



**INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA
E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS**

**ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE DOS
OPCIONES DE SEPARACIÓN DE UNA MEZCLA
GASEOSA METANOL-DIÓXIDO DE CARBONO**

TESIS PROFESIONAL

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO INDUSTRIAL**

PRESENTA

BRIAN SAÚL RUIZ MARTÍNEZ

ASESOR

M. EN C. RUBÉN JOEL GARCÍA BARAJAS



CIUDAD DE MÉXICO

JULIO, 2020



Folio
T-DEySA-008-20

Asunto
Autorización de tema

"2020, Año de Leona Vicario, Benemérita Madre de la Patria"
175 Aniversario de la Escuela Superior de Comercio y Administración
125 Aniversario de la Escuela Nacional de Medicina y Homeopatía
80 Aniversario del CECyT 6 "Miguel Othón de Mendizábal"
75 Aniversario de la Escuela Nacional de Biblioteconomía y Archivonomía

CDMX, 24 de enero de 2020

Pasante
BRIAN SAÚL RUIZ MARTÍNEZ
PRESENTE

Boleta
2013320441

Programa Académico
I.Q.I.

Mediante el presente se hace de su conocimiento que la Subdirección Académica a través de este Departamento autoriza al **Ing. Rubén Joel García Barajas** sea asesor en el tema que propone usted desarrollar como prueba escrita en la opción **Tesis Individual**, con el título y contenido siguiente:

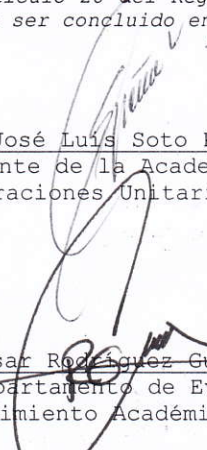
"Estudio técnico-económico de dos opciones de separación de una mezcla gaseosa metanol-dióxido de carbono"

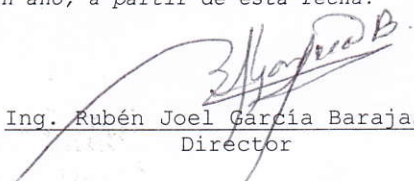
Resumen

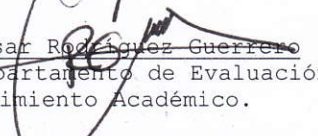
Introducción


- I. Establecimiento de criterios para el desarrollo del estudio.
 - II. Diseño básico del equipo principal para la condensación por contacto directo.
 - III. Diseño básico del equipo principal para la absorción-destilación.
 - IV. Estudio económico.
- Conclusiones.
Referencias.

De acuerdo al artículo 28 del Reglamento de Titulación Profesional del Instituto Politécnico Nacional, el trabajo deberá ser concluido en un término no mayor de un año, a partir de esta fecha.


Dr. José Luis Soto Peña
Presidente de la Academia de
Operaciones Unitarias


Ing. Rubén Joel García Barajas
Director


Ing. César Rodríguez Guerrero
Jefe del Departamento de Evaluación y
Seguimiento Académico.


M. en C. Isaura García Maldonado
Subdirectora Académica

c.c.p.- Depto. de Evaluación y Seguimiento Académico.
c.c.p.- Depto. de Gestión Escolar.
CRG/mlcp





EDUCACIÓN
SECRETARÍA DE EDUCACIÓN PÚBLICA



Instituto Politécnico Nacional
"La Técnica al Servicio de la Patria"

Escuela Superior de Ingeniería
Química e Industrias Extractivas
Subdirección Académica
Departamento de Evaluación y
Seguimiento Académico
Dirección

T-DEySA-08-20

"2020, Año de Leona Vicario, Benemérita Madre de la Patria"
175 Aniversario de la Escuela Superior de Comercio y Administración
125 Aniversario de la Escuela Nacional de Medicina y Homeopatía
80 Aniversario del CECyT 6 "Miguel Othón de Mendizábal"
75 Aniversario de la Escuela Nacional de Biblioteconomía y Archivonomía

Asunto

Autorización de Impresión

CDMX, a 14 de febrero de 2020

Pasante

BRIAN SAÚL RUIZ MARTÍNEZ
PRESENTE

Boleta
2013320441

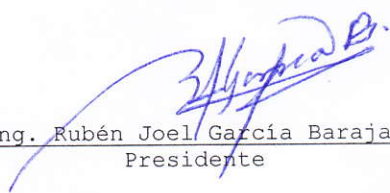
Programa Académico
I.Q.I.

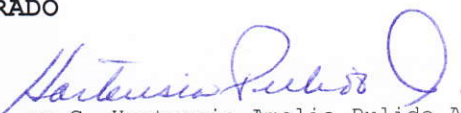
Los suscritos tenemos el agrado de informar a usted, que habiendo procedido a revisar el borrador de la modalidad de titulación correspondiente denominado:


"Estudio técnico-económico de dos opciones de separación de una mezcla gaseosa metanol-dióxido de carbono"

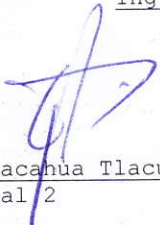
encontramos que el citado trabajo escrito de **Tesis Individual**, reúne los requisitos para **autorizar el examen profesional y proceder a su impresión** según el caso, debiendo tomar en consideración las indicaciones y correcciones que al respecto se le hicieron.


Atentamente
JURADO


Ing. Rubén Joel García Barajas
Presidente


M. en C. Hortensia Amelia Pulido Alfaro
Secretaria


Ing. Lino Mario Mayorga Vera
Vocal 1


Dr. Gregorio Zacahua Tlacuatl
Vocal 2


Dr. Elim Albiter Escobar
Vocal 3

c.c.p.- Depto. de Evaluación y Seguimiento Académico.
c.c.p.- Depto. de Gestión Escolar
CRG/mlcp

Edificio 7, 1er piso, Unidad Profesional "Adolfo Lopez Mateos", Col. Zacatenco,
Alcaldía Gustavo A. Madero, C.P. 07738, Ciudad de México,
Commutador 01 (55) 57296000 ext. 46140 y 55072 www.esiqie.ipn.mx; www.ipn.mx



2020
LEONA VICARIO
BENEMÉRITA MADRE DE LA PATRIA



"2020, Año de Leona Vicario, Benemérita Madre de la Patria"
175 Aniversario de la Escuela Superior de Comercio y Administración
125 Aniversario de la Escuela Nacional de Medicina y Homeopatía
80 Aniversario del CECyT 6 "Miguel Othón de Mendizábal"
75 Aniversario de la Escuela Nacional de Biblioteconomía y Archivonomía

Folio
T-DEySA-008-20

Asunto
Cesión de derechos

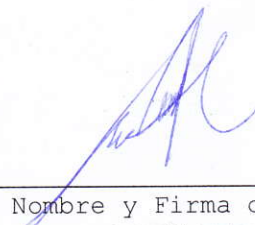
CDMX, 14 de febrero de 2020

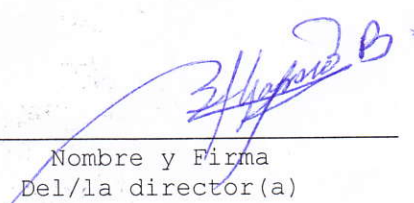
CARTA CESIÓN DE DERECHOS

El/La que suscribe: **Brian Saúl Ruiz Martínez** estudiante del Programa de: **Ingeniería Química Industrial** con número de Boleta: **2013320441**, manifiesta que es autor/a intelectual del presente trabajo escrito, por la opción: **Tesis Individual**, bajo la dirección del profesor/a **Ing. Rubén Joel García Barajas** ceden los derechos del trabajo: **"Estudio técnico-económico de dos opciones de separación de una mezcla gaseosa metanol-dióxido de carbono"** al Instituto Politécnico Nacional para su difusión, con fines académicos y de investigación.

Los usuarios de la información no deben reproducir el contenido textual, gráficas o datos del trabajo sin el permiso expreso del autor y/o director del trabajo. Este puede ser obtenido escribiendo a la siguiente dirección de correo electrónico **rbriansaul@gmail.com** Si el permiso se otorga, el usuario deberá dar el agradecimiento correspondiente y citar la fuente del mismo.

A t e n t a m e n t e


Nombre y Firma del/la
estudiante


Nombre y Firma
Del/la director(a)



RECONOCIMIENTOS INSTITUCIONALES

A LA **SEP** POR DIRECCIONARME ACADEMICAMENTE HACIA EL **INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL** QUE HA SIDO LA CASA DE ESTUDIOS QUE ME HA BRINDADO UN TRAYECTO PROFESIONAL.

Y A LA OPORTUNIDAD QUE LA **ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS** ME OFRECIÓ PARA ESTUDIAR LA CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA INDUSTRIAL Y DARME EXPERIENCIAS Y CONOCIMIENTOS EN TODO ESTE TRAYECTO.

AGRADECIMIENTOS

A mí mamá, Angélica Martínez Galaviz, que siempre ha dado lo mejor de sí misma para que progrese como ser humano.

A mi hermano, José Leonardo Ruiz Martínez, siendo él mi punto de apoyo cada día, haciendo que nunca me rinda y apoyándome en muchos aspectos en el trayecto de mi vida.

A mi papá, Refugio Ruiz Lozada, que me brindó apoyo para concluir la carrera y la posibilidad de estudiar.

AGRADECIMIENTOS

Al profesor Rubén Joel García Barajas por sus enseñanzas, confianza, amistad y paciencia, dándome la oportunidad de realizar un proyecto con él y siempre mostrándome su calidad humana.

A los amigos que hice mientras estuve estudiando, quienes me brindaron su apoyo y consejos, me compartieron experiencias y conocimientos, siempre buscando cumplir nuestros objetivos.

A los maestros de la ESIQIE, Ing. Mario Mayorga, Mtra. Hortensia Pulido, Dr. Elim Escobar y al Dr. Gregorio Zacahua por el tiempo dedicado y aportaciones.

Al Dr. Elim Escobar que contribuyó en gran medida al Capítulo 2 de este trabajo, en el cálculo de la altura de relleno de la torre de condensación por contacto directo.

DEDICATORIAS

A mi familia, al maestro García
Barajas y amigos.

Y a toda persona que estuvo
conmigo en este trayecto.

CONTENIDO

NOMENCLATURA	ii
LISTA DE TABLAS	viii
LISTA DE FIGURAS	x
RESUMEN	I
INTRODUCCIÓN	II
CAPÍTULO 1. ESTABLECIMIENTO DE CRITERIOS PARA EL DESARROLLO DEL ESTUDIO	1
1.1. CONTEXTUALIZACIÓN Y ALCANCES	1
1.2. DESCRIPCIÓN DEL CASO	3
CAPÍTULO 2. DISEÑO BÁSICO DEL EQUIPO PRINCIPAL PARA LA CONDENSACIÓN POR CONTACTO DIRECTO	6
2.1. DISEÑO DE LA TORRE	6
2.2. OTROS CÁLCULOS	28
CAPÍTULO 3. DISEÑO BÁSICO DEL EQUIPO PRINCIPAL PARA LA ABSORCIÓN-DESTILACIÓN	30
3.1. BALANCE DE MATERIA GENERAL DEL PROCESO	32
3.2. DISEÑO DE LA TORRE DE ABSORCIÓN ADIABÁTICA	33
3.2. DISEÑO DE LA TORRE DE DESTILACIÓN	45
3.3. OTROS CÁLCULOS	57
CAPÍTULO 4. ESTUDIO ECONÓMICO	65
4.1. CONSIDERACIONES GENERALES	68
4.2. CONDENSACIÓN POR CONTACTO DIRECTO	70
4.3. ABSORCIÓN-DESTILACIÓN	77
4.4. ANÁLISIS DE RESULTADOS	85
CONCLUSIONES	89
REFERENCIAS	91

NOMENCLATURA

a, b, c, d	coeficientes de la ecuación de Wagner.
A, B	componentes A y B.
A	factor de absorción, adimensional
A_{TC}	área de transferencia de calor, en m^2 de área de transferencia de calor por m^2 de sección transversal.
a_V	superficie específica interfacial del empaque para el contacto de un gas con un líquido puro, en m^2/m^3 .
a_{Aw}	superficie específica interfacial del empaque para la absorción, o desorción y destilación, respecto al agua, en m^2/m^3 .
a	superficie específica interfacial basada en el volumen de la sección empacada, en m^2/m^3 .
b_1, b_2	constantes de las correlaciones de Bolles-Fair para anillos Raschig.
C_{fL}	coeficiente de carga de calor.
Cp_{SG}	capacidad calorífica molar a presión constante del inerte gaseoso (CO_2), en $kJ/kmol^\circ C$.
Cp_{AG}	capacidad calorífica molar a presión constante del metanol en la fase vapor, en $kJ/kmol^\circ C$.
Cp_{SL}	capacidad calorífica molar a presión constante del disolvente líquido (agua), en $kJ/kmol^\circ C$.
Cp_{AL}	capacidad calorífica molar a presión constante del metanol en la fase líquida, en $kJ/kmol^\circ C$.
$\bar{C}p_H$	capacidad calorífica húmeda, en $kJ/kg^\circ C$.
$\bar{C}p_{ALM}$	capacidad calorífica a presión constante del metanol líquido, en $kJ/kg^\circ C$.
$\bar{C}p_{GA}$	capacidad calorífica a presión constante del metanol en fase vapor, en $kJ/kg^\circ C$.

\bar{c}_{pSG}	capacidad calorífica a presión constante del inerte gaseoso (CO ₂), en kJ/kg°C.
C'_W	agua que se repone en el proceso absorción-destilación, en kmol/sm ² .
D'	velocidad molar del destilado, en kmol/m ² h.
D'_{col}	diámetro de la columna en la ecuación de HETP , en pie.
D_{AB}	coeficiente de difusión, en m ² /s.
ds	diámetro de una esfera con una superficie de una partícula de empaque, en m.
F'	velocidad molar de la alimentación en la torre de destilación, en kmol/m ² h.
$f\left(\frac{kT}{\varepsilon_{AB}}\right)$	función de la colisión, adimensional.
\bar{G}'_S, G'_S	velocidad másica y molar del inerte gaseoso, en kg/m ² s.
H	parámetro para el cálculo de la inundación en la torre de condensación por contacto directo, adimensional.
h_0	coeficiente superficial de transferencia de calor del lado de la coraza en un intercambiador de calor, en BTU/hpie ² °F
h_{i0}	coeficiente superficial de transferencia de calor del lado de los tubos en un intercambiador de calor, en BTU/hpie ² °F
h'_W	entalpía en el fondo en la destilación, en kJ/kg.
h_G	coeficiente superficial de transferencia de calor de la fase gaseosa, en kJ/sm ² °C.
$(h_G a)$	coeficiente volumétrico de transferencia de calor de la fase gaseosa, en kJ/sm ³ °C.
HETP	altura de empaque equivalente de cada plato teórico, en pie.
\bar{H}_G	entalpía específica de la mezcla gas-vapor (CO ₂ -metanol), en kJ/kg.
\bar{H}_i	entalpía específica en la interfase de la mezcla gas-vapor (CO ₂ -metanol), en kJ/kg.
H_G, H_L	entalpía específica molar de la mezcla gas-vapor (CO ₂ -metanol) y de la mezcla líquida (agua-metanol), en kJ/kmol de mezcla.

H_G, H_L	altura de una unidad de transferencia de masa de la fase gaseosa y de la fase líquida, en pie.
h'_L	entalpía del líquido del fondo en la destilación, en kJ/kmol.
h_L	coeficiente superficial de transferencia de calor de la fase líquida, en kJ/sm ² °C.
$(h_L a)_M$	coeficiente volumétrico de transferencia de calor de la fase líquida promedio, en kJ/sm ³ °C.
$(\Delta \bar{H})_{ML}$	promedio logarítmico del gradiente de entalpías entre la base y el domo de la torre, en kJ/kg.
H_{OG}	altura de una unidad de transferencia global en unidades de fase gaseosa, en pie.
h_p	altura de cada lecho empacado para calcular HETP , en pie.
$\bar{H}_{@t_L}^*$	entalpía de saturación a la temperatura del líquido, en kJ/kg.
H_V	entalpía del vapor en la torre de destilación, en kJ/kmol.
I	integral desde \bar{H}_{G1} a \bar{H}_{G2} , en kJ/m ³ s.
j_D	factor de Chilton-Colburn para la transferencia de masa, adimensional.
j_H	factor de Chilton-Colburn para la transferencia de calor, adimensional.
k	conductividad térmica, en J/(sm ²) (°C/m).
$(k'_y a)$	coeficiente volumétrico de transferencia de masa, en kmol/m ² s.
$(\bar{K}_Y a)_M$	coeficiente de transferencia simultánea de masa y calor volumétrico global promedio en unidades de gradiente de humedad absoluta, en $\frac{kg}{sm^3 \Delta \bar{Y}_{Aglob}}$.
$(\bar{k}_Y a)_M$	coeficiente de transferencia de masa volumétrico individual promedio en unidades de gradiente de humedad absoluta, en $\frac{kg}{sm^3 \Delta \bar{Y}_{Aind}}$.
\bar{L}'_{AM}	velocidad másica del metanol líquido refrigerado que se alimenta a la torre, en kg/m ² s.
\bar{L}'_{AMmin}	velocidad másica mínima promedio del metanol líquido refrigerado, en kg/m ² s.

$L'_S, L'_{S_{min}}$	velocidad molar del disolvente líquido (agua) en la absorción y velocidad molar mínima del disolvente líquido, en kmol/m ² s.
L. O. Z. A.	línea de operación en la zona de agotamiento.
L. O. Z. E.	línea de operación en la zona de enriquecimiento.
L', L''	velocidad molar de líquido en el destilado y en el fondo de la torre de destilación, en kmol/m ² h..
m	masa, en kg, lb, etc.
m_{LS}	pendiente de la curva de equilibrio para el sistema líquido (metanol)-gas (mezcla CO ₂ -metanol), en kJ/kg°C
m_i	pendiente promedio de la línea de equilibrio en la etapa "i".
$MLDT$	media logarítmica de la diferencia de temperaturas en el sistema, en °F.
N	número de etapas de equilibrio.
P_A^0, P_B^0, P_{Ai}^0	presión de vapor de líquido puro del componente A, del componente B y del componente A en la interfase, en atm, bar o mm de Hg.
PM_A, PM_{SG}	masa molecular del metanol y masa molecular del dióxido de carbono, en kg/kmol.
P	presión absoluta promedio, en atm o bar.
P_c	presión crítica, en bar.
P_M	presión operación promedio, en atm o bar.
Pr	número de Prandtl, adimensional.
Q'	calor que se transfiere por unidad de área transversal, en kJ/m ² s.
q	relación de incremento de líquido en el plato de alimentación de la torre de destilación, adimensional.
r_{AB}	separación molecular en colisión, en nm.
r	$(h_G a)_M / (\bar{k}_Y a)_M \bar{C} p_H$, adimensional.
R, R_{min}	relación de reflujo y de reflujo mínimo en el destilado, adimensional.
R	constante de los gases ideales, 0.08205 atm*m ³ /kmol*K.
R_D	factor de ensuciamiento, adimensional.
S	área transversal de la torre, en m ² o pie ² .

Sc	número de Schmidt, adimensional.
\bar{T}'_A, T'_A	velocidad másica y molar de metanol (A) que se transfiere, en $\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$ y $\text{kmol}/\text{m}^2\text{s}$.
t_D, t'_W, t'_F	temperatura del destilado, fondo y alimentación de la torre de destilación, en $^{\circ}\text{C}$.
t_{L1}, t_{L2}	temperatura del líquido en la base y en el domo de la torre de condensación por contacto directo, respectivamente, en $^{\circ}\text{C}$.
t	temperatura de saturación, en $^{\circ}\text{C}$.
t_0	temperatura de referencia, en $^{\circ}\text{C}$.
t_i	temperatura de interfase, en $^{\circ}\text{C}$.
t_{L1max}	temperatura máxima del líquido en la base de la torre, en $^{\circ}\text{C}$.
t'_V, t_W	temperatura de servicios auxiliares de vapor y agua de enfriamiento, en $^{\circ}\text{C}$.
t_V	temperatura de vapor (destilado o fondo), en $^{\circ}\text{C}$ o $^{\circ}\text{F}$.
T	temperatura absoluta, en K.
T_c	temperatura absoluta crítica, en K.
U_D	coeficiente global de transferencia de calor de diseño, en $\text{BTU}/\text{hpie}^2\text{F}$.
U_C	coeficiente global de transferencia de calor limpio, en $\text{BTU}/\text{hpie}^2\text{F}$.
V', V''	velocidad molar del vapor en la zona de enriquecimiento y en la zona de agotamiento de la torre de destilación, en $\text{kmol}/\text{m}^2\text{h}$.
W'	velocidad molar del fondo de la columna de destilación, en $\text{kmol}/\text{m}^2\text{h}$.
W_L	velocidad másica de la fase líquida para el cálculo de HETP , en lb/spie^2 .
X_A, X_{A1max}	relación mol del metanol en el agua y relación mol máxima del metanol en el agua en la torre de absorción, mol de metanol/mol de agua
x_A^*, x_B^*	fracción mol en el equilibrio del componente A o B de la fase líquida, adimensional.
\bar{Y}_A^0	humedad absoluta del metanol en la saturación, en masa de metanol/masa de CO_2 .
Y_{A0}, Y_{AN}	relación mol del metanol en el inerte gaseoso (CO_2) en la base y en el domo de la torre de absorción, en mol de metanol/mol de CO_2 .

$\bar{Y}_{A1}, \bar{Y}_{A2}, \bar{Y}_{Ai}$	humedad absoluta de metanol en el inerte gaseoso (CO_2) en la base, en el domo y en la interfase de la torre de condensación por contacto directo, en masa de metanol/masa de CO_2 .
y_A^*, y_B^*	fracción mol en el equilibrio del componente A o B de la fase vapor, adimensional.
$Z^{(m)}$	altura de relleno mojado, en m o pie.
z_{AF}, x_{AD}, x_{AW}	fracción mol del componente "A" en la alimentación, en el destilado y en el fondo respectivamente, en mol de A/mol total.
$\bar{\lambda}_{A@to}, \bar{\lambda}_{A@to}$	calor latente del metanol a la temperatura de referencia, en kJ/kg y kJ/kmol respectivamente.
λ_i	relación entre la línea de equilibrio y la línea de operación de la etapa "i", adimensional.
γ_{AB}, γ_{BA}	coeficiente de actividad, adimensional.
ψ, ϕ	parámetros del empaque = 100 y 0.03 para las correlaciones de Bolles-Fair.
T	$1 - T/T_c$, adimensional.
μ	viscosidad dinámica, en kg/ms.
$\bar{\rho}$	densidad, en kg/m^3 o lb/pie^3 .
σ	tensión superficial, en N/m.
ε_{AB}	energía molecular de atracción, en J.
β	parámetro de la retención del líquido en el cálculo del espacio hueco, adimensional.
$\varphi_{L0}, \varphi_{Ls}, \varphi_{Lt}$	retención del líquido de operación, estático y total, en fracción de volumen empacado, adimensional.
$\varepsilon_{L0}, \varepsilon$	espacio hueco ocupado por líquido retenido durante la operación y espacio hueco nominal, adimensional.
ρ, m, n	parámetros para el cálculo de la superficie específica interfacial de la torre de condensación por contacto directo.

