, cargar el tanque de alimentación (8) con la mezcla a destilar, hasta que se llene el tanque secundario de alimentación (9), se cierre automáticamente la válvula V6 y se alcance un nivel de líquido en el tanque de alimentación de 20 litros.
 5. Abrir la válvula V1.

6. Purgar la bomba (7) del sistema de refrigeración para desalojar el aire y evitar el fenómeno de cavitación y eliminar residuos y polvo que acumula la bomba evitando que estos ingresen en el sistema.
7. Asegurarse que todas las conexiones y mangueras del sistema de refrigeración estén fijas, para evitar fugas.
8. Encender la bomba (7) a través de I2 y controlar que el agua pase correctamente a través del enfriador de destilado (5), por el condensador de la columna (4) y por el conductímetro (13), hasta retornar al tanque de almacenamiento de agua (6).
9. Verificar que el agua de refrigeración, en su paso por el conductímetro (13), atraviese los cables del mismo, para cerrar el circuito.
10. Encender el controlador C2 a través de I3 y configurar la velocidad de giro del motor, para el sistema de agitación. Luego, activar el sistema de agitación.
11. Verificar el correcto funcionamiento del sistema de agitación.
12. Encender el controlador C1 y configurar los parámetros de potencia del hervidor, temperatura superior máxima ($TS_{\text{máx}}$) y relación de reflujo externo. Registrar los valores iniciales de TI y TS. Activar el cooler de V4 a través de I1. Luego, activar el sistema de calefacción.
13. Verificar que las velas calefactoras estén encendidas y que la válvula V4 funcione correctamente, según el valor de reflujo externo ingresado en el paso anterior.

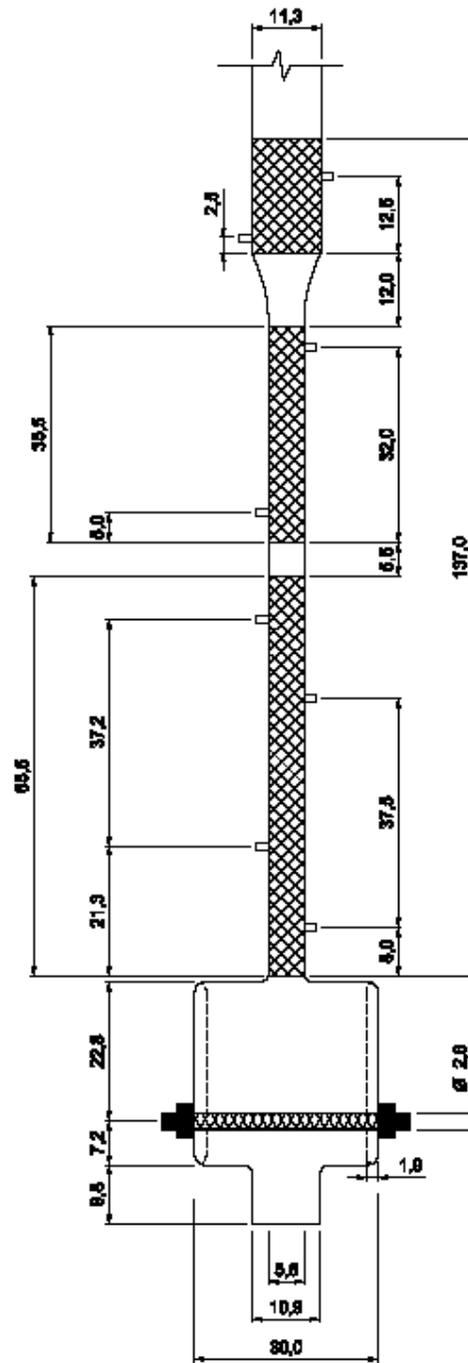
14. Encender el datalogger C3 y comenzar a grabar en el mismo las temperaturas censadas a través de las termocuplas T1, T2, T3 y T4.
15. Una vez que el sistema comienza a hervir, el vapor asciende, atraviesa el condensador y se genera la primera gota de destilado. En ese instante, encender el cronómetro y esperar el tiempo requerido para que se establezca el estado estacionario. Este debe ser determinado previamente, en el diseño de la operación de destilación.
16. Calibrar la válvula V7 para poder obtener el caudal de alimentación deseado en la operación.
17. Luego de transcurrido el tiempo mencionado en el paso 12, abrir las válvulas V7 y V2.
18. Realizar el monitoreo de las corrientes de destilado y de residuo obtenidas, registrando en intervalos de tiempo uniformes los caudales y las composiciones de los mismos.
19. Para apagar el equipo una vez completado el proceso de destilación, muestreo y análisis, se recomienda cerrar las válvulas V7, V5 y V2, en el orden mencionado. Luego, apagar el controlador C1 y dejar encendido el sistema de agitación, el cooler y el sistema de refrigeración para ayudar a la disipación del calor.
20. Una vez enfriado el sistema, apagar el controlador C2 a través de I3, la bomba (7) a través de I2, el cooler a través de I1 y cerrar la válvula V1. Finalmente, abrir la válvula V3 para vaciar el hervidor y, si es necesario, descargar los datos registrados por el datalogger (C3) en una computadora.