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1	Datos de equilibrio (t vs \bar{H}) del sistema líquido (metanol)-gas (metanol-CO ₂), a la presión de 1 atm y temperatura de referencia de -15°C.	11
Tabla 2.2	Propiedades para la transferencia de calor del proceso de deshumidificación.	18
Tabla 2.3	Valores para el cálculo de $Z^{(m)}$ con coeficientes individuales.	24
Tabla 3.1	Altura de empaque para cada etapa teórica en la torre de absorción.	43
Tabla 3.2	Datos de equilibrio líquido-vapor para el sistema de metanol (A)-agua (B) a una presión de 3 atm.	48
Tabla 3.3	Altura de relleno mojado en la zona de rectificación y de agotamiento en la torre de destilación.	56
Tabla 4.1	Relación de los factores para estimar las inversiones iniciales de capital en función de sus componentes.	66
Tabla 4.2	Criterios elegidos para estimar los costos totales del producto.	67
Tabla 4.3	Datos para la estimación de costos de la condensación por contacto directo.	71
Tabla 4.4	Resultados de la Estimación del costo de Inversión de Capital Total de la condensación por contacto directo.	72
Tabla 4.5	Resultados de los costos de producción proforma de la condensación por contacto directo.	73
Tabla 4.6	Resultados del costo de lo vendido proforma de la condensación por contacto directo en la separación del metanol.	73
Tabla 4.7	Resultados del costo total del producto tradicional proforma de la condensación por contacto directo.	74

Tabla 4.8	Resultados del costo total del producto, costos variables y fijos de la condensación por contacto directo.	74
Tabla 4.9	Resultados del estado financiero de utilidades proforma de la condensación por contacto directo.	75
Tabla 4.10	Estado de situación financiera proforma en cinco años de la condensación por contacto directo.	75
Tabla 4.11	Cambios de situación financiera proforma de la condensación por contacto directo.	76
Tabla 4.12	Flujos efectivos netos proforma de la condensación por contacto directo.	76
Tabla 4.13	Principales razones financieras proforma de la condensación por contacto directo.	77
Tabla 4.14	Resultados de rentabilidad de la condensación por contacto directo.	77
Tabla 4.15	Datos para estimar los costos de la absorción-destilación.	80
Tabla 4.16	Resultados de la Estimación del costo de Inversión de Capital Total del proceso de absorción-destilación.	81
Tabla 4.17	Resultados de los costos de producción proforma de la absorción-destilación.	82
Tabla 4.18	Resultados del costo total del producto tradicional proforma de la absorción-destilación.	82
Tabla 4.19	Resultados del estado financiero de utilidades proforma de la absorción-destilación.	83
Tabla 4.20	Flujo efectivo neto proforma de la absorción-destilación.	83
Tabla 4.21	Estado financiero, flujo efectivo neto proforma con ventas netas anuales de 400000 dólares de la absorción-destilación.	84
Tabla 4.22	Resultados de rentabilidad, ventas netas anuales de 400000 dólares de la absorción-destilación.	85
Tabla 4.23	Análisis de la variación del costo total del producto proforma.	86

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1	Esquema de la recuperación de vapor de metanol a partir de una mezcla gaseosa metanol (A) con CO ₂ (S _G) por contacto directo con metanol líquido refrigerado.	4
Figura 2.1	Diagrama de proceso con los datos requeridos para el diseño de la torre de la condensación por contacto directo.	6
Figura 2.2	Diagrama de proceso de la condensación por contacto directo con los resultados del balance de materia y energía.	9
Figura 2.3	Diagrama de equilibrio (t vs \bar{H}) del sistema líquido (metanol)-gas(metanol-CO ₂), a la presión de 1 atm y temperatura de referencia de -15°C.	11
Figura 2.4	Diagrama de saturación y línea de proceso para el sistema líquido (metanol)-gas (mezcla CO ₂ -metanol) a $P_M = 1$ atm y $t_0 = -15$ °C.	12
Figura 2.5	Metodología del cálculo de las unidades de transferencia aplicando coeficientes de transferencia de masa y calor individuales, para sistemas donde el valor de r es diferente a uno.	23
Figura 2.6	Representación gráfica del número de unidades de transferencia de masa y calor del proceso de condensación por contacto directo.	25
Figura 3.1	Esquema del proceso de recuperación de metanol empleando un sistema de absorción-destilación	30
Figura 3.2	Diagrama de proceso de la absorción-destilación con la información global del proceso.	32
Figura 3.3	Diagrama de proceso con los datos requeridos para el diseño de la torre de absorción.	34

Figura 3.4	Diagrama de proceso de la absorción del metanol con los resultados del balance de materia.	42
Figura 3.5	Diagrama del perfil de fracciones mol de la fase gaseosa para cada etapa de la torre de absorción.	44
Figura 3.6	Diagrama con los datos de proceso de la destilación del sistema metanol-agua.	46
Figura 3.7	Diagrama de composición (x_A^* vs y_A^*) para el sistema líquido-vapor (metanol-agua).	49
Figura 3.8	Diagrama de composición contra temperatura (x_A^* , y_A^* vs t (°C)) para el sistema líquido-vapor (metanol-agua).	49
Figura 3.9	Diagrama para el cálculo del reflujo mínimo.	52
Figura 3.10	Diagrama de proceso de la destilación del sistema metanol (A)-agua (B) con los resultados del balance de materia.	53
Figura 3.11	Diagrama Mc Cabe-Thiele para el sistema metanol-agua.	54
Figura 3.12	Diagrama de proceso del hervidor en el fondo de la torre de destilación.	58
Figura 3.13	Diagrama de proceso para el condensador total en la torre de destilación.	60
Figura 3.14	Diagrama de proceso del precalentador de la corriente de alimentación de la torre de destilación.	61
Figura 4.1	Aviso de no rentabilidad de la absorción-destilación.	84

RESUMEN

En el trabajo presente, la separación de la mezcla gaseosa vapor de metanol-dióxido de carbono fue estudiada de acuerdo al caso registrado en el libro “Mass-Operation Transfer”, donde el autor, R. E. Treybal [1] reconoce como “nuevo proceso” a la deshumidificación de esta mezcla, siendo este caso atractivo por ser un enfoque diferente de este proceso. En adición, se propuso resolver el caso anterior empleando la absorción-destilación como segunda opción de separación y posteriormente comparar las dos opciones de separación tanto técnico como económicamente.

En ambos procesos se diseñó el equipo principal con base en,

- (i). Los datos proporcionados del problema 7.11 del libro de Treybal, 1980 [1].
- (ii). La aplicación de la teoría y práctica recibida en las instalaciones de la ESIQIE.
- (iii). La teoría de consulta de diversas fuentes en el diseño y análisis de equipos en los procesos de separación [2], [3].

Posterior al diseño de los equipos de ambas opciones, se empleó los criterios de EVEPI 1.0, un Paquete de Aplicación de Cálculos para la Evaluación Económica de Proyectos de Inversión en Plantas Químicas [4], estimando la Inversión de Capital Total, el Costo Total del Producto Proforma y la Rentabilidad a cinco años en ambos procesos.

Con base en un estudio económico de orden de magnitud [4], se determinó: (i). La Inversión de Capital Total en la condensación por contacto directo fue 16.02 veces más barata que la absorción-destilación, coincidiendo con la premisa de que el costo en la absorción se incrementa por la necesidad de purificar el absorbente [5]. (ii). Los Costos Proforma obtenidos son aproximadamente nueve veces mayores en la absorción-destilación, en un periodo de cinco años. (iii). La rentabilidad de la condensación por contacto directo fue mayor que la obtenida en la absorción-destilación, en un periodo de cinco años.

INTRODUCCIÓN

La separación de los componentes de una mezcla gaseosa a nivel industrial, se lleva a cabo aplicando operaciones como: separación con membranas, adsorción, cromatografía de gases, absorción con y sin reacción química, destilación criogénica, deshumidificación o bien, una combinación de las anteriores. Sustentar la elección de cualquiera de estas opciones se justifica por medio de un estudio técnico-económico.

El objetivo de esta tesis es ampliar a la deshumidificación en la separación de mezclas gas-vapor, resolviendo el caso de la mezcla vapor de metanol-dióxido de carbono registrado en el libro de Treybal, 1980 [1], ya que este proceso suele emplearse en la mezcla vapor de agua-aire [6]. Cabe señalar, que el caso que es presentado se considera extraordinario en los cursos de Procesos de Separación impartidos en ESIQIE.

Además, en la problemática de encontrar procesos económicamente más viables, se tiene conocimiento que la absorción es una técnica poderosa para separar mezclas gaseosas. Sin embargo, es un proceso costoso por la necesidad de purificar el absorbente empleado [5], generando la necesidad de buscar alternativas diferentes que sustituyan a este proceso.

Proponiendo un sistema de absorción-destilación para resolver el caso de Treybal [1], se compara la absorción contra la deshumidificación, condensación por contacto directo, en un estudio económico de orden de magnitud [7], con el fin de reconocer si la condensación por contacto directo puede sustituir a la absorción en la separación de mezclas gas-vapor, contribuyendo este proyecto en la búsqueda de procesos de separación de mezclas gaseosas cada vez más económicos.

CAPÍTULO 1

ESTABLECIMIENTO DE CRITERIOS PARA EL DESARROLLO DEL ESTUDIO

1.1. CONTEXTUALIZACIÓN Y ALCANCES

La separación de mezclas gaseosas se puede llevar a cabo por varias opciones, las cuales se enlista a continuación [8];

- (i). Cromatografía de gases.
- (ii). Separación con membranas.
- (iii). Adsorción.
- (iv). Destilación criogénica.
- (v). Absorción.
- (vi). Deshumidificación (condensación por contacto directo).
- (vii). Una combinación de las anteriores.

Cada una de las opciones de separación presentan características que, en un momento dado, tienen ventajas de una respecto a las otras, por ejemplo: en la separación de aire, los puntos de ebullición normales de O₂ (183 °C) y N₂ (195.8 °C) son lo suficientemente diferentes como para que puedan separarse por destilación, pero se requieren presiones elevadas y temperaturas criogénicas. A tasas de producción moderadas a bajas, generalmente se separan a menor costo por adsorción o permeación de gas a través de una membrana [2]. A continuación, se resume las definiciones de los procesos enlistados.

Cromatografía de gases: En cromatografía, el sorbente puede ser un adsorbente sólido, un absorbente líquido insoluble no volátil contenido en los poros de un soporte sólido granular; o un intercambiador de iones. En cualquier caso, los solutos a separar se mueven a través del separador cromatográfico, con un fluido inerte y eluyente, a

velocidades diferentes debido a las diferentes afinidades de clasificación durante los ciclos repetidos de sorción y desorción [2].

Separación con membranas: La separación con membranas es un proceso de separación que involucra una alimentación que consiste en una mezcla de dos o más componentes que son separados parcialmente por una barrera semipermeable (nombrada membrana) por medio de que unas especies atraviesan la membrana más rápido que otras [2].

Adsorción: En la adsorción, una fase fluida ya sea líquida o gaseosa, se hace circular o fluir por un sólido en el que se difunde la mezcla alimentada, realizando a través de una superficie selectiva hacia la transferencia de masa, la separación de los componentes alimentados [2].

Destilación criogénica: En la destilación, se alimenta una mezcla de dos o más componentes que se separan en dos o más productos, incluyendo, y a menudo limitado a, un destilado superior y un producto de fondo, cuyas composiciones difieren de las de la alimentación [2]. El término criogénico es aplicado a la producción y utilización de temperaturas en el intervalo de aire líquido (-130 °C) [9].

Absorción: La absorción es una operación unitaria de separación difusional gas-líquido que tiene por objeto separar uno o varios componentes de un gas, empleando como agente separante un líquido (operación indirecta), en el que se disuelve(n) selectivamente dicho(s) componente(s) [8].

Deshumidificación: Es una operación relacionada con la transferencia de masa y energía que ocurre cuando un gas se pone en contacto con un líquido puro en el que es esencialmente insoluble, surge como consecuencia la condensación de vapor cuando la mezcla gaseosa caliente se pone en contacto con un líquido frío [10].

Sumado a lo anterior, el objeto de estudio de esta tesis es la mezcla gaseosa vapor de metanol-CO₂ encontrada en el problema 7.11 del libro de Treybal, mismo que se resolvió

aplicando la teoría de transferencia de masa y operaciones de deshumidificación contenida en este libro [1], obteniéndose los resultados reportados por Treybal. En adición, se realizó dos tareas adicionales que fueron:

- (i). Estimar el costo de la operación anterior.
- (ii). Proponer una segunda alternativa, absorción-destilación, misma que se resolvió técnica y económicamente.

La elección de la opción de separación absorción-destilación es justificada al encontrar el caso específico de la absorción del dióxido de carbono en la manufactura del metanol, proceso que emplea una disolución acuosa con monoetanolamina (MEA) como agente absorbente. En dicho proceso, al costo de recuperación de la solución acuosa con MEA, se le atribuye un costo del 70 al 80 % del costo total de operación [5].

De acuerdo a lo descrito en el párrafo anterior, existe la conjetura de que la absorción es un proceso altamente caro y que, en oposición, se presume que la condensación por contacto directo tiene las ventajas siguientes respecto de la absorción:

- (i). Proceso de separación que no requiere una operación posterior para recuperar el disolvente.
- (ii). Menor inversión de capital total inicial.

En adición, la descripción del caso de estudio se presenta a continuación.

1.2. DESCRIPCIÓN DEL CASO

Tomando en cuenta como caso de estudio el problema 7.11 del libro de Treybal, 1980 [1], la descripción es:

“Un nuevo proceso involucra un producto húmedo con metanol y se planea secarlo mediante la vaporización continua del metanol en una corriente de dióxido de carbono caliente (CO_2 en lugar de aire, para evitar una mezcla explosiva). Uno de los esquemas que se considera es el que se presenta en la Figura 1.1.

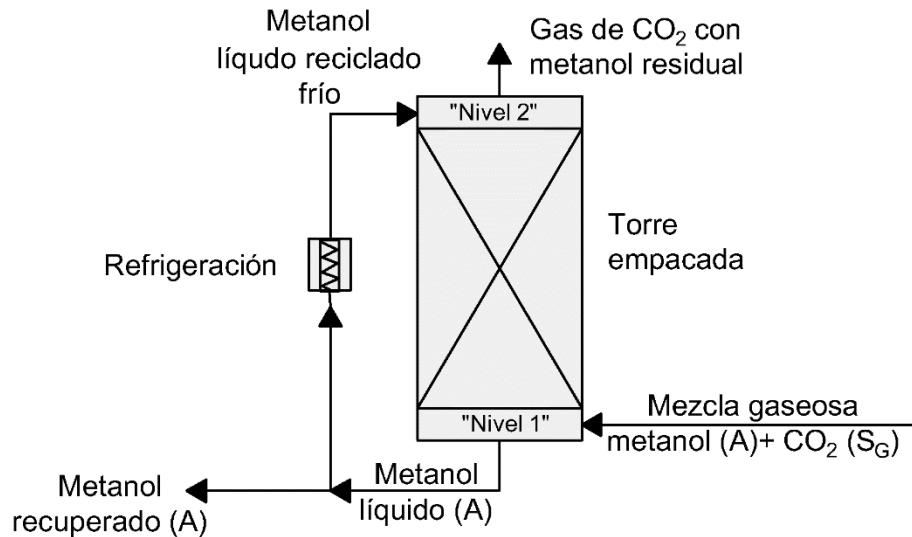


Figura 1.1. Esquema de la recuperación de vapor de metanol a partir de una mezcla gaseosa metanol (A) con CO₂ (S_G) por contacto directo con metanol líquido refrigerado [1].

La torre será empacada con anillos Raschig de cerámica de 25 mm. La mezcla de CO₂-metanol sale del secador a una velocidad másica de 0.70 kg/m²s (516 lb/pie²h) a 1 atm estándar y 80 °C, conteniendo 10% en volumen de vapor de metanol. El metanol líquido refrigerado entrará a la torre a -15 °C a una velocidad másica de 4.75 kg/m²s (3503 lb/pie²h). La concentración del metanol en el efluente gaseoso se reducirá hasta 2.0% en volumen.

(a). Calcular el valor de los coeficientes k'_{ya} , $h_G a$ y $h_L a$ en el domo de la torre. Para este propósito, asumir que el gas sale a -9 °C. La tensión superficial del metanol considerarla como 25 dinas/cm.

Respuesta: $k'_{ya_V} = 0.0617 \text{ kmol/m}^3 \text{ s}$; $h_G a_V = 2126$, $h_L a_V = 32900 \text{ W/m}^3 \text{ K}$.

(b). Calcular la altura de empaque requerida. Tomar la temperatura de referencia (base temperature) para las entalpías como -15 °C, temperatura a la cual el calor latente de evaporación del metanol es de 1197.5 kJ/kg. Considerar $(\bar{c}p_{ALM}) = 2470$, $(\bar{c}p_{AG}) = 1341$, $(\bar{c}p_{SG}) = 846 \text{ J/kgK}$. Para simplificar los cálculos, asumir que el área interfacial, la fracción

hueca, la viscosidad del gas, Sc_G , y Pr_G permanecen constantes. Luego entonces k'_y varia directamente como $(G')/(\bar{G}')^{0.36}$. Puesto que $h_L a_V$ es muy grande, asumir también que $t_i = t_L$. Para los fines de este caso, ignórese cualquier solubilidad del CO_2 en el metanol.

Respuesta: 0.64 m.”

Para fines prácticos, se estableció presentar los cálculos en el Sistema Internacional de acuerdo a lo descrito en la NOM-008-SCFI-2002 [11], considerando presentar los resultados más relevantes en el sistema inglés.

CAPÍTULO 2

DISEÑO BÁSICO DEL EQUIPO PRINCIPAL PARA LA CONDENSACIÓN POR CONTACTO DIRECTO

Congruente a la descripción del caso mostrada en el Capítulo 1, en la Figura 2.1 se registran los valores reportados por Treybal [1] para el diseño de la torre de condensación por contacto directo.

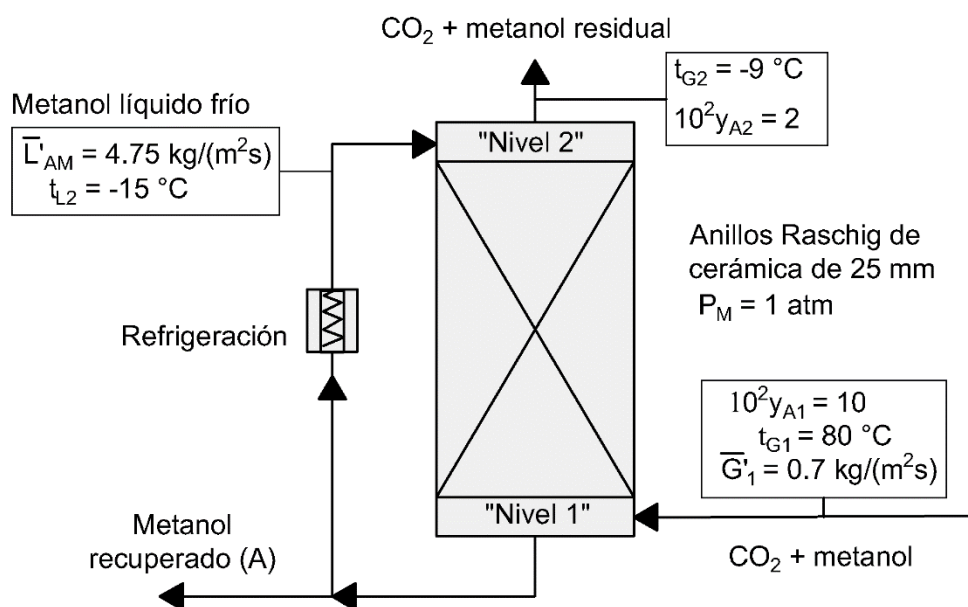


Figura 2.1. Diagrama de proceso con los datos requeridos para el diseño de la torre de la condensación por contacto directo [1].

Con el objetivo de resolver el caso de estudio, congruente a lo descrito por Treybal [1], se presenta el estudio del proceso de condensación por contacto directo.

2.1. DISEÑO DE LA TORRE

2.1.1. Balance de materia y energía

El balance de materia y energía se establece con las ecuaciones (2-1) y (2-2) [10].

◆ Balance de materia

$$\bar{T}'_A = \bar{G}'_S (\bar{Y}_{A1} - \bar{Y}_{A2}) \quad (2-1)$$

◆ Balance de energía

$$Q' = \bar{G}'_S (\bar{H}_{G1} - \bar{H}_{G2}) = \bar{L}'_{AM} \bar{C}p_{ALM} (t_{L1} - t_{L2}) = \bar{L}'_{AM_{\min}} \bar{C}p_{ALM} (t_{L1_{\max}} - t_{L2}) \quad (2-2)$$

donde,

\bar{T}'_A = Velocidad másica que se transfiere de A (metanol), en kg/m²s.

\bar{G}'_S = Velocidad másica del inerte gaseoso (CO₂), en kg de CO₂/m²s.

$\bar{Y}_{A1}, \bar{Y}_{A2}$ = Humedad absoluta del metanol en la base y en el domo respectivamente, en masa de metanol/masa de CO₂.

Q' = Calor que se transfiere por unidad de área transversal, en kJ/m²s.

$\bar{H}_{G1}, \bar{H}_{G2}$ = Entalpías específicas de la mezcla gas-vapor (CO₂-metanol) en la base y en el domo de la torre respectivamente, en kJ/(kg de CO₂).

\bar{L}'_{AM} = Velocidad másica del metanol líquido refrigerado que se alimenta a la torre, en kg/m²s.

$\bar{C}p_{ALM}$ = Capacidad calorífica a presión constante del metanol líquido, en kJ/kg°C.

t_{L1}, t_{L2} = Temperatura del líquido (metanol) en la base y en el domo de la torre respectivamente, en °C.

$\bar{L}'_{AM_{\min}}$ = Velocidad másica mínima del metanol líquido refrigerado, en kg/m²s.

$t_{L1_{\max}}$ = Temperatura máxima del metanol líquido en la base de la torre, en °C.

Para calcular la humedad absoluta del metanol en la base y en el domo de la torre se empleó la siguiente ecuación:

$$\bar{Y}_A = \frac{y_A}{1 - y_A} \left(\frac{PM_A}{PM_{SG}} \right) \quad (2-3)$$

De la Figura 2.1: $y_{A1} = 0.1 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{G}_1}}$, $y_{A2} = 0.02 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{G}_2}}$, con las masas moleculares del metanol y CO_2 ($PM_A = 32.04 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$; $PM_{SG} = 44.01 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$, respectivamente [12]), sustituyendo valores en la ecuación (2-3) se obtuvo $\bar{Y}_{A1} = 0.08089 \frac{\text{kg}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kg}_{\text{CO}_2}}$ en la base y $\bar{Y}_{A2} = 0.01486 \frac{\text{kg}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kg}_{\text{CO}_2}}$ en el domo.

Posteriormente, para calcular la velocidad másica del inerte gaseoso \bar{G}'_S (CO_2), en la base se tiene lo siguiente,

$$\bar{G}'_1 = \bar{G}'_S (1 + \bar{Y}_{A1}) \quad (2-4)$$

Despejando \bar{G}'_S y sustituyendo valores se calculó $\bar{G}'_S = 0.6476 \frac{\text{kg}_{\text{CO}_2}}{\text{m}^2\text{s}}$.

En contraparte, para aplicar el balance de energía se requirió el cálculo de las entalpías específicas de la fase gaseosa (\bar{H}_G) en la base y domo de la torre, cálculo que se obtiene a partir de la ecuación (2-5) [10].

$$\bar{H}_G = (\bar{C}p_{SG} + \bar{C}p_{AG}\bar{Y}_A)(t_G - t_0) + \bar{Y}_A\bar{\lambda}_{A@t_0} \quad (2-5)$$

Donde, los valores de $\bar{C}p_{SG}$, $\bar{C}p_{AG}$ y $\bar{\lambda}_{A@t_0}$ se registraron en la descripción del caso del Capítulo 1.

El cálculo de \bar{H}_{G1} correspondiente a la base de la torre, se obtiene con $t_{G1} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$ y $\bar{Y}_{A1} = 0.08089 \frac{\text{kg}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kg}_{\text{CO}_2}}$ sustituyendo valores en la ecuación (2-5), se calculó $\bar{H}_{G1} = 187.5407 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}_{\text{CO}_2}}$.

En adición, para el cálculo de \bar{H}_{G2} en el domo, con $t_{G2} = -9 \text{ }^\circ\text{C}$ y $\bar{Y}_{A2} = 0.01486 \frac{\text{kg}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kg}_{\text{CO}_2}}$, sustituyendo valores en la ecuación (2-5), se calculó $\bar{H}_{G2} = 22.9904 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}_{\text{CO}_2}}$.

Del balance de energía, ecuación (2-2), se despejó t_{L1} . Sustituyendo valores en esta ecuación se calculó $t_{L1} = -5.9 \text{ }^\circ\text{C}$.

Del balance de materia, ecuación (2-1), se calculó $\bar{T}'_A = 0.04279 \frac{kg_{CH_3OH}}{m^2s}$.

Finalmente, de la ecuación (2-2) se obtuvo Q' .

$$Q' = 4.75 \frac{kg}{m^2s} \left(2470 \frac{J}{kg^\circ C} \right) (-5.9 + 15)^\circ C = 106765 \frac{J}{m^2s} \left(106.765 \frac{kJ}{m^2s} \right)$$

En la Figura 2.2 se registran los resultados obtenidos respecto al balance de materia y energía.

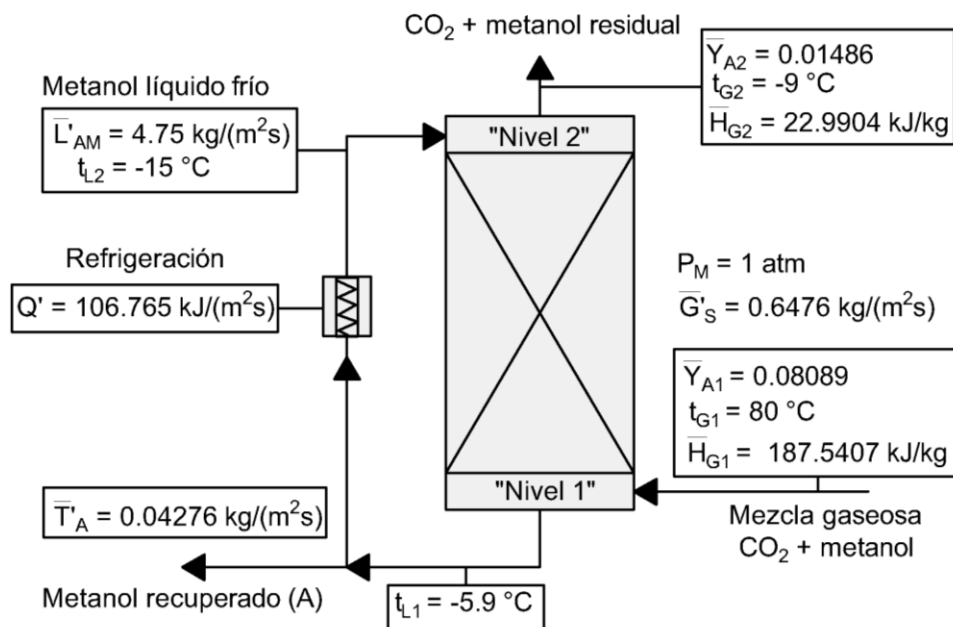


Figura 2.2. Diagrama de proceso de la condensación por contacto directo con los resultados del balance de materia y energía.

2.1.2. Equilibrio termodinámico

Los datos de equilibrio se calcularon con la ecuación de Wagner, ecuación que es aceptable hasta la temperatura de 512.64 K (239.49 °C) [13]. La ecuación del equilibrio líquido-vapor para el metanol se representa en la ecuación (2-6).

$$\ln(P_A^0) = \ln(P_c) + \left(\frac{T_c}{T}\right) (aT + bT^{1.5} + cT^{2.5} + dT^5) \quad (2-6)$$

donde,

P_A^0 = Presión de vapor de saturación del metanol, en bar.

T = Temperatura de saturación, en K.

a, b, c, d = Coeficientes de la ecuación con valores de -8.63571, 1.17982, -2.4790, -1.024 respectivamente para el metanol.

P_c = Presión crítica, en bar (80.92 bar).

T_c = Temperatura crítica, en K (512.64 K).

$T = (1 - T/T_c)$.

Se consideró un intervalo de temperaturas de saturación de -20 °C y tener incrementos de 5 °C de temperatura hasta obtener una temperatura de 30 °C, los valores obtenidos en la ecuación (2-6) se sustituyeron en la ecuación (2-7) [10].

$$\bar{Y}_A^* = \frac{P_A^0}{P_M - P_A^0} \left(\frac{PM_A}{PM_{SG}} \right) \quad (2-7)$$

donde,

\bar{Y}_A^* = Humedad absoluta en la saturación, en kg de metanol/kg de CO₂.

P_M = Presión de operación media = 1 atm (1.01325 bar).

Con las masas moleculares anteriormente registradas, y empleando la ecuación (2-5) para obtener \bar{H}_G^* , se obtuvieron los resultados registrados en la Tabla 2.1.

También, a partir de los resultados de la Tabla 2.1, se realizó el diagrama de equilibrio de este sistema, Figura 2.3, para posteriormente calcular los valores de m_{LS} , y t_{L1max} (pendiente de la curva de equilibrio y temperatura máxima del líquido en la base de la torre, respectivamente).

Tabla 2.1. Datos de equilibrio (t vs \bar{H}) del sistema líquido (metanol)-gas(metanol-CO₂), a la presión de 1 atm y temperatura de referencia de -15°C.

t , en °C	P_A^0 , en bar	\bar{Y}_A^* , en $\left(\frac{m_{CH_3OH}}{m_{CO_2}}\right)$	\bar{H}_G^* , en $\frac{kJ}{kg_{CO_2}}$
-20	0.0102	0.0074	4.5819
-15	0.0148	0.0108	12.933
-10	0.0209	0.0153	22.6543
-5	0.0293	0.0217	34.7367
0	0.0404	0.0302	49.462
5	0.0551	0.0419	68.219
10	0.0742	0.0575	91.9339
15	0.0988	0.0787	122.7894
20	0.1300	0.1072	163.0134
25	0.1694	0.1462	216.7567
30	0.2187	0.2004	290.1421

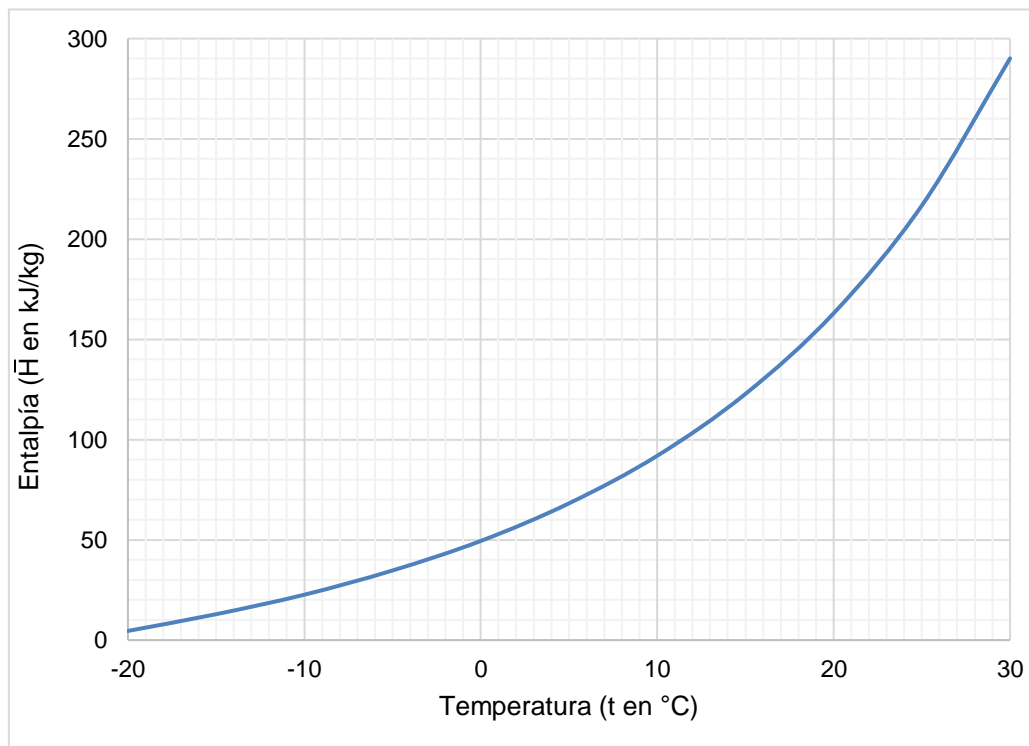


Figura 2.3. Diagrama de equilibrio (t vs \bar{H}) del sistema líquido (metanol)-gas(metanol-CO₂), a la presión de 1 atm y temperatura de referencia de -15°C.

Para calcular m_{LS} se asumió como intervalo de temperatura las temperaturas de líquido desde -15 a -5.9 °C. Posteriormente, se empleó las ecuaciones (2-6), (2-7) y (2-5), obteniéndose $\bar{H}_{@t_{L1}}^* = 32.3765 \frac{kJ}{kg_{CO_2}}$ y $\bar{H}_{@t_{L2}}^* = 12.933 \frac{kJ}{kg_{CO_2}}$.

El cálculo de la pendiente promedio es el siguiente:

$$m_{LS} = \frac{(12.933 - 32.3765)kJ/kg_{CO_2}}{-15 - (-5.9)^\circ C} = 2.1366 \frac{kJ/kg_{CO_2}}{^\circ C}$$

Obteniéndose la Figura 2.4, donde se presentan las líneas de operación y de equilibrio, en un mismo diagrama.

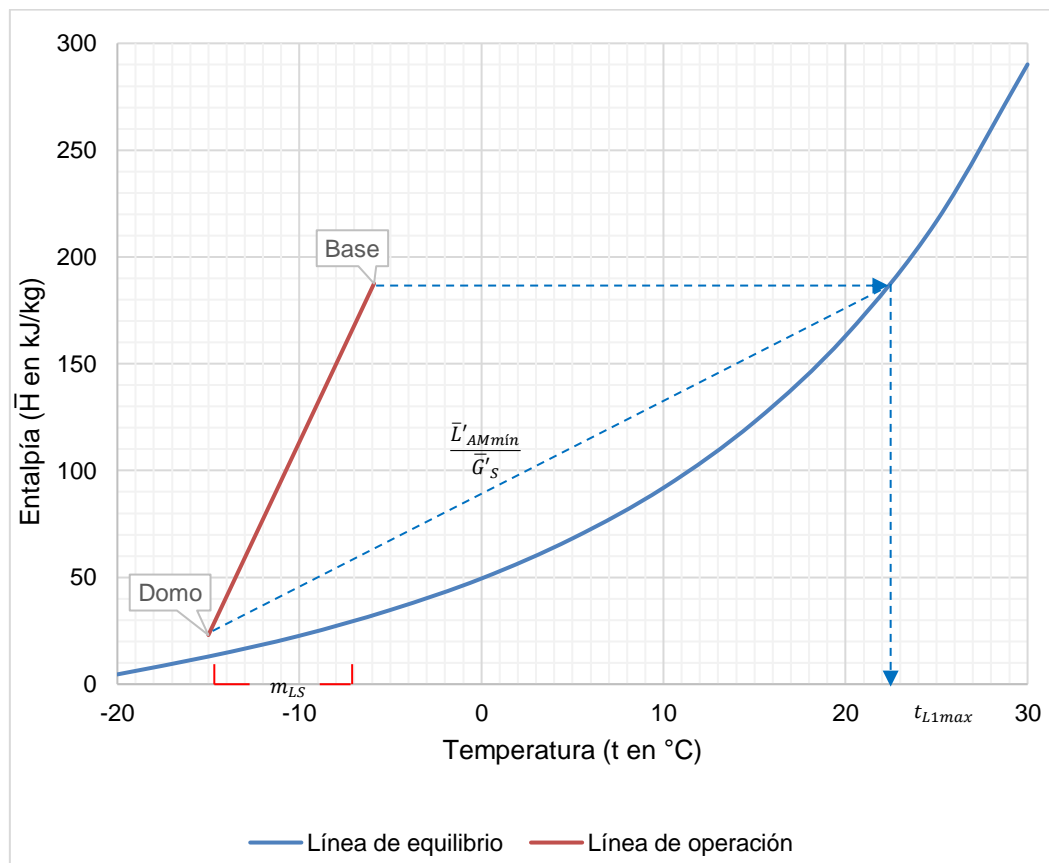


Figura 2.4. Diagrama de saturación y línea de proceso para el sistema líquido (metanol)-gas (mezcla CO₂-metanol) a $P_M = 1$ atm y $t_0 = -15$ °C.

A partir de la Figura 2.4, se hizo un recorrido de izquierda a derecha desde la línea de operación hasta la curva de equilibrio en el punto de la base de la torre, obteniéndose la temperatura máxima de líquido $t_{L1max} = 22.5 \text{ }^\circ\text{C}$.

2.1.3. Cálculo de los coeficientes individuales de transferencia de masa y calor.

Los coeficientes de transferencia de masa y calor de la fase gaseosa y de calor de la fase líquida, todos volumétricos, requeridos para analizar o diseñar torres empacadas se calcularon con las correlaciones de Shulman y colaboradores encontradas en Treybal [1]:

$$j_D = \frac{k'_y (Sc_G)^{\frac{2}{3}}}{(G'_2)} = 1.195 \left(\frac{ds(\bar{G}'_2)}{\mu_G(1 - \varepsilon_{L0})} \right)^{-0.36} \quad (2-8)$$

$$h_G = \frac{j_H \bar{c}_{pG2}(\bar{G}'_2)}{Pr^{\frac{2}{3}}} \quad (2-9)$$

$$Nu = \frac{h_L ds}{k} = 25.1 \left(\frac{ds(\bar{L}'_{AM})}{\mu_L} \right)^{0.45} Pr^{0.5} \quad (2-10)$$

donde,

j_D = Factor de Chilton-Colburn para la transferencia de masa, adimensional.

k'_y = Coeficiente superficial de transferencia de masa de la fase gaseosa, en kmol/sm^2 .

Sc_G = Número de Schmidt de la fase gaseosa, adimensional.

G'_2 = Velocidad molar de la fase gaseosa en el domo de la torre, en kmol/sm^2 .

ds = Diámetro de esfera de una misma superficie que una partícula de empaque, en m.

\bar{G}'_2 = Velocidad másica de la fase gaseosa en el domo de la torre, en kg/sm^2 .

μ_G = Viscosidad dinámica del gas, en kg/ms .

ε_{L0} = Espacio hueco ocupado por líquido retenido durante la operación, adimensional.

h_G = Coeficiente superficial de transferencia de calor de la fase gaseosa, en $\text{kJ}/\text{sm}^2\text{ }^\circ\text{C}$.

j_H = Factor de Chilton-Colburn para la transferencia de calor, adimensional.

\bar{c}_{pG2} = Capacidad calorífica a presión constante de la fase gaseosa en el domo, en $\text{kJ}/\text{kg}^\circ\text{C}$.

Pr = Número de Prandtl, adimensional.

Nu = Número de Nusselt, adimensional.

h_L = Coeficiente superficial de transferencia de calor de la fase líquida, en $\text{kJ}/\text{sm}^2\text{°C}$.

k = Conductividad térmica, en $\text{kJ}/(\text{sm}^2)(\text{°C}/\text{m})$.

μ_L = Viscosidad dinámica de la fase líquida, en kg/ms .

\bar{L}'_{AM} = Velocidad másica del metanol líquido refrigerado promedio, en $\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$.

De antemano, se aclara que para este proceso no se calcula el coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la fase líquida, debido a que en esta fase no ocurre un fenómeno difusional, ya que el vapor que se transfiere de la fase gaseosa a la fase líquida es idéntico, es decir, es un proceso de mezclado de un vapor de metanol a metanol líquido.

También se requirió determinar la superficie específica interfacial, cálculo que se desglosa a continuación junto a la metodología¹ siguiente:

1. Obtención de propiedades físicas y químicas para calcular (k'_y).

Las propiedades físicas y químicas requeridas son las siguientes:

- ◆ Densidad promedio del gas a -9 °C (264.15 K) y 1 atm ($\bar{\rho}_{G@P,t_{G2}}$),
- ◆ Viscosidad del gas a -9 °C (μ_G) = $1.3 \times 10^{-5}\text{ kg}/\text{ms}$ [6].
- ◆ Difusividad del metanol en el CO_2 a -9 °C y 1 atm (D_{AB}).

El cálculo de la densidad del gas se realizó con la ecuación de estado de gases ideales.

$$\bar{\rho}_{G2@P,t_{G2}} = \frac{P(PM_{A2}y_{A2} + PM_{SG}(1 - y_{A2}))}{RT_{G2}} \quad (2-11)$$

Con $R = 0.08205 \frac{\text{atmm}^3}{\text{molK}}$ [6] y sustituyendo valores se calculó $\bar{\rho}_{G2@P,t_{G2}} = 2.0189 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$.

Posteriormente, utilizando la expresión para calcular la difusividad en mezclas de gases no polares o de un gas no polar con uno polar [1];

¹ Treybal, R. E., Mass-Transfer Operations, Third Edition, McGraw-Hill Book Company, USA (1980) p. 203-209.

$$D_{AB} = \frac{10^{-4} (1.084 - 0.249 \sqrt{\frac{1}{PM_A} + \frac{1}{PM_{SG}}}) T^{3/2} \sqrt{\frac{1}{PM_A} + \frac{1}{PM_{SG}}}}{P (r_{AB})^2 f\left(\frac{kT}{\varepsilon_{AB}}\right)} \quad (2-12)$$

donde,

D_{AB} = Coeficiente de difusión, en m^2/s .

P = Presión en la mezcla, en Pa (1 atm= 101325 Pa).

T = Temperatura absoluta de bulbo seco, en K.

r_{AB} = Separación molecular en colisión, $nm = (r_A + r_B) \div 2$.

ε_{AB} = Energía molecular de atracción, = $\sqrt{\varepsilon_A \times \varepsilon_B}$ en J.

$f\left(\frac{kT}{\varepsilon_{AB}}\right)$ = Función de la colisión.

Los datos requeridos son $r_A = 0.3626 \text{ nm}$ y $r_B = 0.3941 \text{ nm}$; $\frac{\varepsilon_A}{k} = 481.8$ y $\frac{\varepsilon_B}{k} = 195.2$ en K [1], obteniéndose $r_{AB} = 0.3793 \text{ nm}$ y $\frac{\varepsilon_{AB}}{k} = 306.6714$ K. En consecuencia, con la temperatura de bulbo seco (264.15 K) se dedujo $\frac{kT}{\varepsilon_{AB}} = 0.8613$ del cual a partir de la Figura 2.5 del libro de Treybal, página 32 [1], se obtuvo $f\left(\frac{kT}{\varepsilon_{AB}}\right) = 0.78$, y sustituyendo valores en la ecuación (2-12) se calculó $D_{AB} = 9.0455 \times 10^{-6} \frac{m^2}{s}$.

Sumado a lo anterior, en el libro de Welty y colaboradores [14], en su Apéndice J, se reporta para este sistema $D_{AB} = 1.05 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s}$ a 298.6 K.

Calculando el número de Schmidt con la siguiente ecuación [1]:

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\bar{\rho}_{G2@P,t_{G2}} D_{AB}} \quad (2-13)$$

donde,

Sc_G = Número de Schmidt de la fase gaseosa, adimensional.

μ_G = Viscosidad dinámica del gas, en kg/ms.

$\bar{\rho}_{G2@P,t_{G2}}$ = Densidad, en kg/m³.

D_{AB} = Coeficiente de difusión, en m²/s.

Al sustituir valores en la ecuación anterior se calculó $Sc_G = 0.712$.

2. Cálculo del espacio hueco ocupado por líquido retenido durante la operación (ε_{L0}).

De la información del empaque, anillos Raschig de cerámica de diámetro nominal de 25 mm, se registra la secuencia de cálculo de la inundación del empaque utilizado, respecto al agua (Tabla 6.5, Treybal [1]);

$$ds = 0.0356 \text{ m}$$

$$\beta = 1.508ds^{0.376} = 1.508 (0.0356)^{0.376} = 0.4303$$

$$\varphi_{LsW} = \frac{2.47 \times 10^{-4}}{0.0356^{1.21}} = 0.01398 \frac{\text{m}^3 \text{ de agua líquida}}{\text{m}^3 \text{ de empaque}}$$

$$\varphi_{Ltw} = \frac{2.09 \times 10^{-6} (737.5 \times 4.75)^{0.4304}}{0.0356^2} = 0.0553 \frac{\text{m}^3 \text{ de agua líquida}}{\text{m}^3 \text{ de empaque}}$$

$$\varphi_{Low} = \varphi_{Ltw} - \varphi_{LsW} = 0.0533 - 0.01398 = 0.04132 \frac{\text{m}^3 \text{ de agua líquida}}{\text{m}^3 \text{ de empaque}}$$

Con una tensión superficial de 0.025 N/m y viscosidad menor a 0.012 kg/ms [1] del metanol líquido, se calculó los parámetros de inundación del empaque respecto al metanol.

$$H = \frac{975.7(4.75)^{0.57}(9.5 \times 10^{-4})^{0.13}}{810.2^{0.84}(2.024(4.75)^{0.043} - 1)} \left(\frac{0.025}{0.073}\right)^{0.1737 - 0.262 \log(4.75)} = 2.9822 \frac{\text{m}^3 \text{ de metanol líquido}}{\text{m}^3 \text{ de agua líquida}}$$

$$\varphi_{L0} = \varphi_{Low} H = 0.04131(2.9822) = 0.123 \frac{\text{m}^3 \text{ de metanol líquido}}{\text{m}^3 \text{ de empaque}}$$

$$\varphi_{Ls} = \frac{0.0486(9.5 \times 10^{-4})^{0.02}(0.025)^{0.99}}{(0.0356)^{1.21}(810.2)^{0.37}} = 0.0052 \frac{\text{m}^3 \text{ de metanol líquido}}{\text{m}^3 \text{ de empaque}}$$

$$\varphi_{Lt} = \varphi_{L0} + \varphi_{Ls} = 0.123 + 0.0052 = 0.1282 \frac{\text{m}^3 \text{ de metanol líquido}}{\text{m}^3 \text{ de empaque}}$$

$$\varepsilon_{L0} = \varepsilon - \varphi_{Lt} = 0.73 - 0.1282 = 0.6018 \frac{m^3 \text{ de metanol líquido}}{m^3 \text{ de empaque}}$$

3. Cálculo de la velocidad másica y velocidad molar del gas en el domo.

Del balance de materia se dedujo;

$$\bar{G}'_2 = \bar{G}'_S(1 + \bar{Y}_{A2}) \quad (2-14)$$

$$G'_2 = \bar{G}'_S \left(\frac{1}{PM_A} + \frac{\bar{Y}_{A2}}{PM_{SG}} \right) \quad (2-15)$$

Sustituyendo valores se obtiene $\bar{G}'_2 = 0.6573 \text{ kg/m}^2\text{s}$ y $G'_2 = 0.01502 \text{ kg/m}^2\text{s}$.