LOCALIZACIÓN DE FALLAS Y SOLUCIONES.

Tabla J- 1. Localización de fallas y soluciones.

PROBLEMA	SOLUCIÓN
Las velas calefactoras no encienden.	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Verifique que el controlador C1 tenga activada la función encendido. ➤ Corrobore que el agua de refrigeración esté circulando correctamente a través del conductímetro. ➤ Verifique que las temperaturas TS y TI tengan valores razonables (menores a 100°C), ya que en caso contrario es probable que el controlador C1 tenga un falso contacto en sus circuitos internos.
La válvula V4 se traba en una posición (abierta o cerrada).	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Verifique que el controlador C1 tenga activada la función encendido. ➤ Corrobore que el agua de refrigeración esté circulando correctamente a través del conductímetro. ➤ Verifique que el “cooler” acoplado a la válvula V4 esté funcionando correctamente. Un aumento de temperatura en la válvula puede generar que esta deje de funcionar. ➤ Verifique la relación de reflujo externo ingresada en el controlador C1. ➤ Verifique que las temperaturas TS y TI tengan valores razonables (menores a 100°C), ya que en caso contrario es probable que el controlador C1 tenga un falso contacto en sus circuitos internos.
El nivel de líquido en el hervidor es mayor al nivel del rebosadero durante la operación de destilación.	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Verifique que la válvula V2 esté abierta. ➤ En algunos casos, dependiendo de las condiciones de operación, puede generarse un gradiente de presión entre el líquido en el hervidor y la boca de descarga del rebosadero. Luego de un período de tiempo, el sistema equilibra las presiones y descarga un volumen de residuo por el rebosadero equivalente a la diferencia de nivel entre el hervidor y el

	rebosadero, recuperando el nivel adecuado en el hervidor. Este fenómeno, en general, no produce modificaciones en las condiciones de operación de la columna.
Se genera una fuga de vapor en la entrada del eje del agitador al hervidor.	➤ Detenga la operación de destilación siguiendo los pasos 19 y 20 y verifique el estado del retén ubicado entre el aparejo de rulemanes y el acceso al hervidor. De ser necesario, reemplácelo.