4. Cálculo de la superficie específica interfacial del empaque.

Del tipo de empaque y de las velocidades másicas en el domo se obtuvo lo siguiente (Tabla 6.4, Treybal [1]):

$$\rho = -0.47; \mathbf{m} = 68.2; \mathbf{n} = 0.0389 \bar{L}'_{AM} - 0.0793 = 0.0389(4.75) - 0.0793 = 0.1066$$

$$a_{Aw} = \mathbf{m} \left(808 \frac{(\bar{G}'_2)^{0.5}}{\bar{\rho}_{G@P,t_{G2}}} \right)^{\mathbf{n}} (\bar{L}'_{AM})^{\rho}$$

$$a_V = 0.85 a_{Aw} \left(\frac{\varphi_{Ltw}}{\varphi_{L0w}} \right)$$

Sustituyendo valores se obtuvo $a_{Aw} = 61.6566 \frac{m^2}{m^3}$ y posteriormente $a_V = 67.603 \frac{m^2}{m^3}$.

5. Cálculo del coeficiente de transferencia de masa superficial de la fase gaseosa (k'_y).

Con la ecuación (2-8) y sustituyendo valores, se registran los siguientes resultados:

$$j_D = \frac{k'_y}{(0.0188)} = 0.0577$$

$$k'_y = 0.001085 \frac{kmol}{sm^2}$$

6. Propiedades físicas y químicas para la transferencia de calor.

En la Tabla 2.2 se conjuntan las propiedades de la fase gaseosa y de la fase líquida para calcular los coeficientes volumétricos de transferencia de calor.

Tabla 2.2. Propiedades para la transferencia de calor del proceso de deshumidificación.

Propiedades las fases gaseosa y líquida para la transferencia de calor		
Propiedad	Fase gaseosa	Fase líquida
Capacidad calorífica [1]	866 J/kg°C	2 470 J/kg°C
Viscosidad [6]	1.3x 10 ⁻⁵ kg/ms	9.5x 10 ⁻⁴ kg/ms
Conductividad térmica [15]	0.01436 J/(sm ²) (°C/m)	0.2146 J/(sm ²) (°C/m)

Dada la tabla anterior, se calculó el número de Prandtl [1].

$$Pr = \frac{Cp\mu}{k} \quad (2-16)$$

donde,

Cp = Capacidad calorífica a presión constante, en J/kg°C.

μ = Viscosidad dinámica, en kg/ms.

k = Conductividad térmica, en J/(sm²) (°C/m).

Sustituyendo los datos de la Tabla 2.2 se obtuvo $Pr_G = 0.784$ y $Pr_L = 10.9343$ donde los subíndices "G" y "L" representan la fase gaseosa y líquida.

7. Coeficientes superficiales de transferencia de calor.

Para el coeficiente de transferencia de calor superficial de la fase gaseosa, se empleó la analogía de transferencia de masa y de calor empírica de Chilton-Colburn que se expresa como $j_H = j_D$.

Con base en el párrafo anterior, se sabe que $j_H = 0.0577$, por lo que sustituyendo valores en la ecuación (2-9) se obtuvo $h_G = 38.63 \frac{J}{sm^2\text{°C}}$.

Respecto al cálculo del coeficiente superficial de transferencia de calor de la fase líquida, se aplicó la analogía de la funcionalidad de fenómenos de transferencia de masa y calor por convección forzada en lecho empacado, estableciéndose, específicamente la funcionalidad entre los números de Nusselt (Nu) y de Sherwood (Sh), resultando en la ecuación (2-10) del cual se despejó h_L . Al sustituir valores se obtuvo $h_L = 5151 \frac{J}{sm^2\text{°C}}$. También, se menciona que el número de Sherwood en la fase líquida no aplica por lo discutido con anterioridad (el proceso difusional no ocurre en la fase líquida).

8. Cálculo de los coeficientes de transferencia de masa y calor volumétricos.

El cálculo de los coeficientes volumétricos de transferencia de masa y de calor se obtienen al multiplicar la superficie específica interfacial con los coeficientes superficiales (pasos 4, 5 y 7 de esta metodología), obteniéndose para el domo,

Coficiente de transferencia de masa volumétrico de la fase gaseosa.

$$(k'_y a_V)_2 = 0.001085 \frac{kmol}{m^2 s} \left(67.603 \frac{m^2}{m^3} \right) = 0.07335 \frac{kmol}{m^3 s}$$

Coficiente de transferencia de calor volumétrico de la fase gaseosa.

$$(h_G a_V)_2 = 38.63 \frac{J}{sm^2\text{°C}} \left(67.603 \frac{m^2}{m^3} \right) = 2611 \frac{J}{m^3 s\text{°C}} \left(2.611 \frac{kJ}{m^3 s\text{°C}} \right)$$

Coficiente de transferencia de calor volumétrico de la fase líquida.

$$(h_L a_V)_2 = 5151 \frac{J}{sm^2\text{°C}} \left(67.603 \frac{m^2}{m^3} \right) = 348223 \frac{J}{m^3 s\text{°C}} \left(348.223 \frac{kJ}{m^3 s\text{°C}} \right)$$

9. Coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la fase gaseosa promedio $(\bar{k}_Y a)_M$.

Para calcular $(\bar{k}_Y a_V)_2$ se presenta la ecuación [1];

$$(\bar{k}_Y a_V)_2 = (k'_y a_V)_2 (PM_{SG}) \quad (2-17)$$

Sustituyendo valores se obtuvo $(\bar{k}_Y a_V)_2 = 3.2281 \frac{kg_A}{m^3 s \Delta \bar{Y}_{Aind}}$.

Otro método para realizar la conversión de $(k'_y a)_2$ a $(\bar{k}'_Y a)_2$ es el procedimiento que se establece al emplear las siguientes ecuaciones [8]:

$$(k_y a)_2 = \frac{(k'_y a)_2}{y_{sML}} \quad (2-18)$$

$$y_{sML} = \frac{(1 - y_A) - (1 - y_{Ai})}{\ln\left(\frac{1 - y_A}{1 - y_{Ai}}\right)} \quad (2-19)$$

$$(\bar{k}_Y a)_2 = (PM_A)(k_y a)_2 \frac{y_A - y_{Ai}}{\bar{Y}_A - \bar{Y}_{Ai}} \quad (2-20)$$

Donde se suponen valores en la interfase con el objetivo de obtener un valor aproximado de $(k_y a)_2$.

Para este cálculo la concentración en el domo de la torre es $y_{A2} = 0.02 \frac{kmol_{CH_3OH}}{kg_{G2}}$ ($\bar{Y}_{A2} = 0.01486 \frac{kg_{CH_3OH}}{kg_{CO_2}}$); y para la interfase se asumió los valores de $\bar{Y}_{Ai2} = 0.0108 \frac{kg_{CH_3OH}}{kg_{CO_2}}$ ($y_{Ai2} = 0.01462 \frac{kmol_{CH_3OH}}{kg_{G2}}$), de los cuales obtuvo $y_{sML} = 0.9827$ y posteriormente $(k_y a)_2 = 0.0746 \frac{kmol_A}{sm^3(\Delta y)_{ind}}$ al emplear las ecuaciones (2-19) y (2-18), respectivamente.

Finalmente, con la ecuación (2-20) se obtuvo $(\bar{k}_Y a)_2 = 3.169 \frac{kg_A}{sm^3(\Delta \bar{Y}_A)_{ind}}$, valor que se observa, es muy similar al obtenido con el procedimiento registrado en Treybal [1].

Para el cálculo del coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la fase gaseosa en la base de la torre, se asumió las consideraciones que Treybal registra en su problema 7.11 [1], y dichas consideraciones se encuentran en la descripción del caso del Capítulo 1 del trabajo presente.

Asumiendo que el número de Schmidt, el número de Prandtl, el área interfacial, el espacio hueco ocupado por líquido retenido durante la operación (ε_{L0}) y la viscosidad del gas permanecen constantes, por lo que k'_y varía directamente como $(G')/(\bar{G}')^{0.36}$, se dedujo lo siguiente;

A saber, que los valores Sc_G , μ_G , ε_{L0} y ds permanecen constantes y ya han sido calculados con anterioridad a lo largo de este Capítulo, la ecuación (2-8) se reduce a la expresión;

$$k'_y = 0.06226 \left(\frac{G'}{\bar{G}'^{0.36}} \right) \quad (2-21)$$

Se requiere las velocidades máxicas y molares de la fase gaseosa en la base, deduciéndose $G'_1 = 0.01634 \text{ kmol/m}^2\text{s}$ y $\bar{G}'_1 = 0.7 \text{ kg/m}^2\text{s}$, al emplear las ecuaciones (2-14) y (2-15) con \bar{Y}_{A1} , obteniéndose en la base de la torre el coeficiente de transferencia de masa $(k'_y)_1 = 0.001157 \frac{\text{kmol}}{\text{sm}^2}$ a partir de la ecuación (2-21). Con el valor de $a_V = 67.603 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}$, se calculó el coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la fase gaseosa en la base, obteniéndose el valor de $(k'_y a)_1 = 0.07822 \frac{\text{kmol}}{\text{sm}^3}$.

Para realizar la conversión del coeficiente de transferencia de masa a unidades de gradiente de humedad absoluta, por simplicidad de cálculos, se eligió el procedimiento establecido por Treybal [1], aclarando que se puede utilizar cualquiera de los procedimientos presentados en este trabajo. Al multiplicar $(k'_y a)_1$ por PM_{SG} se obtuvo $(\bar{k}_Y a)_1 = 3.4423 \frac{\text{kg}_A}{\text{sm}^3(\Delta\bar{Y}_A)_{ind}}$. Realizado el promedio de $(\bar{k}_Y a)_1$ y $(\bar{k}_Y a)_2$ se obtiene $(\bar{k}_Y a)_M =$

3.3352 $\frac{kg_A}{sm^3(\Delta\bar{Y}_A)_{ind}}$, valor que se utilizará para realizar el cálculo de la altura de relleno mojado de este proceso y que se muestra a continuación.

2.1.4. Cálculo de la altura de relleno mojado

Antes del cálculo de la altura de relleno húmedo ($Z^{(m)}$) de la torre de condensación por contacto directo, se obtuvo el valor de r a partir de los números de Schmidt y Prandtl de la fase gaseosa, a través de la relación [10];

$$r = \frac{(h_G a)_M}{(\bar{k}_Y a)_M \bar{c}_p H} = \left(\frac{Sc_G}{Pr_G} \right)^{0.567} = 0.9468$$

Como r es diferente de uno, se calculó la altura de relleno húmedo con la ecuación [1],

$$Z^{(m)} = \bar{G}'_S \int_{\bar{H}_{G1}}^{\bar{H}_{G2}} \frac{d\bar{H}_G}{(h_G a)_M (t_G - t_i) + \bar{\lambda}_{A@t_o} (\bar{k}_Y a)_M (\bar{Y}_A - \bar{Y}_{Ai})} \quad (2-22)$$

donde,

$Z^{(m)}$ = Altura de relleno mojado, en m.

t_i = Temperatura de interfase, en °C.

\bar{Y}_{Ai} = Humedad absoluta del metanol en la interfase, en kg de metanol/kg de CO₂.

La secuencia de cálculo para estimar la integral de la ecuación (2-22) se presenta en la Figura 2.5 y los valores obtenidos al aplicar dicha metodología están registrados en la Tabla 2.3, aclarando que para este cálculo se consideró el valor de $(h_G a)_M = (h_G a)_2$ y que no se asumió resistencia de la fase líquida como describe Treybal en su problema 7.11 [1], registrado en la descripción del caso. En adición, se presenta el cálculo de r para cada uno de los valores de la Tabla 2.3 aplicando;

$$r = \frac{(h_G a)_M}{(\bar{k}_Y a)_M \bar{c}_p H} \quad (2-23)$$

Donde $\bar{c}_p H = (\bar{c}_p S + \bar{c}_p A \bar{Y}_A)$

Figura 2.5. Metodología del cálculo de las unidades de transferencia aplicando coeficientes de transferencia de masa y calor individuales, para sistemas donde el valor de r es diferente a uno.

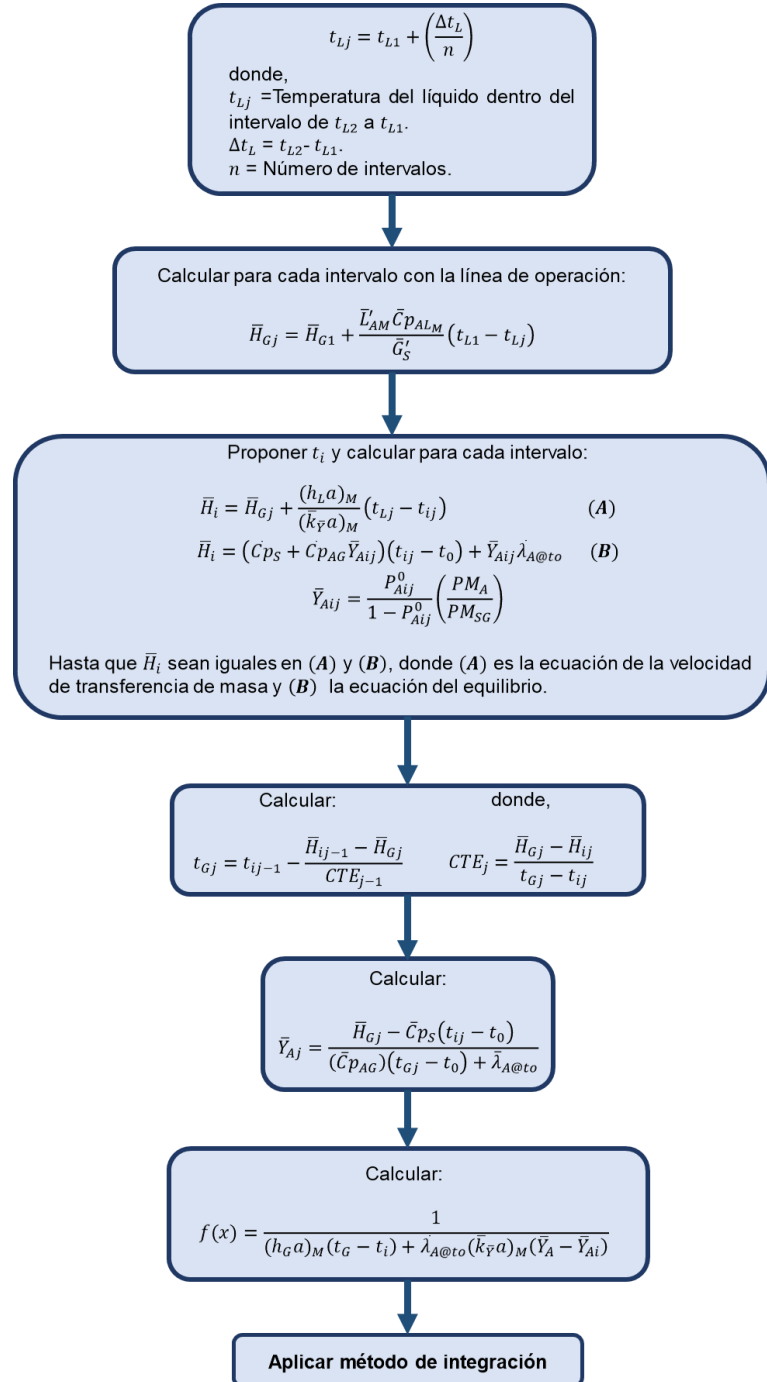


Tabla 2.3. Valores para el cálculo de $Z^{(m)}$ con coeficientes individuales.

$t_L(^{\circ}C)$	$\bar{H}_G \left(\frac{kJ}{kg_{CO_2}} \right)$	$t_i(^{\circ}C)$	$\bar{Y}_{Ai} \left(\frac{m_{CH_3OH}}{m_{CO_2}} \right)$	$t_G(^{\circ}C)$	$\bar{Y}_A \left(\frac{m_{CH_3OH}}{m_{CO_2}} \right)$	r	$f(x) \left(\frac{kJ}{sm^3} \right)^{-1}$
-5.9	187.5407	-4.28	0.0228	80	0.08088996	0.8202	0.00226314
-6.13	183.42694	-4.55	0.0224	78.23	0.07905684	0.8223	0.00226029
-6.36	179.31319	-4.82	0.0219	75.92	0.07760575	0.824	0.00230789
-6.58	175.19943	-5.08	0.0216	73.62	0.07614063	0.8257	0.0023623
-6.81	171.08567	-5.35	0.0212	71.32	0.07466862	0.8274	0.00241701
-7.04	166.97191	-5.61	0.0208	69.02	0.07318969	0.8292	0.00247465
-7.27	162.85816	-5.87	0.0204	66.73	0.07169656	0.8309	0.00253529
-7.49	158.7444	-6.14	0.0201	64.44	0.07019641	0.8327	0.0026017
-7.72	154.63064	-6.4	0.0197	62.15	0.06868917	0.8345	0.00266921
-7.95	150.51688	-6.67	0.0193	59.87	0.06716759	0.8363	0.00274037
-8.18	146.40313	-6.93	0.019	57.59	0.06563882	0.8382	0.00281902
-8.4	142.28937	-7.2	0.0187	55.31	0.06410282	0.84	0.00290235
-8.63	138.17561	-7.46	0.0183	53.04	0.06255231	0.8419	0.00298771
-8.86	134.06185	-7.72	0.018	50.77	0.06099446	0.8438	0.0030823
-9.09	129.9481	-7.95	0.0177	48.5	0.05942922	0.8457	0.00318417
-9.31	125.83434	-8.25	0.0174	46.24	0.05784931	0.8476	0.00329138
-9.54	121.72058	-8.5	0.0171	43.98	0.0562619	0.8496	0.00340792
-9.77	117.60682	-8.78	0.0167	41.72	0.05466693	0.8516	0.00352744
-9.99	113.49307	-9.05	0.0164	39.47	0.05305714	0.8536	0.00366179
-10.22	109.37931	-9.32	0.0161	37.22	0.05143968	0.8556	0.00380722
-10.45	105.26555	-9.58	0.0158	34.97	0.04981451	0.8576	0.00396557
-10.68	101.15179	-9.85	0.0155	32.73	0.04817434	0.8597	0.0041378
-10.91	97.038035	-10.11	0.0152	30.49	0.04652634	0.8618	0.00432674
-11.13	92.924278	-10.37	0.015	28.25	0.04487045	0.8639	0.00454264
-11.36	88.81052	-10.64	0.0147	26.01	0.04320663	0.8661	0.00477223
-11.59	84.696763	-10.91	0.0144	23.77	0.0415348	0.8682	0.00502707
-11.82	80.583005	-11.17	0.0142	21.54	0.0398477	0.8704	0.00532367
-12.04	76.469248	-11.44	0.0139	19.31	0.03815249	0.8726	0.00564492
-12.27	72.35549	-11.7	0.0136	17.08	0.0364491	0.8748	0.00600956
-12.5	68.241733	-11.97	0.0134	14.86	0.03473027	0.8771	0.00644147
-12.73	64.127975	-12.23	0.0131	12.63	0.03301036	0.8794	0.00692379
-12.95	60.014218	-12.5	0.0129	10.41	0.03127488	0.8817	0.0075072
-13.18	55.90046	-12.75	0.0126	8.19	0.029531	0.884	0.00817694
-13.41	51.786703	-13.03	0.0124	5.97	0.02777864	0.8863	0.00900659
-13.64	47.672945	-13.3	0.0122	3.75	0.02601775	0.8887	0.01002966
-13.86	43.559188	-13.56	0.0119	1.53	0.02424827	0.8911	0.0112717
-14.09	39.44543	-13.83	0.0117	-0.68	0.02246292	0.8936	0.01293314
-14.32	35.331673	-14.09	0.0115	-2.89	0.02066886	0.896	0.01518309
-14.55	31.217915	-14.36	0.0113	-5.11	0.01887321	0.8985	0.01838289
-14.77	27.104158	-14.63	0.011	-7.33	0.01706871	0.901	0.02309569
-15	22.9904	-14.9	0.0108	-9.54	0.0152481	0.9035	0.03148593

Sumado a lo anterior, se adiciona la Figura 2.6 que es representativa del comportamiento de la ecuación (2-22) respecto a la entalpía específica de la fase gaseosa.

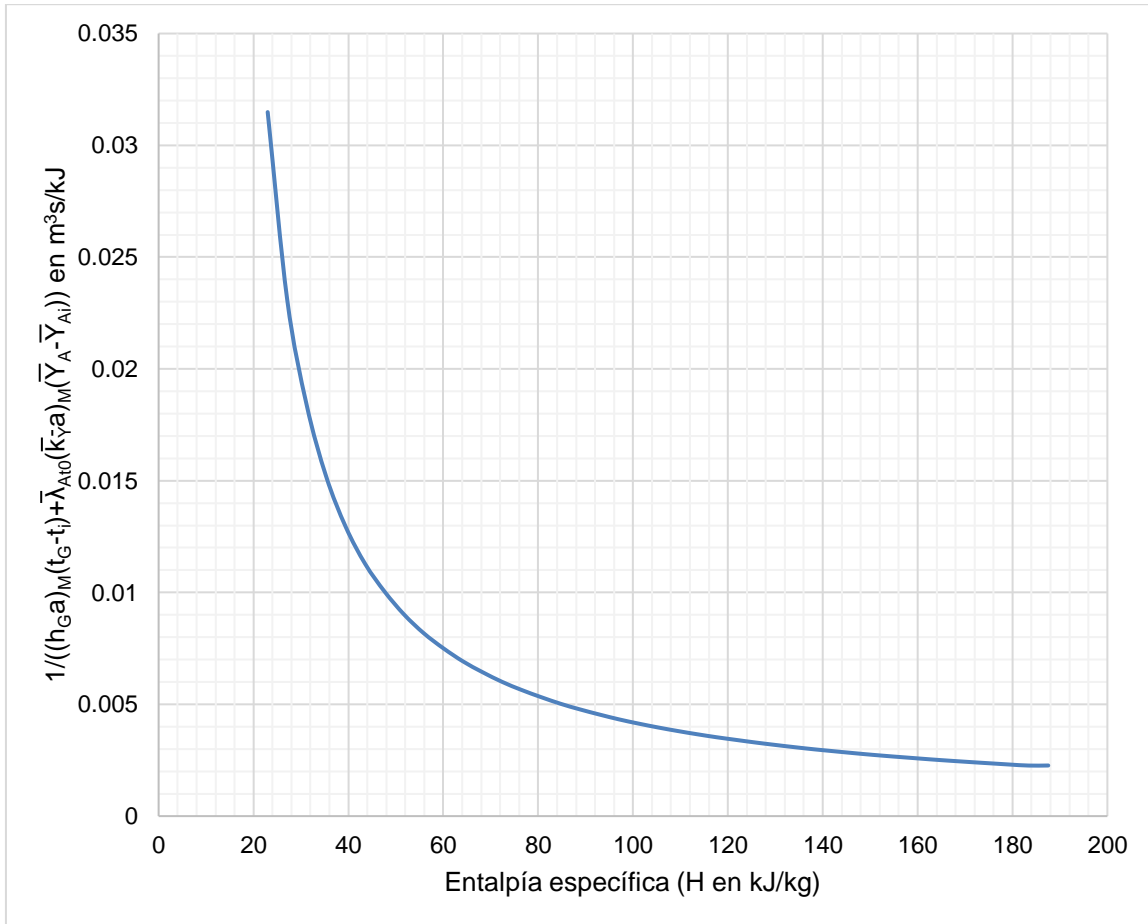


Figura 2.6. Representación gráfica del número de unidades de transferencia de masa y calor del proceso de condensación por contacto directo.

El cálculo de las unidades de transferencia de masa y calor se obtiene con el área bajo la curva de la Figura 2.6, que se determinó aplicando el método de integración de Simpson compuesto, descrito con la siguiente ecuación [16]:

$$I \approx \frac{h}{3} \left[f(x_0) + 4 \sum_{\substack{i=1 \\ \Delta i=2}}^{n-1} f(x_i) + 2 \sum_{\substack{i=2 \\ \Delta i=2}}^{n-2} f(x_i) + f(x_n) \right] \quad (2-24)$$

Que para el caso de estudio se identificó;

$$n = 40$$

$$h = (\bar{H}_{G1} - \bar{H}_{G2})/n$$

$$f(x) = \frac{1}{(h_G a)_M (t_G - t_i) + \bar{\lambda}_{A@t_0} (\bar{k}_Y a)_M (\bar{Y}_A - \bar{Y}_{Ai})}$$

El área bajo la curva de la Figura 2.6 obtenida con la ecuación (2-24) fue de $1.0024 \text{ m}^3 \text{ s/kg}$. Multiplicando este valor por \bar{G}'_S , se calculó $Z^{(m)} = 0.65 \text{ m}$ (2.1 pie).

En adición, se presenta otra ecuación empleada para el cálculo de la altura de empaque, donde se asumió que en el intervalo de operación de la torre la curva de saturación es casi una línea recta y también que el valor de $r \approx 1$ [10].

$$Z^{(m)} = \frac{\bar{G}'_S}{(\bar{K}_Y a)_M} \frac{(\bar{H}_{G1} - \bar{H}_{G2})}{(\Delta \bar{H})_{ML}} \quad (2-25)$$

donde,

$(\bar{K}_Y a)_M$ = Coeficiente de transferencia simultánea de masa y calor volumétrico global promedio, en $\text{kg}_A / \text{m}^3 \text{ s}$ $(\Delta \bar{Y}_A)_{\text{glob}}$.

$(\Delta \bar{H})_{ML}$ = Promedio logarítmico del gradiente de entalpías entre la base y el domo de la torre, en kJ/kg de $\text{CO}_2 = \frac{(\bar{H}_{G1} - \bar{H}^*_{@t_{L1}}) - (\bar{H}_{G2} - \bar{H}^*_{@t_{L2}})}{\ln \frac{\bar{H}_{G1} - \bar{H}^*_{@t_{L1}}}{\bar{H}_{G2} - \bar{H}^*_{@t_{L2}}}}$.

Con las temperaturas de líquido se tiene,

$$\bar{H}^*_{@t_{L1}} = 32.3765 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}_{\text{CO}_2}}, \quad \bar{H}^*_{@t_{L2}} = 12.933 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}_{\text{CO}_2}}$$

Con los valores de las entalpías de la fase gaseosa obtenidos en el balance de energía, el promedio logarítmico que se calculó es $(\Delta \bar{H})_{ML} = 53.0327 \text{ kJ/kg}$ de CO_2 .

En adición, el cálculo de $(\bar{K}_Y a)_M$ se establece con la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{(\bar{K}_Y a)_M} = \frac{1}{(\bar{k}_Y a)_M} + \frac{m_{LS}}{(h_L a)_M} \quad (2-26)$$

Sustituyendo valores en la ecuación (2-26), se obtuvo el coeficiente global volumétrico igual a $(\bar{K}_Y a)_M = 3.2682 \frac{kg_A}{sm^3(\Delta Y_A)_{glob}}$. Finalmente, para este método, sustituyendo valores en la ecuación (2-25), la altura de relleno mojado calculada fue de 0.65 m (2.1 pie). Corroborando este valor, se calculó la altura de esta torre empleando el método de integración de Simpson compuesto, ecuación (2-24), con el coeficiente simultáneo de transferencia de masa y calor volumétrico global. El resultado obtenido fue de 0.65 m, validando el uso de la ecuación (2-25).

Sin embargo, en un análisis entre las ecuaciones (2-22) y (2-25), se observa que no existe un por ciento de diferencia entre las ecuaciones (2-22) y (2-25) y respecto al valor reportado en Treybal [1], la diferencia es de 1.56 %.

Se resalta que en el resultado de Treybal [1], se asume que las temperaturas de la interfase y del líquido sean iguales, esto por el valor tan alto que tiene el coeficiente superficial de transferencia de calor de la fase líquida, consideración que no se aplicó en el cálculo de la altura rellena con la ecuación (2-22). Por tal motivo se considera correcto el valor obtenido con la ecuación (2-22) al existir una diferencia muy pequeña entre estos valores.

Queda aclarar que el resultado obtenido en la ecuación (2-22), 0.65 m, se utilizará para los cálculos posteriores, como en el estudio económico de esta alternativa, debido a que se obtuvo al utilizar el método más preciso.

2.1.5. Cálculo del diámetro

El cálculo del diámetro es indispensable para estimar el costo de la torre empacada. Sin embargo, el caso proporciona la velocidad másica de la fase gaseosa y no se cuenta con

los valores requeridos para realizar dicho cálculo. Por tal motivo, se propuso un área transversal de 1 m², por lo que el diámetro del equipo sería de 1.13 m (3.7 pie). A partir de esto, se aclara que los resultados que se obtuvieron están por cada metro cuadrado de área transversal de este equipo.

2.2. OTROS CÁLCULOS

Los cálculos adicionales para estimar el costo del equipo principal y un análisis de los criterios de Treybal [1] para plantear el proceso de deshumidificación son;

- ◆ Volumen de empaque.
- ◆ Toneladas de refrigeración.
- ◆ Análisis de los valores del caso.

2.2.1. Volumen de empaque

El volumen de empaque, dada la ecuación (2-27) se calcula de la siguiente forma:

$$Volumen = S Z^{(m)} \quad (2-27)$$

donde,

S = Área transversal de la torre, en m² = 1 m².

$Z^{(m)}$ = Altura de relleno mojado, en m = 0.65 m.

Sustituyendo valores, el volumen de empaque fue de 0.65 m³ (23 pie³).

2.2.2. Calor de refrigeración

De acuerdo a lo establecido en Garret, 1989 [7], una tonelada de refrigeración es igual a 12000 BTU/h, y con el calor obtenido en la ecuación (2-2), las toneladas de refrigeración son 30.36 por m² de sección transversal de la torre.

2.2.3. Análisis de los valores del caso

En el caso se analizaron los siguientes conceptos.

- ◆ Por ciento de metanol recuperado.
- ◆ Cantidad de líquido alimentado respecto al líquido mínimo.

El por ciento de metanol recuperado se calcula con la expresión,

$$\left(\frac{\bar{T}'_A}{\bar{G}'_{A1}}\right) 10^2 = \left(1 - \frac{\bar{Y}_{A2}}{\bar{Y}_{A1}}\right) 10^2 \quad (2-28)$$

De la Figura 2.2, se tiene los valores del balance de materia y sustituyéndolos en la ecuación (2-28), se obtiene que el por ciento de metanol recuperado es de 81.63 %. En adición, el cálculo de la cantidad de líquido alimentado respecto al líquido mínimo, se calcula con la ecuación (2-29).

$$\frac{\bar{L}_{AM}}{\bar{L}_{AMmin}} = \frac{t_{L1max} - t_{L2}}{t_{L1} - t_{L2}} \quad (2-29)$$

De los valores de la Figura 2.2 y del análisis presentado en el subapartado 2.1.2., se tiene $t_{L1max} = 22.5 \text{ }^\circ\text{C}$. Por lo tanto, la relación $\frac{\bar{L}_{AM}}{\bar{L}_{AMmin}} = 4.12$ dada la expresión (2-29).

El valor anterior se considera alto, dado que, al revisar las referencias respecto a este tema, se observa que, por ejemplo, en el sistema vapor agua-aire, su valor de diseño varía de 1.75 a 2.5 [6], resaltando que el sistema vapor de agua-aire es el único sistema que se encontró en bibliografía.

CAPÍTULO 3

DISEÑO BÁSICO DEL EQUIPO PRINCIPAL PARA LA ABSORCIÓN-DESTILACIÓN

En el Capítulo 2 se estudió el proceso de condensación por contacto directo como la primera opción en la separación de la mezcla registrada en Treybal [1]. Sin embargo, se consideró adecuado proponer una segunda alternativa de separación, un sistema de absorción-destilación, cuyo diagrama de proceso se presenta en la Figura 3.1.

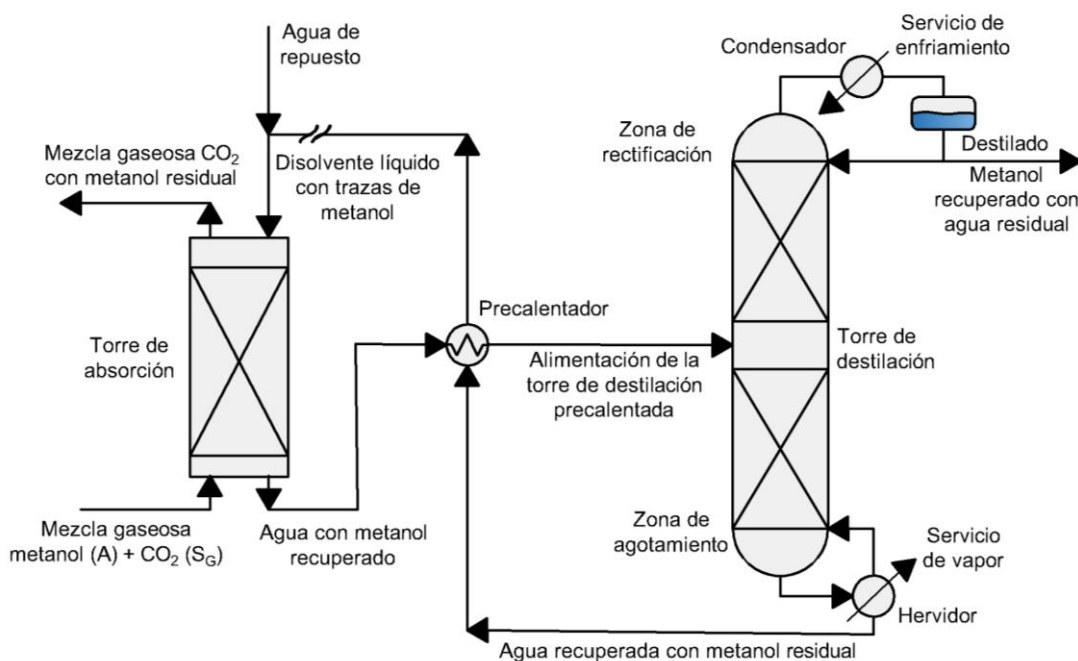


Figura 3.1. Esquema del proceso de recuperación de metanol empleando un sistema de absorción-destilación.

En este proceso la corriente gaseosa rica de metanol se alimenta a una torre de absorción, cuya separación del metanol se logra al emplear un disolvente líquido (agua), obteniéndose una mezcla de agua con metanol. Al ser la absorción un proceso de

separación indirecto [8] se propuso purificar el metanol y recuperar el disolvente líquido empleando la destilación.

Debido a que la purificación no se logra al 100 %, se repone el agua pura que se pierde en el destilado, justo antes de reciclar el agua obtenida en los fondos de la torre de destilación a la torre de absorción.

Sumado a lo anterior, se propuso emplear un precalentador para reutilizar el calor de los fondos de la torre de destilación y calentar la alimentación de la torre de destilación. Se asumió para el diseño, que el calor remanente de los fondos de destilación se elimina, de tal forma que al mezclarse con el agua de repuesto no hay cambio de temperatura.

En adición, este proceso se encontró en la separación de vapor de metanol mezclado con aire del medio ambiente. Este proceso lo ofrece una consultora en separaciones térmicas como servicio para recuperar metanol en una planta de producción de biodiésel [17].

En esta opción de separación, los equipos principales pueden ser diseñados como torres empacadas o de platos. Se eligió que ambos procesos sean empacados, considerando que se comparará con su análoga, la condensación por contacto directo, tanto técnico como económicamente. Sin embargo, tanto la torre de absorción como la torre de destilación se diseñaron por etapas, calculando el número de etapas teóricas o etapas de equilibrio (N), provocando que en el cálculo de la altura de relleno húmedo se empleara teoría asociada con la velocidad de transferencia de masa, denominada como altura de empaque equivalente a un plato o etapa teórica ($HETP$), que resulta de la interpretación dada por Chilton y Colburn del cálculo de la altura de relleno necesaria para la transferencia de masa en un determinado proceso, con una interpretación pragmática que se hizo con una torre de platos, que no tiene sustento teórico, resumiéndose en la siguiente ecuación [2];

$$Z^{(m)} = (H_{OG})(N_{OG}) = (HETP)(N)$$

Siendo $(HETP)(N)$ la interpretación obtenida por Chilton y Colburn que se empleará en los próximos subapartados. A continuación, se describe el balance de materia general del proceso de absorción-destilación, que proporciona la información básica para el diseño de los equipos principales de separación.

3.1. BALANCE DE MATERIA GENERAL DEL PROCESO

La información previa con la que se cuenta para el diseño de este proceso, es consecuente de la reinterpretación de los datos proporcionados del problema 7.11 del libro de Treybal [1]. Lo relacionado al balance de materia se registra en la Figura 3.2.

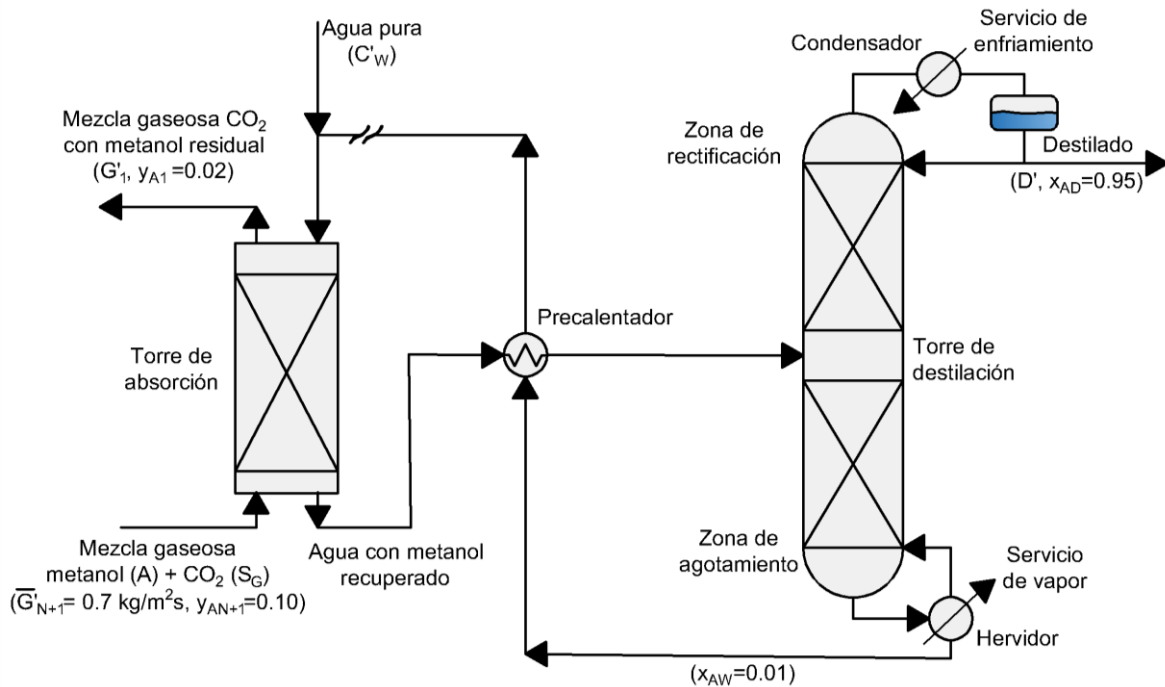


Figura 3.2. Diagrama de proceso de la absorción-destilación con la información global del proceso.

Con los datos que se registran en la Figura 3.2, el balance de materia propuesto es,

Balance de materia global.

$$G'_{N+1} + C'_w = G'_1 + D' \quad (3-1)$$

Balance de materia por componente.

$$C'_W = (1 - x_{AD})D', \text{ para el agua.} \quad (3-2)$$

$$(1 - y_{AN+1})G'_{N+1} = (1 - y_{A1})G'_1, \text{ para el dióxido de carbono.} \quad (3-3)$$

donde,

G'_{N+1}, G'_1 = Velocidades molares de la fase gaseosa en la torre de absorción, en kmol/m²s.

C'_W = Velocidad molar de agua pura que se tiene que reponer, en kmol/m²s.

D' = Velocidad molar del destilado, en kmol/m²h.

x_{AD}, y_{AN+1}, y_{A1} = Fracciones molares, en moles de metanol por moles totales.

La base de cálculo es $\bar{G}'_{N+1} = 0.70$ kg/m²s, para cambiar de velocidad másica a molar se empleó la ecuación (3-4).

$$G'_{N+1}(1 - y_{AN+1}) = \frac{\bar{G}'_{N+1}(1 - y_{AN+1})}{(y_{AN+1}(PM_A) + (1 - y_{AN+1})PM_{SG})} \quad (3-4)$$

A saber, que PM_A y PM_{SG} son 32.04 y 44.01 kg/kmol, y sustituyendo valores se obtuvo

$$G'_{N+1} = 0.01635 \frac{\text{kmol}G'_{N+1}}{\text{m}^2\text{s}}.$$

Resolviendo simultáneamente las ecuaciones (3-1), (3-2) y (3-3) se calculó $C'_W = 0.00007, G'_1 = 0.015, D' = 0.0014$ kmol/m²s.

3.2. DISEÑO DE LA TORRE DE ABSORCIÓN ADIABÁTICA

En la torre de absorción como disolvente líquido se alimenta agua pura de repuesto y agua obtenida de los fondos de la torre de destilación. No obstante, considerando que la corriente de agua pura que se repone es casi cero ($C'_W = 0.00007$ kmol/m²s), se asumió que la principal fuente de disolvente líquido es el agua de los fondos, por lo que la fracción mol de los fondos de la torre de destilación permanece constante ($x_{AW} \approx 0.01$) y es la concentración de metanol que se alimenta del agua a la torre de absorción.

En la Figura 3.3 se presenta un esquema general con los datos para el estudio de la torre de absorción adiabática, destacando que el uso del agua como disolvente es congruente a lo registrado en el artículo de Hegely, 2017 [18], mientras la presión de operación, la relación del disolvente líquido respecto al mínimo y el método de estudio del equilibrio se obtuvieron en Seader, 2011 [2].

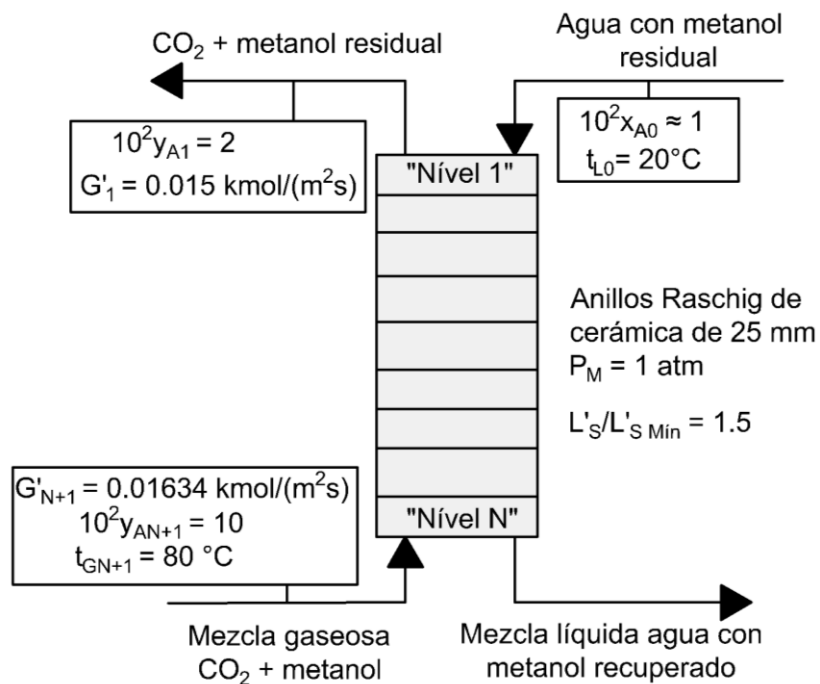


Figura 3.3. Diagrama de proceso con los datos requeridos para el diseño de la torre de absorción.

De acuerdo al problema 7.11 del libro de Treybal [1], la mezcla gaseosa a separar se encuentra a una temperatura de 80°C y al no considerar un intercambiador de calor que enfríe dicha corriente, esta se alimenta a la temperatura anteriormente mencionada. Por otra parte, se alimenta agua a 20°C y debido a la diferencia de temperaturas entre las corrientes alimentadas, resulta una absorción adiabática, problema que se resuelve por etapas según Treybal [1].

Antes de iniciar el cálculo del balance de materia y energía, primero se analizó los efectos de la temperatura en la torre de absorción, donde se observó que en la base de la torre se

encuentra la mayor temperatura de equilibrio en la torre. Tomando en cuenta, que a temperaturas altas el equilibrio desfavorece el proceso de absorción [8], se eligió calcular la velocidad molar del disolvente líquido en este punto de la torre y mantenerlo constante a lo largo de la torre de absorción.

3.2.1. Balance de materia y energía

El balance de materia y energía para este equipo sigue las ecuaciones (3-5) y (3-6).

◆ Balance de materia [8]

$$T'_A = G'_S(Y_{AN+1} - Y_{A1}) = L'_S(X_{AN} - X_{A0}) = L'_{S_{min}}(X_{ANmax} - X_{A0}) \quad (3-5)$$

◆ Balance de energía [1]

$$G'_{N+1}H_{GN+1} + L'_0H_{L0} = L'_N H_{LN} + G'_1 H_{G1} + Q'_T \quad (3-6)$$

donde,

T'_A = Velocidad de metanol (A) que se transfiere, en kmol de metanol/m²s.

Y_{AN+1}, Y_{A1} = Relación mol del metanol en el inerte gaseoso (CO₂) en la base y en el domo de la torre respectivamente, en mol de metanol/mol de CO₂.

G'_S = Velocidad molar del inerte gaseoso (CO₂), en kmol de CO₂/m²s.

L'_S = Velocidad molar del disolvente líquido (agua), en kmol de agua/m²s.

X_{AN}, X_{A0} = Relación mol de metanol en el disolvente líquido (agua) en la base y en el domo de la torre respectivamente, en mol de metanol/ mol de agua.

$L'_{S_{min}}$ = Velocidad molar mínima del disolvente líquido en kmol de agua/m²s.

X_{ANmax} = Relación mol máxima del metanol en el agua, en mol de metanol/mol de agua.

H_{GN+1}, H_{G1} = Entalpías específicas molares de la mezcla gas-vapor (CO₂-metanol) en la base y en el domo de la torre respectivamente, en kJ/kmol de mezcla gaseosa.

H_{LN}, H_{L0} = Entalpías específicas molares de la mezcla líquida (agua-metanol) en la base y en el domo de la torre respectivamente, en kJ/kmol de solución líquida.