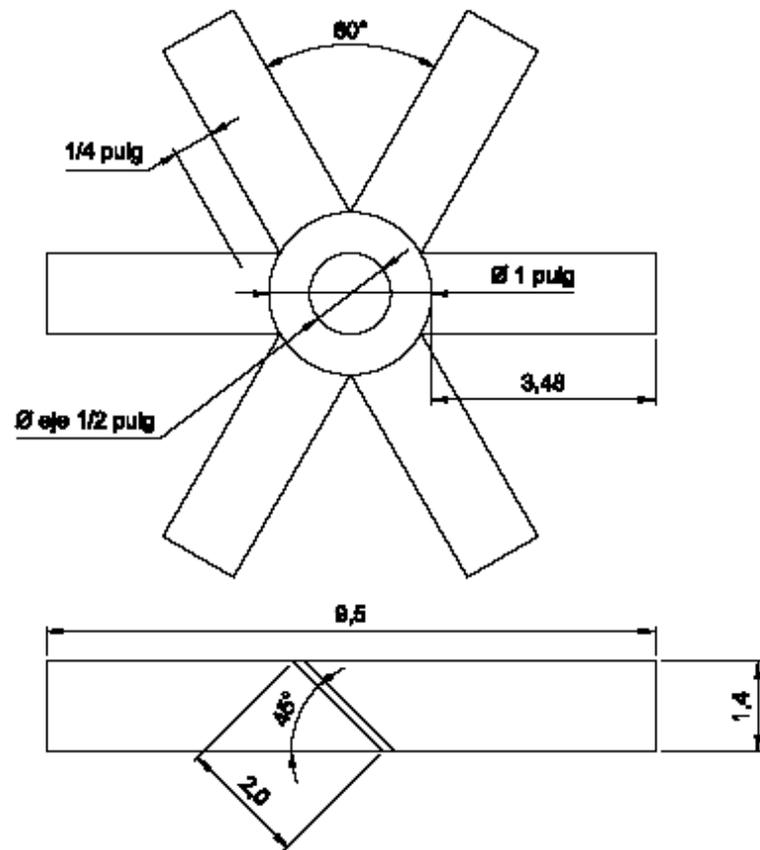


Espeor del vidrio
 $e = 0.39 \text{ cm}$

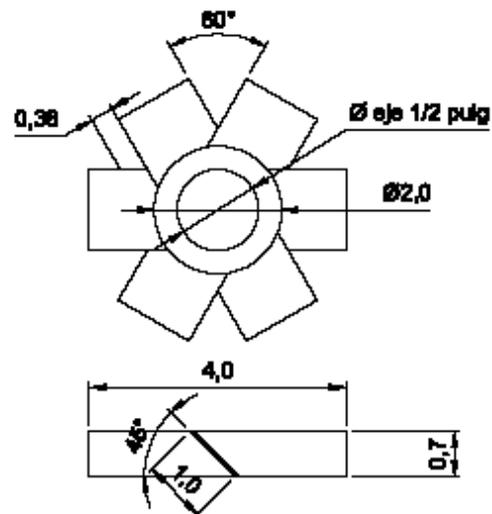
Torre de relleno

Esc: 1:10

Unidad: cm



IMPULSOR SUPERIOR

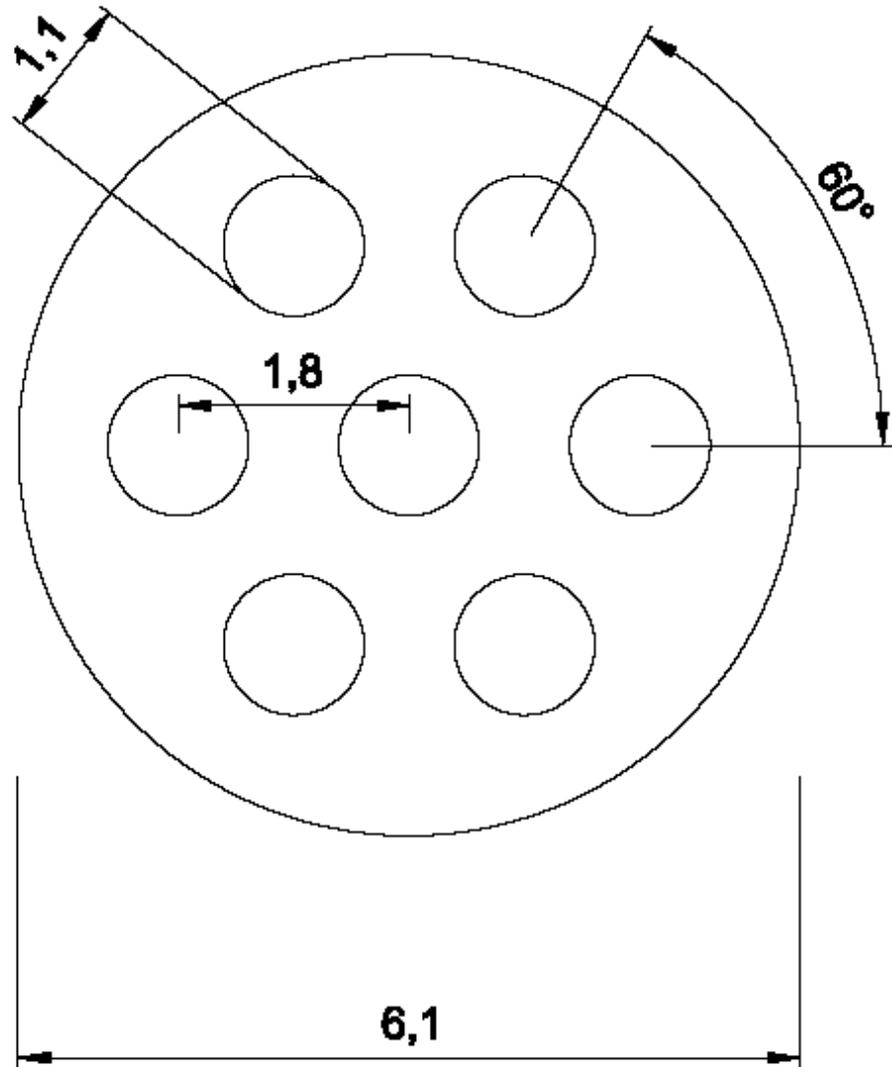


IMPULSOR INFERIOR

Impulsores

Esc: 1:1

Unidad: cm



Intercambiador de calor externo

Esc: 2:1

Unidad: cm

BIBLIOGRAFÍA.

Bird, R. Byron, Stewart, Warren E. y Lightfoot, Edwin N. 2006. *Fenómenos de transporte*. México : Reverté S.A., 2006.

Callister, William D. Jr. 1996. *Ciencia e ingeniería de los materiales*. Séptima edición. Barcelona : Reverté, 1996. Vol. I.

Coulson, J. M. y Richardson, J. F. 1981. *Ingeniería Química. Operaciones básicas*. España : Reverte S.A., 1981. Vol. II.

Dávila, Karla. 2014. Procesos Continuos. [En línea] 2014. [Citado el: 1 de 11 de 2014.] <http://kardauni08.files.wordpress.com/2010/09/material-complementario-unidad-i.pdf>.

G&G, Empresa. 2014. Empresa G&G ingenieros. [En línea] 2014. [Citado el: 21 de Febrero de 2014.] <http://www.agitador.es/index.php/productos/agitadores-verticales>.

Ganot, Adolphe. 1983. *Tratado elemental de física esperimental y aplicada y de meteorología*. Tercera edición. Madrid : s.n., 1983.