G'_{N+1}, L'_N = Velocidades molares totales de la fase gaseosa y líquida en la base, en kmol/m²s.
 G'_1, L'_0 = Velocidades molares totales de la fase gaseosa y líquida en el domo, en kmol/m²s.
 Q'_T = Velocidad de calor removido, en kJ/m²s, que para el caso de estudio este valor se asumió igual a cero, al ser una operación adiabática.

La solución del problema se encuentra hasta cumplir los siguientes criterios:

- ◆ y_{A1} obtenida, menor o igual a la concentración objetivo ($y_{A1} \leq 0.02$).
- ◆ La temperatura de la fase gaseosa en el domo debe ser igual en el balance de energía del equipo como la obtenida realizando balances de energía etapa por etapa.

El cálculo de las relaciones mol se realizó con la ecuación [8];

$$Y_A = \frac{y_A}{1 - y_A}; X_A = \frac{x_A}{1 - x_A} \quad (3-7)$$

De los datos de la Figura 3.3, los valores se sustituyen en las ecuaciones (3-7), obteniéndose $Y_{AN+1} = 0.1111$, $Y_{A1} = 0.02041 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{CO}_2}}$, y $X_{A0} = 0.0101 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{H}_2\text{O}}}$.

Posteriormente, se calculó el valor de G'_S con la ecuación (3-8), que si se cambia los símbolos G por L y y_A por x_A es también válida para la fase líquida.

$$G'_S = G'_{N+1}(1 - y_{AN+1}) \quad (3-8)$$

Sustituyendo valores en la ecuación (3-8), se calculó $G'_S = 0.01471 \frac{\text{kmol}_{\text{CO}_2}}{\text{m}^2\text{s}}$.

Al ser una operación adiabática y al no existir una temperatura media para calcular el equilibrio como sucede en la absorción isotérmica, se propuso una temperatura de equilibrio de 53.965 °C en la etapa N para calcular la velocidad molar de disolvente líquido. Esta elección se realizó para que el equipo tenga suficiente disolvente líquido en cada etapa que lo constituya.

El cálculo del equilibrio del sistema está representado por la ley de Raoult modificada que se expresa en la ecuación (3-9).

$$y_A^* = \left(\frac{P_A^0 \gamma_{AB}}{P_M} \right) x_A^* \quad (3-9)$$

donde,

y_A^* = Fracción mol en el equilibrio del metanol de la fase gaseosa.

P_A^0 = Presión de vapor de saturación del metanol, en atm.

γ_{AB} = Coeficiente de actividad metanol-agua, que de acuerdo a la ecuación de Margules en condiciones diluidas tiene un valor de 2.2085 [6].

P_M = Presión de operación media = 1 atm.

Para calcular el equilibrio del metanol puro, se empleó la ecuación de Antoine, que es válida en un intervalo de 15 a 84 °C [6].

$$\log_{10}(P_A^0 \text{ en mm de Hg}) = 8.08097 - \frac{1582.271}{t(^{\circ}\text{C}) + 239.726} \quad (3-10)$$

donde,

P_A^0 y t son la presión y temperatura de saturación del líquido del metanol, respectivamente.

Empleando la ecuación de Antoine, la presión de saturación (P_A^0) es de 493.67 mm de Hg (0.6496 atm) [6] a 53.965 °C, obteniéndose $y_A^* = 1.4345x_A^*$ a partir de la ecuación (3-9). Posteriormente, se sustituyó $y_{A_{N+1}}$, registrada en la Figura 3.3, en la expresión de equilibrio de esta etapa, obteniéndose $x_{AN}^* = 0.0697 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{LN}}}$ ($X_{ANmax} = 0.07493 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{H}_2\text{O}}}$); y de la ecuación (3-5), con $(L'_S/L'_{Smin}) = 1.5$ se obtuvo $X_{AN} = 0.05332 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{H}_2\text{O}}}$ ($x_{AN} = 0.05062 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{LN}}}$) y posteriormente $L'_S = 0.03086 \frac{\text{kmol}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{m}^2\text{s}}$. Aclarando que el disolvente líquido obtenido permanecerá constante en todas las etapas del equilibrio.

Sumado a lo anterior, a partir de la ecuación (3-8) se dedujo que $L'_0 = L'_S(1 + X_{A0}) = 0.03117 \frac{\text{kmol}_{L0}}{\text{m}^2\text{s}}$, y con los valores de X_{AN} y L'_S , se calculó $L'_N = 0.03251 \frac{\text{kmol}_{LN}}{\text{m}^2\text{s}}$.

Posteriormente, se realizó un balance de energía en el equipo, conforme a la ecuación (3-6), donde el cálculo de las entalpías se obtuvo con las ecuaciones (3-11) y (3-12) [1];

◆ Fase gaseosa

$$H_G = (Cp_{SG}(1 - y_A) + y_A Cp_{AG})(t_G - t_0) + y_A \lambda_{A@t_0} \quad (3-11)$$

◆ Fase líquida

$$H_L = (Cp_{SL}(1 - x_A) + Cp_{AL}x_A)(t_L - t_0) + \Delta H_S \quad (3-12)$$

donde,

Cp_{SG} = Capacidad calorífica molar a presión constante del inerte gaseoso, dióxido de carbono = 37.23 kJ/kmol°C.

Cp_{AG} = Capacidad calorífica molar a presión constante del metanol en la fase gaseosa = 42.966 kJ/kmol°C.

$\lambda_{A@t_0}$ = Calor latente molar del metanol a la temperatura de referencia = 38368 kJ/kmol.

Cp_{SL} = Capacidad calorífica molar a presión constante del disolvente líquido, agua = 75.404 kJ/kmol°C [6].

Cp_{AL} = Capacidad calorífica a presión constante molar del metanol en la fase líquida = 79.139 kJ/kmol°C.

t_0 = Temperatura de referencia = -15 °C.

ΔH_S = Calor de solución, en kJ/kmol de solución, que por simplicidad de cálculos se asumió igual a cero.

Para la fase gaseosa, con $t_{GN+1} = 80$ °C, $y_{AN+1} = 0.10 \frac{\text{kmol}_{CH_3OH}}{\text{kmol}_{GN+1}}$ y la ecuación (3-11) se obtuvo $H_{GN+1} = 7428.142 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}_{GN+1}}$.

En adición, para la fase líquida, en la base de la torre con $t_{LN} = 53.965 \text{ }^\circ\text{C}$ y $x_{AN} = 0.05062 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{LN}}$ y la ecuación (3-12), se calculó $H_{LN} = 5213.28 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}_{LN}}$. Para el domo, con $t_{L0} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ y $x_{A0} = 0.01 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{LN}}$, se obtuvo $H_{L0} = 2640.45 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}_{LN}}$.

Realizando un balance de energía conforme a la ecuación (3-6), sabiendo que G_{N+1} y G_{N+1} fueron calculados en el balance de materia general del proceso, se obtuvo $H_{G1} = 2280.61 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}_{G1}}$ del cual se calculó $t_{G1} = 25.52 \text{ }^\circ\text{C}$ empleando la ecuación (3-11). A partir de esto, se realizaron balances de materia y energía etapa por etapa, hasta obtener los criterios establecidos al inicio del balance de materia y energía, estableciendo como segundo criterio que la temperatura de la fase gaseosa en el domo sea de $25.52 \text{ }^\circ\text{C}$.

Iniciando en la etapa N ;

Con $x_{AN} = 0.05062 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{LN}}$ y sustituyendo este valor en $y_A^* = 1.4345x_A^*$ se calculó $y_{AN}^* = 0.07262 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{GN}}$ ($Y_{AN}^* = 0.07831 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{CO}_2}}$) y realizando un balance de materia en el plato conforme a la expresión;

$$G'_S(Y_{AN+1} - Y_{AN}) = L'_S(X_{AN} - X_{AN-1}) \quad (3-13)$$

Se calculó $X_{AN-1} = 0.03769$ ($x_{AN-1} = 0.03632$).

El balance de energía para la etapa N , se realizó conforme a la expresión;

$$G'_{N+1}H_{GN+1} + L'_{N-1}H_{LN-1} = L'_N H_{LN} + G'_N H_{GN} \quad (3-14)$$

Del balance de materia del equipo se tiene $G'_{N+1} = 0.01634 \frac{\text{kmol}_{GN+1}}{\text{sm}^2}$ y $L'_N = 0.03251 \frac{\text{kmol}_{LN}}{\text{sm}^2}$, por lo que se procedió a calcular con $y_{AN}^* = 0.06818 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{GN}}$, $x_{AN-1} = 0.02692 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{LN-1}}$ y las velocidades molares del inerte gaseoso y disolvente líquido, $G'_N = 0.01586 \frac{\text{kmol}_{GN}}{\text{sm}^2}$ y $L'_{N-1} = 0.03202 \frac{\text{kmol}_{LN-1}}{\text{sm}^2}$, empleando la ecuación (3-8).

Posteriormente, con H_{GN+1} y H_{LN} previamente calculados en el balance de energía del equipo, se procedió a calcular H_{GN} reconociendo que teóricamente $t_{LN} = t_{GN}$, sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación (3-11) se obtuvo $H_{GN} = 5382.56 \frac{kJ}{kmol_{GN}}$. Finalmente, al realizar el balance de energía del plato N , se calculó $H_{LN-1} = 4166.88 \frac{kJ}{kmol_{LN-1}}$ y aplicando la ecuación (3-12), se calculó $t_{LN-1} = 40.16 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Respecto a la etapa N , se terminó el balance de materia y energía. Sin embargo, aún no se cumple con la concentración objetivo (y_{A1}), por lo que se realizó un balance de materia y energía adicional para la etapa $N - 1$, obteniéndose lo siguiente;

Con $t_{LN-1} = 40.16 \text{ } ^\circ\text{C}$, siendo la temperatura del líquido en la salida de la etapa $N - 1$, se calculó la presión de saturación del metanol a $40.16 \text{ } ^\circ\text{C}$ (P_A^0) con la ecuación (3-10), obteniéndose 267.73 mm de Hg (0.3523 atm). Al realizar la operación $\left(\frac{P_A^0 y_{AB}}{P_M}\right)$, se calculó $\left(\frac{P_A^0 y_{AB}}{P_M}\right) = 0.7781$, siendo la expresión de equilibrio, ecuación (3-9), para esta etapa $y_A^* = 0.7781 x_A^*$.

Al sustituir $x_{AN-1} = 0.03632 \frac{kmol_{CH_3OH}}{kmol_{LN-1}}$ en la expresión de equilibrio, se obtuvo $y_{AN-1}^* = 0.02826 \frac{kmol_{CH_3OH}}{kmol_{GN-1}}$, valor que se observa aún superior a la concentración objetivo., por lo que se realizará más cálculos etapa por etapa. Realizando un balance de materia para la etapa $N - 1$, se tiene la ecuación,

$$G'_S(Y_{AN} - Y_{AN-1}) = L'_S(X_{AN-1} - X_{AN-2}) \quad (3-15)$$

Sustituyendo valores, se calculó $X_{AN-2} = 0.01423$.

El balance de energía es,

$$G'_N H_{GN} + L'_{N-2} H_{LN-2} = L'_{N-1} H_{LN-1} + G'_{N-1} H_{GN-1} \quad (3-16)$$

Los valores de G'_N y L'_{N-1} ya fueron calculados en la etapa N . En adición, con $y_{AN-1}^* = 0.02826 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{GN-1}}}$ y $x_{AN-2} = 0.01403 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{LN-2}}}$, similarmente a la etapa N se obtuvo $G'_{N-1} = 0.01586 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{GN-1}}}$ y $L'_{N-2} = 0.0313 \frac{\text{kmol}_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\text{kmol}_{\text{LN-2}}}$, respectivamente.

Con H_{GN} y H_{LN-1} previamente calculados, en el balance de energía de la etapa N , se procedió a calcular H_{GN-1} , retomando que $t_{LN-1} = t_{GN-1}$, sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación (3-11) se obtuvo $H_{GN-1} = 3146.95 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}_{\text{GN-1}}}$. El balance de energía de la etapa $N - 1$, permitió calcular $H_{LN-2} = 3057.72 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}_{\text{LN-2}}}$, que empleando este valor en la ecuación (3-12) se obtuvo $t_{LN-2} = 25.52 \text{ }^\circ\text{C}$.

Como se observa en los cálculos referentes a la etapa $N - 1$, aún no se obtiene la concentración objetivo $y_{A1} = 0.02$. Por lo tanto, el procedimiento de cálculo etapa por etapa se repetirá hasta obtener dichas condiciones.

La solución para este caso de estudio, se obtuvo en la etapa $N - 2$, donde se registra $t_{G1} = t_{GN-2} = 25.52 \text{ }^\circ\text{C}$ y $y_{AN-2} = 0.005323$, observándose que se cumple con la concentración objetivo $y_{AN-2} \leq (y_{A1} = 0.02)$.

Para la etapa $N - 2$ se destaca que el equilibrio sigue la pendiente $\left(\frac{P_A^0 y_{AB}}{P_M}\right) = 0.3793$, siendo la expresión de equilibrio de esta etapa $y_A^* = 0.3793 x_A^*$.

Por otro lado, el número de etapas de equilibrio o teóricas se dedujo con los subíndices de $y_{AN-2} = y_{A1}$; despejando se obtiene $N = 3$ etapas de equilibrio.

Finalmente, para el cálculo de la altura de relleno húmedo del equipo de absorción adiabática, en la Figura 3.4 se registra un diagrama completo con los resultados obtenidos del balance de materia y las temperaturas correspondientes a cada una de las corrientes. Se menciona con antelación que para calcular la altura de empaque del equipo también se requiere las pendientes de equilibrio de cada etapa reportadas a lo largo de este apartado.

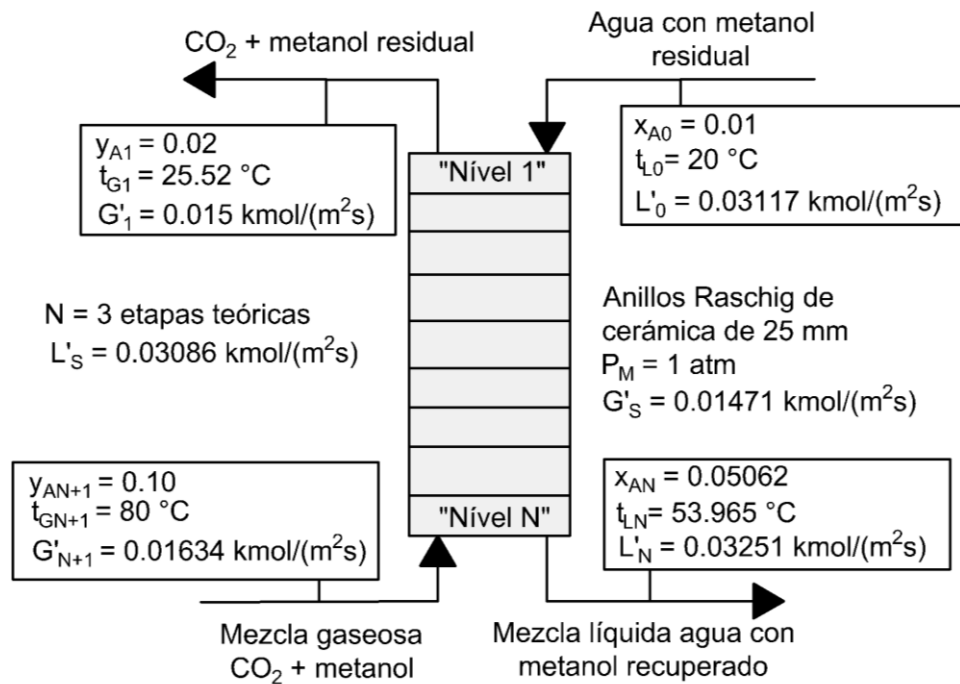


Figura 3.4. Diagrama de proceso de la absorción del metanol con los resultados del balance de materia.

3.2.2. Cálculo de la altura de relleno húmedo

El algoritmo que se eligió para calcular la altura de relleno húmedo corresponde a la interpretación de Chilton y Colburn de la altura equivalente de empaque para cada plato **HETP**, que para torres de absorción la altura de relleno húmedo del equipo se calcula con la ecuación $Z^{(m)} = (\text{HETP})(N)$ [3]. Sin embargo, la deducción de esta ecuación considera que la torre de absorción sea isotérmica y la torre que se diseñó es adiabática, por lo que se propuso sumar los valores de **HETP** para cada etapa N , de acuerdo al procedimiento empleado para torres de destilación registrado en Seader [2].

Para simplificar cálculos, de acuerdo a lo registrado en Wankat, cuando se emplea “anillos de 25 mm de diámetro hechos de cerámica” se tiene una altura total de una transferencia de masa global de un gas por etapa (H_{OG}) aproximada de 2 pie (0.61 m) en la absorción con agua [3], por lo que se empleó las siguientes ecuaciones;

$$Z^{(m)} = \sum_{i=1}^N HETP_i \quad (3-17)$$

$$HETP_i = \frac{H_{OG} \ln(\lambda_i)}{\lambda_i - 1} \quad (3-18)$$

$$\lambda_i = m_i \left(\frac{G'_i}{L'_i} \right) = \frac{m_i}{A} \quad (3-19)$$

donde,

$Z^{(m)}$ = Altura de relleno mojado, en pie o m.

$HETP_i$ = Altura equivalente de empaque para cada plato teórico, en pie o m.

H_{OG} = Altura de una unidad de transferencia de masa global en unidades de fase gaseosa, en pie.

λ_i = Relación entre la línea de equilibrio y la línea de operación, adimensional.

m_i = Pendiente promedio de la línea de equilibrio en la etapa "i".

G'_i y L'_i = Velocidades molares de la fase gaseosa o fase líquida o gastos molares, en kmol/m²s o kmol/s.

A = Factor de absorción, adimensional.

En la tabla 3.1 se tiene la información empleada para calcular la altura equivalente de empaque para cada plato teórico, obtenida del balance de materia y energía del equipo, y los valores obtenidos al emplear las ecuaciones (3-18) y (3-19).

Tabla 3.1. Altura de empaque para cada etapa teórica en la torre de absorción.

Torre de absorción						
Etapa N	m	t_N , en °C	G' , en $\frac{kmol}{m^2s}$	L' , en $\frac{kmol}{m^2s}$	$\lambda = m(G/L)$	$HETP$, en m
1	1.4345	53.965	0.01634	0.03251	0.721	0.71
2	0.7781	40.16	0.01586	0.03202	0.385	0.95
3	0.3793	25.52	0.015	0.03117	0.183	1.27

Como ejemplo, para la etapa $N = 1$ se tiene $m_N = 1.4345$, $G'_{N+1} = 0.01634$ y $L'_N = 0.03251$ kmol/m²s, sustituyendo valores en la ecuación (3-19) se calculó $\lambda_1=0.721$. En consecuencia, sustituyendo este valor en (3-18) se obtuvo $HETP_1= 2.33$ pie (0.71 m).

Como se observa en la Tabla 3.1, los valores de **HETP** varían para cada una de las etapas de equilibrio, por lo que se considera correcto sumarlos.

Sin embargo, analizando la fracción mol de la fase gaseosa que se logra empleando toda la etapa tres ($y_{AN-2} = 0.005323$) a la concentración objetivo ($y_{A1} = 0.02$) se reconoce una variación tan alta que se consideró que se debía calcular la fracción de la etapa de equilibrio tres que se requiere para realizar la operación hasta $y_{A1} = 0.02$, y adicionar únicamente la fracción de la altura equivalente de un plato teórico de esta etapa.

Para lograr el objetivo planteado en el párrafo anterior, se dispuso a realizar un diagrama de concentraciones como describe Treybal en su página 297 [1], siendo la Figura 3.5 un perfil de concentraciones de la fase gaseosa a lo largo de la torre de absorción.

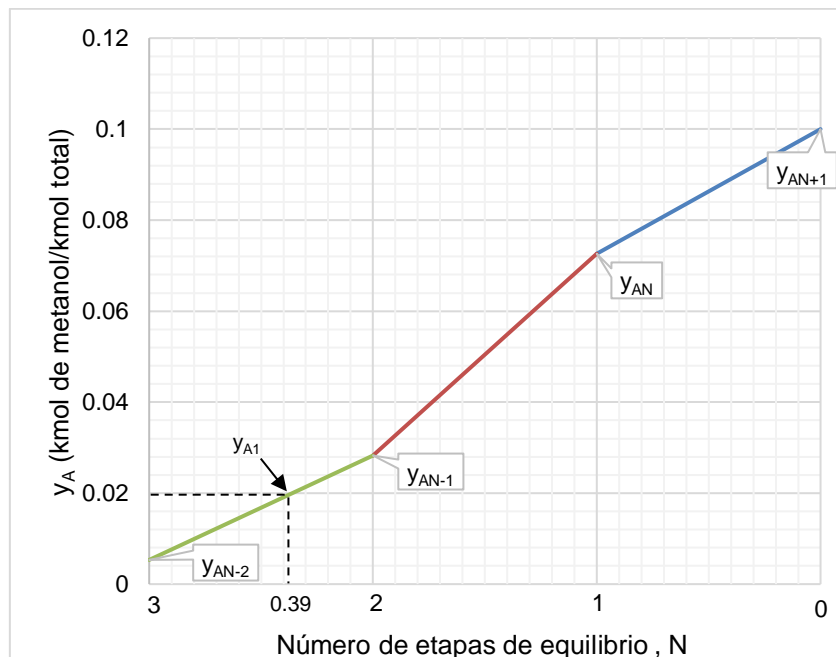


Figura 3.5. Diagrama del perfil de fracciones mol de la fase gaseosa para cada etapa de la torre de absorción.

De la Figura 3.5 se tiene que la fracción de la etapa tres es 0.39, por lo que multiplicando este valor por 1.27 m, valor obtenido de la Tabla 3.1, se tiene que $HETP_3 = 0.50$ m.

Dada la ecuación (3-17), sumando $HETP_1$, $HETP_2$ de la Tabla 3.1 y el valor de $HETP_3$ calculado en el párrafo anterior, se obtiene como resultado $Z^{(m)} = 2.16$ m (7.09 pie).

3.2.3. Cálculo del diámetro

Análogamente al equipo de condensación por contacto directo, no se cuenta con suficiente información para calcular el diámetro, al tener exclusivamente información de la velocidad másica, eligiéndose un área de 1 m² para obtener costos por metro cuadrado de sección transversal. En la necesidad de calcular un diámetro para estimar el costo del equipo, se calculó un diámetro de 1.13 m (3.7 pie).

3.3. DISEÑO DE LA TORRE DE DESTILACIÓN

En el balance de materia de la torre de absorción, se obtuvo la velocidad molar y la fracción mol de la corriente líquida de agua con metanol que entra a la torre de destilación. Además, de acuerdo al balance general del proceso de absorción-destilación se cuenta el valor de la velocidad molar del destilado; por lo que cualquiera de estos valores puede utilizarse para realizar un balance de materia.

Para este equipo se optó por utilizar el valor de la velocidad molar de la alimentación de la torre de destilación como base de cálculo, calcular nuevamente la velocidad molar del destilado y corroborar el valor obtenido por el balance de materia general del proceso.

En adición, la temperatura de la corriente de alimentación de la torre de destilación es un valor que se desconoce, pero de acuerdo a las Figuras 3.1 y 3.2, existe un intercambiador de calor que precalienta dicha corriente empleando el calor de los fondos, por lo que se asumió que la corriente de alimentación se encontrará 10 °C por debajo de la temperatura de los fondos, con el objetivo de tener un gradiente de temperatura que permita el diseño del precalentador.

En la Figura 3.6 se propone un esquema del proceso de la destilación con los datos para el diseño de la torre de destilación, los cuales fueron tomados de Seader, 2011 [2], los correspondientes a la presión de operación ($P_M = 3 \text{ atm}$) y la relación con el reflujo mínimo ($R/R_{\text{mín}} = 1.31$). Los valores correspondientes a la fracción mol del destilado y del fondo de la torre son valores propuestos previamente para el diseño de este proceso.

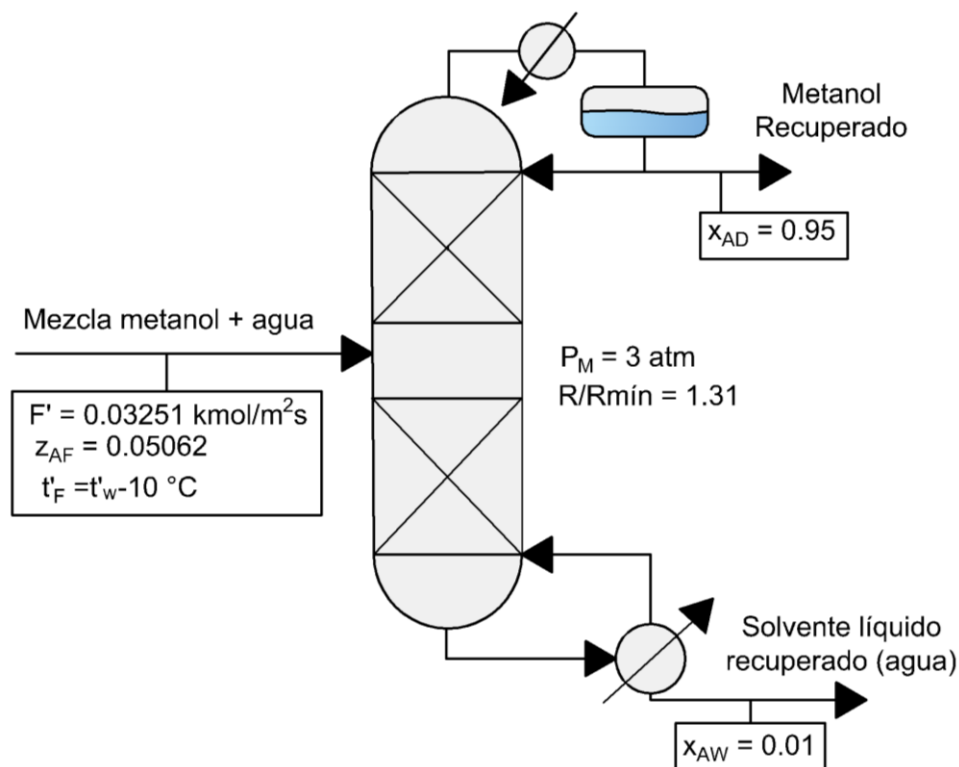


Figura 3.6. Diagrama con los datos de proceso de la destilación del sistema metanol-agua.

En adición, para realizar el balance de materia en las zonas de rectificación y agotamiento, el balance de energía del equipo y calcular el número de etapas teóricas, fue necesario estudiar previamente el equilibrio líquido-vapor del sistema metanol-agua, el cual se presenta a continuación.

3.3.1. Equilibrio termodinámico líquido-vapor del sistema metanol-agua

El sistema metanol (A)-agua (B) es un equilibrio líquido-vapor que se representa adecuadamente con la ley de Raoult modificada [19], expresada en la ecuación (3-20).

$$P_M y_A^* = P_A^0 \gamma_{AB} x_A^*; \quad P_M y_B^* = P_B^0 \gamma_{BA} x_B^* \quad (3-20)$$

donde,

y_A^*, y_B^* = Fracción mol en el equilibrio del componente A o B en la fase vapor.

P_A^0, P_B^0 = Presión de vapor de saturación del componente A o B, en bar.

γ_{AB}, γ_{BA} = Coeficiente de actividad.

P_M = Presión media de operación = 3 atm (3.03975 bar).

x_A^*, x_B^* = Fracción mol en el equilibrio del componente A o B en la fase líquida.

Para calcular el coeficiente de actividad se eligió a ecuación de Margules, que se presenta a continuación, y requiere los valores A_{12} y A_{21} iguales a 0.7923 y 0.5424, respectivamente.

$$\ln \gamma_{AB} = [A_{12} + 2(A_{21} - A_{12})x_A^*](x_B^*)^2 \quad (3-21)$$

$$\ln \gamma_{BA} = [A_{21} + 2(A_{12} - A_{21})x_B^*](x_A^*)^2 \quad (3-22)$$

En adición, el cálculo de P_A^0 y P_B^0 se obtuvo con la ecuación de Wagner que es válida hasta la temperatura crítica de cada sustancia. Las ecuaciones son las siguientes [13]:

Para el metanol.

$$\ln(P_A^0) = \ln(Pc) + \left(\frac{Tc}{T}\right) (aT + bT^{1.5} + cT^{2.5} + dT^5) \quad (3-23)$$

Para el agua.

$$\ln(P_B^0) = \ln(Pc) + \left(\frac{Tc}{T}\right) (aT + bT^{1.5} + cT^3 + dT^6) \quad (3-24)$$

donde,

P_A^0, P_B^0 = Presión de saturación del metanol y el agua, en bar.

T = Temperatura de saturación, en K.

a, b, c, d = Coeficientes de la ecuación con valores de -8.63571, 1.17982, -2.4790, -1.024 para el metanol y -7.7724, 1.4568, -2.71942, -1.41336 para el agua.

P_c = Presión crítica, en bar (80.92 bar para el metanol y 220.55 bar para el agua).

T_c = Temperatura crítica, en K (512.64 K para el metanol y 647.3 K para el agua).

$T = (1 - T/T_c)$.

Con ayuda de una hoja de cálculo en la Tabla 3.2 se registran los resultados del equilibrio a la presión de tres atmósferas; mismos que se grafican en la Figura 3.7 los valores correspondientes de la fracción mol del metanol de la fase líquida contra la fase vapor y en la Figura 3.8 la fracción mol del metanol en la fase líquida y en la fase vapor contra la temperatura de saturación.

Tabla 3.2. Datos de equilibrio líquido-vapor para el sistema de metanol (A)-agua (B) a una presión de 3 atm.

x_A^*	x_B^*	γ_{AB}	γ_{BA}	t, en °C	P_A^0 , en bar	P_B^0 , en bar	y_A^*	y_B^*
0	1	2.2085	1	134.114	9.367	3.04	0	1
0.05	0.95	1.9989	1.0025	126.155	7.584	2.396	0.2494	0.7506
0.1	0.9	1.8247	1.01	120.814	6.547	2.03	0.393	0.607
0.15	0.85	1.6795	1.022	116.97	5.874	1.796	0.4868	0.5132
0.2	0.8	1.5579	1.0384	114.055	5.401	1.633	0.5536	0.4464
0.25	0.75	1.456	1.059	111.745	5.049	1.513	0.6046	0.3954
0.3	0.7	1.3703	1.0836	109.849	4.773	1.42	0.6455	0.3545
0.35	0.65	1.2984	1.112	108.24	4.549	1.345	0.6801	0.3199
0.4	0.6	1.2381	1.1442	106.83	4.36	1.282	0.7103	0.2897
0.45	0.55	1.1876	1.18	105.57	4.197	1.228	0.7379	0.2621
0.5	0.5	1.1455	1.2191	104.42	4.052	1.18	0.7635	0.2365
0.55	0.45	1.1107	1.2613	103.347	3.92	1.137	0.7878	0.2122
0.6	0.4	1.0822	1.3064	102.331	3.799	1.097	0.8115	0.1885
0.65	0.35	1.0591	1.3542	101.364	3.686	1.06	0.8348	0.1652
0.7	0.3	1.0408	1.4042	100.43	3.58	1.025	0.858	0.142
0.75	0.25	1.0265	1.456	99.524	3.479	0.993	0.8811	0.1189
0.8	0.2	1.0159	1.5091	98.643	3.383	0.962	0.9045	0.0955
0.85	0.15	1.0083	1.5629	97.781	3.292	0.932	0.9282	0.0718
0.9	0.1	1.0034	1.6168	96.94	3.204	0.904	0.9519	0.0481
0.95	0.05	1.0008	1.6701	96.113	3.12	0.878	0.9759	0.0241
1	0	1	1.7219	95.305	3.04	0.852	1	0

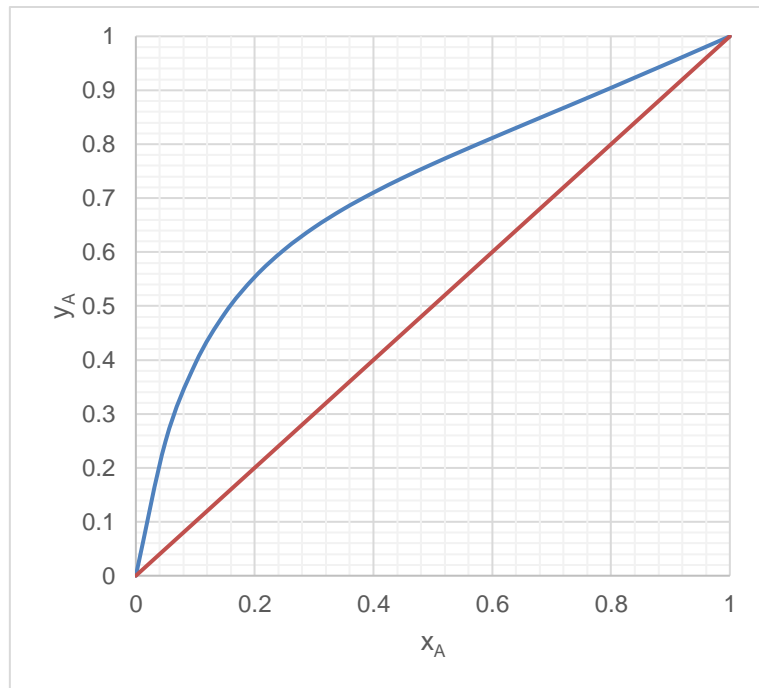


Figura 3.7. Diagrama de composición (x_A^* vs y_A^*) para el sistema líquido-vapor metanol-agua a 3 atm.

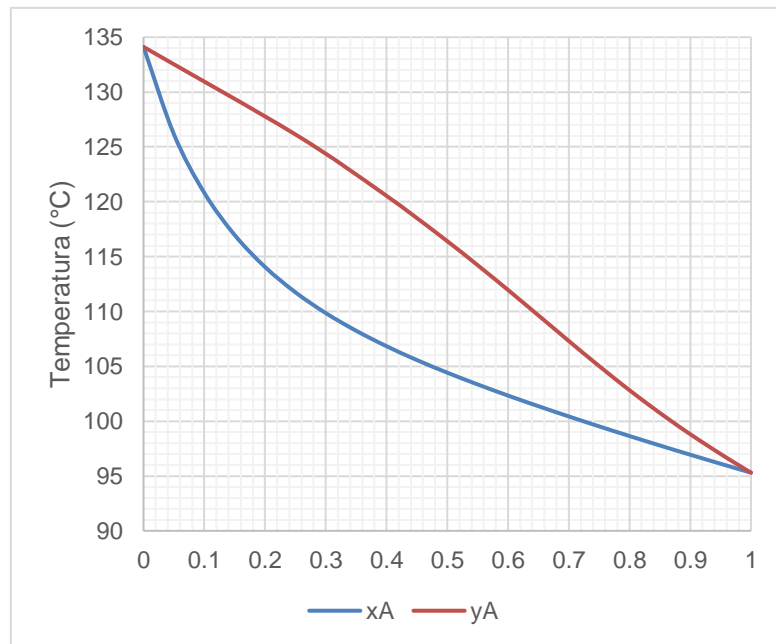


Figura 3.8. Diagrama de composición contra temperatura (x_A^* , y_A^* vs t (°C)) para el sistema líquido-vapor metanol-agua a 3 atm.

3.3.2. Balance de materia

Las ecuaciones que se establecen para el balance de materia, tanto para construir las líneas de operación son las siguientes [1]:

◆ En la torre

$$F' = W' + D' \quad (3-25)$$

$$F'z_{AF} = D'x_{AD} + W'x_{AW} \quad (3-26)$$

◆ En la zona de rectificación

$$V' = L' + D'; R = \frac{L'}{D'}; R_{\min} = \frac{L'_{\min}}{D'} \quad (3-27)$$

◆ En la zona de agotamiento

$$L'' = V'' + W' \quad (3-28)$$

◆ Línea de operación en la rectificación

$$y_{n+1} = \frac{R}{1+R}x + \frac{x_{AD}}{1+R} \quad (3-29)$$

◆ Línea de alimentación

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{z_{AF}}{q-1} \quad (3-30)$$

donde,

F' = Velocidad molar de alimentación, en kmol/m²h (117.04 kmol/m²h).

t'_F = Temperatura de la corriente de alimentación, en °C.

D' = Velocidad molar del destilado, en kmol/m²h.

W' = Velocidad molar en el fondo, en kmol/m²h.

z_{AF}, x_{AD}, x_{AW} = Fracción mol del componente A (metanol) en la alimentación, en el destilado y en el fondo respectivamente.

V', V'' = Velocidad molar de vapor en el destilado y en el fondo respectivamente, en kmol/m²h.

L', L'' = Velocidad molar de líquido en el destilado y en el fondo respectivamente, en kmol/m²h.

R = Relación de reflujo en el destilado.

R_{min} = Relación de reflujo molar mínimo.

q = Relación de incremento de líquido en el plato de alimentación = $1 + \frac{V''-V'}{F}$

De las ecuaciones (3-25) y (3-26) se obtuvo un sistema de ecuaciones donde se calculó $D' = 5.06$ kmol/m²h (0.0014 kmol/m²s) y $W' = 111.98$ kmol/m²h (0.0311 kmol/m²s). Obsérvese que el valor de D' calculado en el balance general del proceso y en el apartado presente es el mismo.

En adición, teniendo en cuenta que la temperatura de la corriente de alimentación se calcula a partir de la temperatura de los fondos, siendo esta igual a 132.52 °C, realizando una interpolación en la Tabla 3.2 o a partir de la Figura 3.8 sabiendo que la corriente de los fondos es un líquido saturado, la temperatura de alimentación es $t'_{F} = 132.52 - 10 = 122.52$ °C.

De lo descrito en el párrafo anterior, se reconoce que se alimenta un líquido subenfriado, por lo que el cálculo de q se obtiene con la ecuación (3-31).

$$q = 1 + \frac{Cp_F(t_B - t'_F)}{\lambda_{@t'_F}} \quad (3-31)$$

Asumiendo, que la alimentación es casi agua pura ($z_{AF} = 0.05062$), el calor latente ($\lambda_{@t'_F}$) y la capacidad calorífica del agua (Cp_F) son 38917 kJ/kmol y 75.404 kJ/kmol°C, respectivamente [6]. Además, con la Figura 3.8 y z_{AF} se obtuvo la temperatura de burbuja

de la alimentación $t_B = 126.15^\circ\text{C}$, por lo que sustituyendo datos en la ecuación (3-31) se calculó $q = 1.007$.

Para realizar el balance de materia en la zona de rectificación se recurrió a sustituir “ $q = 1.007$ ” en la ecuación (3-30), línea de alimentación, obteniéndose “ $y = 143.86x - 7.23$ ” trazando esta línea en un diagrama de equilibrio de composición (x_A^* vs y_A^*). Consecutivamente, se dibujó una línea tangente desde “ x_{AD} ” a la línea de alimentación tocando la línea de equilibrio hasta interceptar el eje y, obteniéndose $y_{\text{mín}} = 0.2$, resultando en la ecuación (3-29) $R_{\text{mín}} = 1.97$. Este procedimiento está registrado en la Figura 3.9.

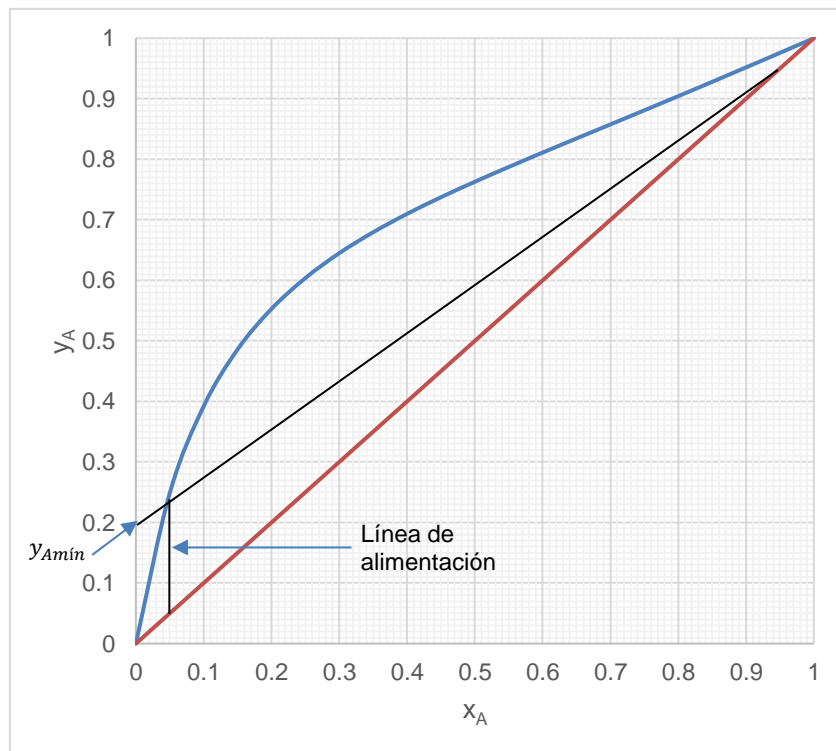


Figura 3.9. Diagrama para el cálculo del reflujo mínimo.

A partir del dato ($R = 1.31R_{\text{mín}}$) de la Figura 3.6, se calculó $R = 4.92$; y sustituyendo valores en (3-29) se obtuvo la expresión $y_{n+1} = 0.8309x + 0.1605$ que representa la línea de operación en la zona de rectificación o enriquecimiento. Concluyendo con el balance de materia como sigue:

En la zona de rectificación, con los valores de “ R ” y “ D' ”; y la ecuación (3-27), se calculó los valores $L' = 24.89 \text{ kmol/m}^2\text{h}$ y $V' = 29.95 \text{ kmol/m}^2\text{h}$.

En adición, el balance en la zona de agotamiento se obtuvo a partir de la definición de “ q ”, en la cual se dedujo que $V'' = V' + F'(q - 1)$, obteniéndose $V'' = 30.77 \text{ kmol/m}^2\text{h}$ y de la expresión (3-28) se calculó $L'' = 142.75 \text{ kmol/m}^2\text{h}$. La información del balance de materia necesaria para el diseño y un posterior balance de energía se presentan en la Figura 3.10.

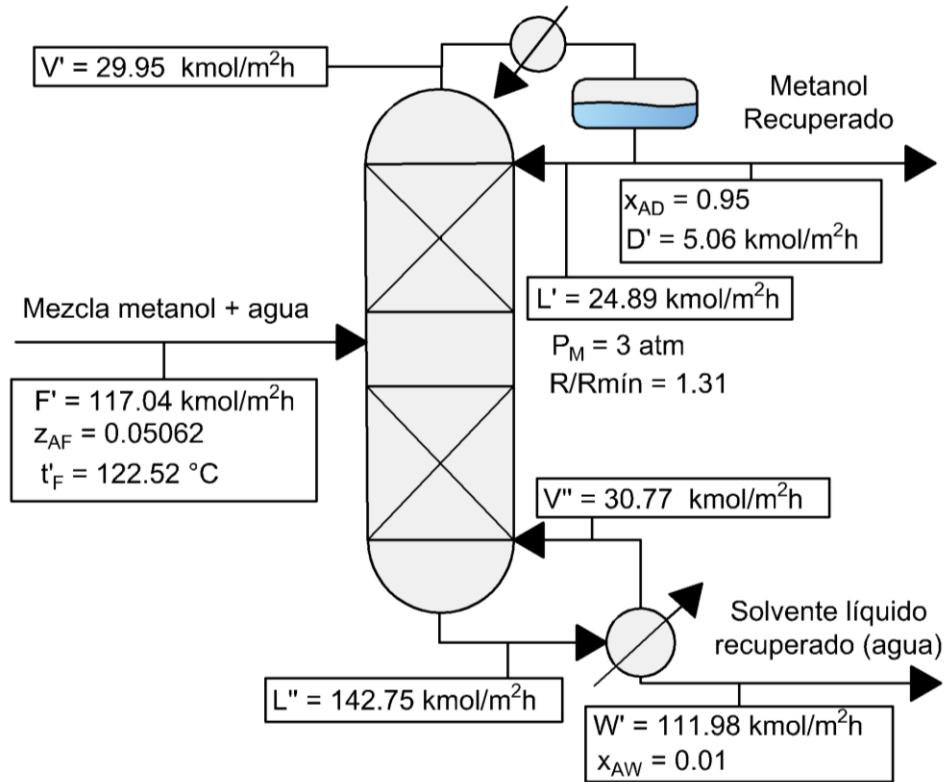


Figura 3.10. Diagrama de proceso de la destilación del sistema metanol (A)-agua (B) con los resultados del balance de materia.

3.3.3. Número de etapas

La Figura 3.11, se construyó a través de dibujar las siguientes líneas en la Figura 3.7,

Línea de Operación en la Zona de Enriquecimiento (L.O.Z.E.) desde x_{AD} a z_{AF} .

(3-32)

$$y_{n+1} = 0.7206x + 0.2654$$

Línea de Alimentación desde z_{AF} hasta la curva de equilibrio.

(3-33)

$$y = 8.25x - 0.33$$

Uniéndolo con una línea recta la intersección entre las dos líneas anteriores con x_{AW} para obtener la Línea de Operación en la Zona de Agotamiento (L.O.Z.A.). Se encontró que en la zona de enriquecimiento hay seis etapas, tres etapas en la zona de agotamiento y una extra en la alimentación, siendo un total de diez etapas teóricas en todo el equipo.

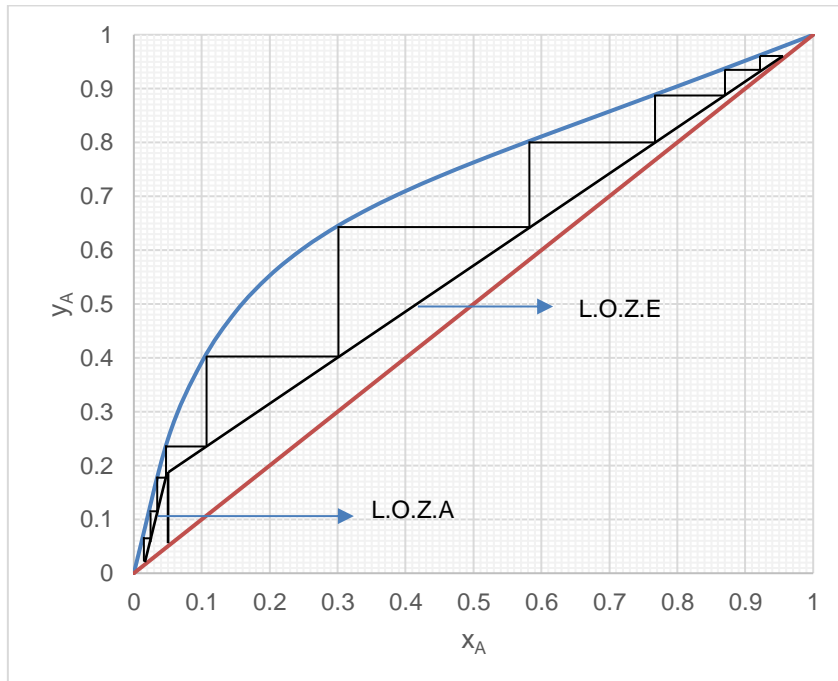


Figura 3.11. Diagrama Mc Cabe-Thiele para el sistema metanol-agua.