Geankoplis, C. J. 1998. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. Tercera edición. México : CECSA, 1998.

Group Contribution Equation of State (GC-EOS). **Skjold-Jmgensen, Steen. 1988.** Dinamarca : s.n., 1988, Institutet for Kemiteknik, Technical University of Denmark.

group, Irestal. Irestal group. [En línea] [Citado el: 21 de Febrero de 2014.] <http://data.irestal.com/files/files/2012030204152933979.pdf>.

Gummi. 2014. Acoplamiento elástico. [En línea] 2014. [Citado el: 10 de Marzo de 2014.] <http://gummiusa.com/wp-content/themes/kaleido/pdf/a/01%20-%20Acople%20Elastico%20A%20.pdf>.

Henley, E.J. y Seader, J.D. 2000. *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química.* México : Reverté S.A., 2000.

Hill, McGraw. 2014. *Motores Eléctricos.* 2014.

Iglesias, Omar y Paniagua, Carmen N. 2013. *Conceptos básicos de simulación de procesos en simuladores modulares.* La Plata : Editorial de la universidad de la Plata, 2013.

Inoxidable, Acerind. 2014. Acerind Inoxidable punto com S.A. *Acerind Inoxidable punto com S.A.* [En línea] 2014. [Citado el: 20 de Febrero de 2014.] <http://www.inoxidable.com/propiedades1.htm>.

Interempresas. 2014. RM motores eléctricos. [En línea] 2014. [Citado el: 04 de 03 de 2014.] http://www.interempresas.net/FeriaVirtual/Catalogos_y_documentos/2572/RM_PLUS.pdf.

Kapetsky, James McDaid y Nath, Shree S. 1977. *Una evaluación estratégica de la potencialidad para la piscicultura dulceacuícola en América Latina.* Roma : FAO, 1977. Documento técnico.

Kister, Henry J. 1992. *Distillation Design.* s.l. : McGraw-Hill, 1992.

McCabe, Warren L., Smith, Julian C. y Harriot, Peter. 1991. *Operaciones unitarias en ingeniería química.* Cuarta edición. Madrid : McGraw - Hill, 1991.

Mecanizables, Plásticos. 2014. Plásticos Mecanizables. [En línea] 2014. [Citado el: 21 de Febrero de 2014.] <http://www.plasticos-mecanizables.com>.

Mills, Anthony F. 1999. *Transferencia de calor.* s.l. : McGraw-Hill, 1999.

Mott, Robert. 2006. *Mecánica de fluidos.* Sexta edición. México : L. Pearson Education, 2006.

Murch, D. P. 1953. *Height of equivalent theoretical plate in packed fractionation columns.* 1953.

Perry, R.H. 1999. *Manual del Ingeniero Químico.* México : McGraw-Hill, 1999. Vol. IV.

Prausnitz, J., Lichtenthaler, R., and Gomes, E. 2000. *Termodinámica molecular de los equilibrios de fases.* s.l. : Prentice Hall, 2000.

Repezza, Ana Clara y Euliarte, Ana Julia. 2012. *Diseño de un sistema de tratamiento de efluentes para una industria farmacéutica.* UNC-FCEFYN. Córdoba : s.n., 2012. Proyecto final integrador.

Ryan, P. J., Harleman, D.R.F y Stolzenbach, K.D. 1974. *Surface heat loss from cooling ponds.* 1974.

S.L, Artesanía Industrial. Artein. [En línea] [Citado el: 20 de Febrero de 2014.] http://www.arteingaskets.com/uploads/docs/materials/351_PTFE_PURO_60.pdf.

Smith, J.M., Van Ness, H.C. y Abbott, M.M. 2007. *Introducción a la termodinámica en ingeniería química.* Séptima edición. México : McGraw-Hill, 2007.

Sobrevila, Marcelo Antonio. Accionamiento mediante motores asincronicos. *Biblioteca electrónica alsin@.* [En línea] [Citado el: 10 de Marzo de 2014.] <http://books.google.com.ar/books?id=P6S6wCXpr1sC&pg=PA26&dq=manchones+de+acople&hl=es&sa=X&ei=IuQdU4iQBMPVkJff7YGYCA&ved=0CEgQ6AEwAQ#v=onepage&q=manchones%20de%20acople&f=false>.

Solé, Antonio Creus. 1997. *Instrumentación Industrial.* Sexta edición. Bogotá : Alfa Omega Grupo Editor, 1997.

Treybal, Robert E. 1995. *Operaciones de transferencia de masa.* Segunda edición. México : McGraw - Hill, 1995.

Troxler, R.W. y Thrackston, E.L. 1977. *Predicting the rate of warming of rivers below hydroelectric installations.* 1977.

UNVirtual, Universidad Nacional de Colombia. UN Virtual. *sitio web de Universidad Nacional de Colombia.* [En línea] [Citado el: 15 de Agosto de 2014.] http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_2/html/contenido02.html.

Wade, L. C. Jr. 2004. *Química Orgánica.* Quinta edición. Madrid : Pearson Education S.A, 2004.

Wankat, Phillip C. 2008. *Ingeniería de procesos de separación.* Segunda edición. México : Pearson Education, 2008.

Young, Hugh D. y Freedman, Roger A. 2009. *Física universitaria.* Décimosegunda edición. México : Pearson Education, 2009. Vol. II.