3.3.4. Diámetro del equipo

Para este equipo, se consideró nuevamente un área transversal de 1 m^2 , por lo que el diámetro de la torre es de 1.13 m (3.7 pie).

3.3.5. Altura de relleno mojado

Las correlaciones de Bolles-Fair que se presentan a continuación son el método que se eligió para calcular las alturas de una unidad de transferencia de masa de la fase líquida y gaseosa y se representan con las ecuaciones (3-34) y (3-35) [3].

$$H_G = \frac{\psi(D'_{col})^{b_1}(h_p/10)^{1/3}(Sc_V)^{1/2}}{[(3600W_L(\mu_L/\mu_W)^{0.16}(\rho_L/\rho_W)^{-1.25}(\sigma_L/\sigma_W)^{-0.8})^{b_2}]^{1/2}} = \frac{G'_m}{(k_y a)_M} \quad (3-34)$$

$$H_L = \phi C_{fL}(h_p/10)^{0.15}(Sc_L)^{\frac{1}{2}} = \frac{L'_m}{(k_x a)_M} \quad (3-35)$$

donde,

H_G = Altura de una unidad de transferencia de masa de la fase gaseosa, en pie.

H_L = Altura de una unidad de transferencia de masa de la fase líquida respectivamente, en pie.

ψ, ϕ = Parámetros del empaque = 100 y 0.03 respectivamente.

D'_{col} = Diámetro de la columna = 3.7 pie.

h_p = Altura de cada lecho empacado, en pie.

W_L = Velocidad másica de la fase líquida en la rectificación o agotamiento, en lb/spie².

b_1 y b_2 = 1.24 y 0.6 para anillos.

Sc = Número de Schmidt donde "V" es del vapor y "L" es del líquido = $\frac{\mu}{\rho D_{AB}}$.

μ = Viscosidad dinámica, donde "L" es del líquido y "W" es del agua.

ρ = Densidad, donde "L" es del líquido y "W" es del agua.

σ = Tensión superficial, donde "L" es del líquido y "W" es del agua.

C_{fL} = Coeficiente de carga de calor = 1.

$(k_y a)_M$ y $(k_x a)_M$ = Coeficientes de transferencia de masa individuales de la fase gaseosa y líquida en unidades de fracción mol, cuyas dimensiones dependen de G'_m , L'_m y H_G y H_L .

Para calcular la altura de una unidad de transferencia de masa global en unidades de fase gaseosa (H_{OG}), se empleó la ecuación (3-36).

$$H_{OG} = H_G + \lambda H_L = \frac{G'_m}{(K_y a)_M} \quad (3-36)$$

Donde $(K_y a)_M$ es el coeficiente de transferencia de masa global en unidades de fracción mol de la fase gaseosa, cuyas dimensiones dependen de H_{OG} y de G'_m .

Dada la secuencia de cálculos en Wankat [3], se sustituyeron valores en las ecuaciones (3-34), (3-35) y (3-19) y después en las ecuaciones (3-36) y (3-18) hasta que $HETP_{prom} = h_p$, obteniéndose los resultados de la Tabla 3.3. En adición, se presentan las consideraciones;

1. Las propiedades μ, ρ, σ se calcularon a las condiciones fisicoquímicas de la mezcla [6].
2. La relación $\left(\frac{V'}{L'}\right)$ en la zona de enriquecimiento es 1.203 y en la zona de agotamiento $\left(\frac{V''}{L''}\right)$ es 0.215. Para la zona de alimentación se consideró la misma relación de vapor/líquido que la zona de enriquecimiento.

Tabla 3.3. Altura de relleno mojado en la zona de rectificación y de agotamiento en la torre de destilación.

Rectificación								
Etapa	m	x_A	y_A	$\lambda = m(V/L)$	H_G en pie	H_L en pie	H_{OG} en pie	HETP en pie
	---	0.95	0.9758	---	---	---	---	---
1	0.48	0.92	0.9614	0.58	0.21	0.09	0.27	0.35
2	0.48	0.87	0.9374	0.58	0.22	0.09	0.27	0.36
3	0.47	0.77	0.8902	0.57	0.24	0.09	0.29	0.38
4	0.47	0.59	0.8064	0.56	0.26	0.08	0.30	0.40
5	0.56	0.30	0.645	0.67	0.29	0.08	0.34	0.41
6	1.22	0.11	0.4138	1.46	0.30	0.08	0.41	0.34
Alimentación								
Etapa	m	x_A	y_A	$\lambda = m(V/L)$	H_G en pie	H_L en pie	H_{OG} en pie	HETP en pie
7	2.75	0.05	0.2485	3.31	0.36	0.09	0.67	0.34
Agotamiento								
Etapa	m	x_A	y_A	$\lambda = m(V/L)$	H_G en pie	H_L en pie	H_{OG} en pie	HETP en pie
8	3.85	0.04	0.21	0.83	0.15	0.06	0.20	0.22
9	4.31	0.03	0.1669	0.93	0.15	0.06	0.21	0.21
10	5.19	0.01	0.0631	1.12	0.15	0.06	0.22	0.21

Para esta solución, se obtuvo $HETP_{prom} = h_p = 0.368$ pie en la zona de rectificación o enriquecimiento y en la alimentación, $HETP_{prom} = h_p = 0.213$ pie en la zona de agotamiento. Mencionando que existen dos valores de $HETP_{prom}$, porque existen dos valores de la relación vapor/líquido.

A partir de la ecuación (3-17), la altura de empaque es el resultado de la suma de $HETP$, obteniéndose $Z^{(m)} = 3.22$ pie (0.98 m). Además, es importante resaltar que la altura en la rectificación es 2.24 pie (0.68 m), 0.34 pie (0.10 m) en la alimentación y en el agotamiento 0.64 pie (0.20 m).

En adición, se describen los cálculos adicionales para estimar el costo del proceso.

3.4. OTROS CÁLCULOS

Además del dimensionamiento de las torres empacadas se requirió calcular los siguientes aspectos:

- ◆ Área de intercambio de calor del hervidor, del condensador de la torre de destilación y del precalentador.
- ◆ Servicios y energéticos.
- ◆ Volumen de empaque de la torre de absorción y de la torre de destilación.

En el trabajo de González Montoya [20], se menciona que para simplicidad de cálculos es posible asumir en los balances de energía, tanto en las corrientes del destilado y fondo, que las entalpías pueden ser calculadas como fluidos puros, esto es por lo estrecho del intervalo de temperaturas en el destilado o en el fondo de la torre. Debido esto, para el cálculo de las áreas de transferencia de calor del hervidor y del condensador de la torre de destilación se asumió que en el fondo y en el destilado existe agua y metanol puro.

Para el precalentador no aplica la aserción del párrafo anterior, sin embargo, como la corriente de alimentación como la corriente de los fondos de la destilación son corrientes donde esencialmente es agua, se prefirió asumir ambas corrientes como agua pura.

3.4.1. Área del hervidor

Los datos requeridos se presentan en la Figura 3.12 [1].

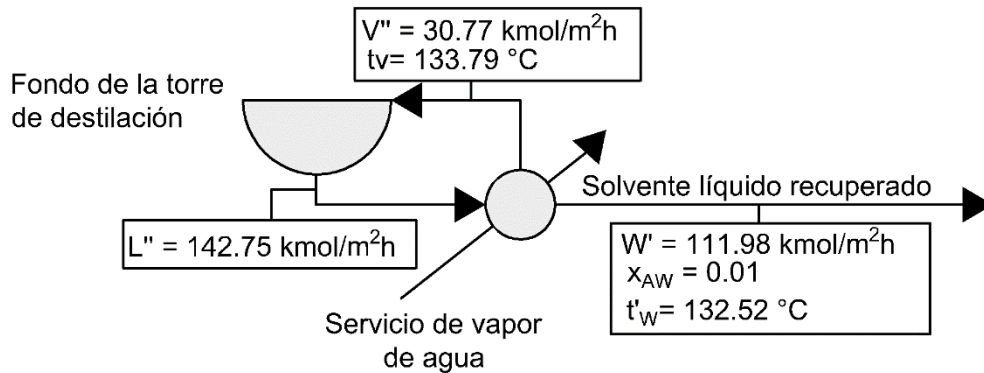


Figura 3.12. Diagrama de proceso del hervidor en el fondo de la torre de destilación.

En el hervidor se propuso utilizar vapor de agua como servicio de calentamiento, que de acuerdo a lo establecido en Kemp [21], es recomendable alimentarlo 10 °C más caliente que la corriente fría, sin embargo, se consideró alimentarlo 15 °C más caliente, deduciéndose la temperatura del servicio de vapor de 148.79 °C.

De la Figura 3.12 se sabe que la temperatura en el fondo es 132.42 °C, temperatura que se tomó de referencia, donde el calor latente del vapor de agua es de 2167.90 kJ/kg (39022 kJ/kmol) [6].

La ecuación a satisfacer es la siguiente [20]:

$$A_{TC} = \frac{Q'}{U_D MLDT} \quad (3-37)$$

donde,

A_{TC} = Área de transferencia de calor del intercambiador, en pie^2 por m^2 de sección transversal.

Q' = Calor que se transfiere por unidad de área transversal, en BTU/h por m^2 .

U_D = Coeficiente global de transferencia de calor de diseño, en $\text{BTU/hpie}^2\text{°F}$ = $\frac{U_C}{R_D U_C + 1}$.

$MLDT$ = Media logarítmica de la diferencia de temperaturas en el sistema = $t'_V - t_B$.

U_C = Coeficiente global de transferencia de calor limpio, en $BTU/hpie^{2\circ F} = \frac{h_o h_{i0}}{h_{i0} + h_o}$

R_D = Factor de ensuciamiento = 0.0025 [15].

t_V, t'_W = Temperatura del vapor de servicio y la temperatura del fondo respectivamente, en $^{\circ}F$.

h_o, h_{i0} = Coeficientes superficiales de transferencia de calor del lado de la coraza y del lado de los tubos, respectivamente, en $BTU/hpie^{2\circ F}$.

Los valores de h_{i0} y h_o son $1500 BTU/hpie^{2\circ F}$ y $1000 BTU/hpie^{2\circ F}$, respectivamente [20] y sustituyendo valores se calculó $U_C = 600 \frac{BTU}{hpie^{2\circ F}}$ y posteriormente $U_D = 240 \frac{BTU}{hpie^{2\circ F}}$.

Realizando un balance de energía en el fondo de la torre de destilación se obtiene lo siguiente [2]:

$$Q = V''H_V + W'h'_W - L'h'_L \quad (3-38)$$

donde,

H_V, h'_W, h'_L = Entalpías del vapor, del fondo y del líquido respectivamente que se calculan de la siguiente forma [20]:

$$H_V = Cp_W^V(t_V - t_0) + \lambda_{@t_0} \quad (3-39)$$

$$h'_W = h'_L = Cp_W(t'_W - t_0) \quad (3-40)$$

Sustituyendo los datos de la Figura 3.12, con $t'_W = t_0$, $Cp_W^V = 33.89$, $Cp_W = 75.404$ $kJ/kmol^{\circ}C$, y el calor latente de la fase vapor a la temperatura de referencia es de 38971 $kJ/kmol$ se calculó:

$$H_{V@134^{\circ}C} = \left(33.89 \frac{kJ}{kmol^{\circ}C}\right) (133.79 - 132.52)^{\circ}C + 39022 \frac{kJ}{kmol} = 39065 \frac{kJ}{kmol}$$

$$h'_{W@134^{\circ}C} = h'_{L@134^{\circ}C} = \left(75.404 \frac{kJ}{kmol^{\circ}C}\right) (132.52 - 132.52)^{\circ}C = 0 \frac{kJ}{kmol}$$

Sustituyendo en la ecuación (3-38) se calculó $Q' = 1202030 \frac{kJ}{hm^2}$ (1139284 BTU/h por m^2 de sección transversal) y consecutivamente $MLDT = 15 \text{ } ^\circ\text{C}$ (27 $^\circ\text{F}$). Sustituyendo en la ecuación (3-37), se registra $A_{TC} = 176 \text{ pie}^2$ por m^2 de sección transversal ($16.33 \text{ m}^2/m^2$). Para estimar el costo de este equipo se propuso un hervidor tipo caldera [1].

3.4.2. Área del condensador

Para efectos de cálculo se consideró un condensador total, la capacidad calorífica a presión constante del metanol de $79.139 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C}$ y el calor latente del metanol es 38368 kJ/kmol [1].

En la Figura 3.13 se encuentra el diagrama del condensador con los datos correspondientes para realizar un balance de energía y calcular el área de intercambio de calor de este equipo.

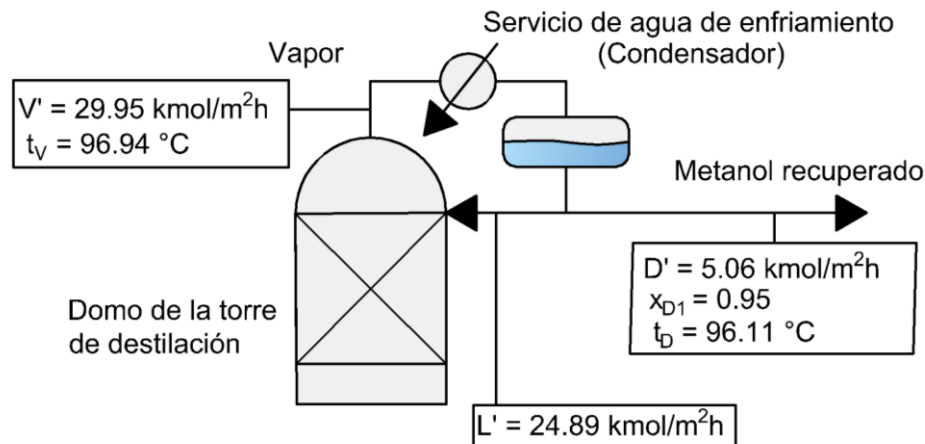


Figura 3.13. Diagrama de proceso para el condensador total en la torre de destilación.

En el procedimiento para el cálculo del área del condensador, se consideró $h_0 = 175 \text{ BTU/hpie}^{2^\circ\text{F}}$ y $h_{i0} = 1582 \text{ BTU/hpie}^{2^\circ\text{F}}$ [20]. Sustituyendo valores se obtuvo $U_C = 163.63 \frac{BTU}{hpie^{2^\circ\text{F}}}$ y posteriormente $U_D = 116.13 \frac{BTU}{hpie^{2^\circ\text{F}}}$.

Posteriormente, se tiene la ecuación (3-41), sustituyendo valores se obtuvo $Q' = 1149121 \text{ kJ/m}^2\text{h}$ (1089137 BTU/h por m^2).

$$Q' = V' \lambda_{AG} \quad (3-41)$$

Para calcular $MLDT$, se empleó la ecuación siguiente:

$$MLDT = \frac{(t_V - t_{W1}) - (t_D - t_{W2})}{\ln\left(\frac{t_V - t_{W1}}{t_D - t_{W2}}\right)} \quad (3-42)$$

donde,

t_V, t_D = Temperaturas de vapor y destilado respectivamente, en °F.

t_{W1}, t_{W2} = Temperatura del agua de enfriamiento, en °F.

Las temperaturas del agua de enfriamiento se consideraron como $t_{W1} = 20$ °C y en la salida del condensador un acercamiento de 30 °C, deduciéndose $t_{W2} = 66$ °C [21], sustituyendo en la ecuación (3-42), se calculó $MLDT = 49.5$ °C (89 °F). Finalmente, a partir de la ecuación (3-37), se calculó un área de 189.47 pie² por m² de sección transversal (17.6 m²/m²).

3.4.3. Precalentador

El diagrama del precalentador con los datos necesarios para el diseño del equipo se presenta en la Figura 3.14.

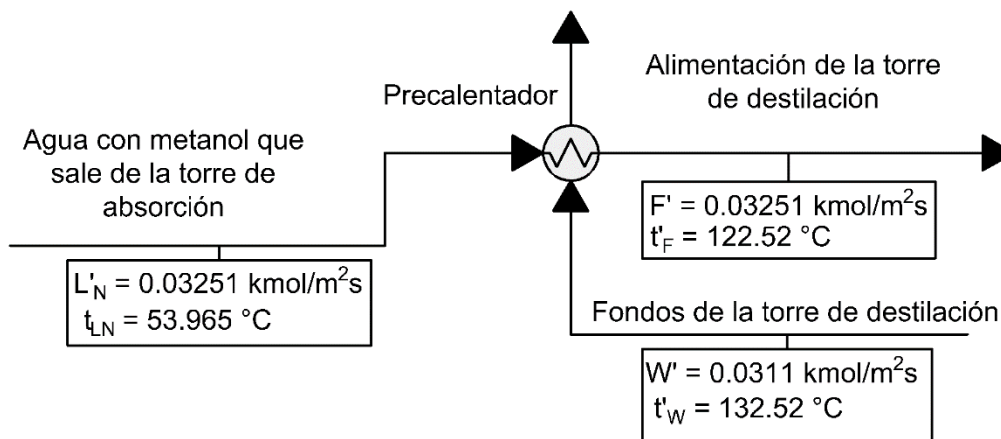


Figura 3.14. Diagrama de proceso del precalentador de la corriente de alimentación de la torre de destilación.

Para simplificar los cálculos se asumió que las corrientes que están dentro de este equipo son corrientes con agua pura, por lo que el coeficiente de capacidad calorífica a presión constante es 75.404 kJ/kmol°C para ambas corrientes.

Sumado a lo descrito en el párrafo anterior, se encontró en el libro de Kern [15], que el coeficiente global de transferencia de calor de diseño (U_D) para intercambiadores de calor como el que se diseña puede variar entre 250 a 500 BTU/hpie²°F. Para el diseño del precalentador se asumió que este dato sea igual a 250 BTU/hpie²°F (1.4195 kJ/sm²°C).

En adición, el balance de energía de este equipo se expresa en la ecuación (3-43)

$$Q' = F' C p_F (t'_F - t_{LN}) = W' C p_W (t'_W - t'_{W2}) \quad (3-43)$$

Donde t'_{W2} , es la nueva temperatura que tendría la corriente de fondos, después de haber entrado al precalentador.

Sustituyendo los valores referentes a la alimentación de la torre de destilación se tiene;

$$Q' = 0.03251 \frac{\text{kmol}}{\text{sm}^2} \left(75.404 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}^\circ\text{C}} \right) (122.52 - 53.965)^\circ\text{C} = 168.05 \frac{\text{kJ}}{\text{sm}^2}$$

Como los valores de W' , $C p_W$ y t'_W se registran en la Figura 3.14, despejando y calculando t'_{W2} de la ecuación (3-31) se tiene $t'_{W2} = 60.86^\circ\text{C}$.

Para calcular $MLDT$ se tiene la ecuación;

$$MLDT = \frac{(t'_W - t'_F) - (t_{LN} - t'_{W2})}{\ln\left(\frac{t'_W - t'_F}{t_{LN} - t'_{W2}}\right)} \quad (3-44)$$

Sustituyendo valores en la ecuación anterior, se obtuvo $MLDT = 8.35^\circ\text{C}$. Finalmente, sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación (3-37) se calculó $A_{TC} = 14.18 \text{ m}^2$ (152.63 pie²).

En adición, se calcula los servicios de vapor y enfriamiento de estos equipos.

3.4.4. Servicios y energéticos

Los servicios de enfriamiento y de vapor son indispensables en la operación del condensador total y el hervidor de la torre de destilación y son un costo adicional de operación. Estos costos se evalúan con las masas de agua de enfriamiento o de vapor requeridas.

Referente al precalentador, se sabe que existe calor sensible que aún no se elimina totalmente de la corriente, pero al no tener una mayor referencia de como emplear este calor, se prefirió no adicionarlo a los costos de servicios y energéticos, dado que es un calor que se puede emplear en alguna parte del proceso que menciona Treybal [1]. Los cálculos de los servicios son los siguientes:

Masa de agua de enfriamiento, condensador total

A partir de un balance de energía se tiene la ecuación (3-45).

$$M_E = \frac{Q'}{C_p (t_{W2} - t_{W1})} \quad (3-45)$$

donde,

M_E = Masa de agua de enfriamiento.

Q' = Calor (condensador).

C_p = Capacidad calorífica del agua de enfriamiento.

Empleando la ecuación (3-45) y el valor de $Q' = 1149121$ kJ/h por m^2 y considerando la capacidad calorífica del agua de 4.1868 kJ/kg°C, se calculó una masa de agua de enfriamiento igual a 5966 kg/m²h.

Masa de vapor, hervidor

De un balance de energía se tiene la ecuación (3-46).

$$M_V = \frac{Q'}{\lambda_V} \quad (3-46)$$

donde,

M_V = Masa de vapor de agua.

$\bar{\lambda}_V$ = Calor latente del vapor de agua a 148.79°C = 2116 kJ/kg [6].

Q' = Calor (hervidor).

Con $Q' = 1202030 \frac{kJ}{m^2h}$, de la ecuación (3-46) se calculó una masa de vapor igual a 568.07 kg/m²h.

3.4.5. Volumen de empaque

El volumen se calcula con la ecuación (3-47).

$$Volumen = S Z^{(m)} \quad (3-47)$$

donde,

S = área transversal de la torre, en m².

$Z^{(M)}$ = altura de relleno mojado, en m.

En la torre de absorción se tiene un área de 1 m² y una altura de relleno de 2.16 m, por lo que se dedujo a partir de la ecuación (3-47), un volumen de 2.16 m³ (76.3 pie³).

Análogamente en la destilación, se tiene una altura de relleno de 0.98 m y un área de 1 m², obteniéndose de la ecuación (3-47) un volumen de 0.98 m³ (34.61 pie³).

CAPÍTULO 4

ESTUDIO ECONÓMICO

Anteriormente se realizó el estudio técnico de las dos alternativas, estudio que provee información importante para estimar el costo de los equipos. En adición, el capítulo presente desarrolla el estudio económico de estas opciones de separación, condensación por contacto directo y absorción-destilación, con el objetivo de identificar que alternativa es la más viables y en qué condiciones ambas alternativas son rentables a cinco años.

Según la Asociación Americana de Ingenieros de Costos (AAACE), existen cinco niveles de precisión en la estimación de costos de plantas respecto a la inversión inicial real, cuando este es realizado por profesionales. A cada uno de los siguientes enlistados, se les atribuye un margen de precisión [7].

- (i). Orden de magnitud o muy preliminar.
- (ii). Preliminar basado en factores.
- (iii). Preliminar.
- (iv). Definitivo.
- (v). Detallado.

Para el estudio económico, se aplicó los criterios del programa EVEPI 1.0, un Paquete de Aplicación de Cálculos para la Evaluación Económica de Proyectos de Inversión en Plantas Químicas [4], que permite calcular la información siguiente:

- (i). Inversión de Capital Total.
- (ii). Costo del Producto Proforma a cinco años.
- (iii). Estimación Financiera Proforma.

A continuación, en la Tabla 4.1 se describe los criterios utilizados para estimar la inversión de capital total.

Tabla 4.1. Relación de los factores para estimar las inversiones iniciales de capital en función de sus componentes [4].

Componente	Factores considerados		
	Plantas que procesa sólidos	Plantas que procesa sólidos-fluidos	Plantas que procesa fluidos
Equipo de proceso*	CEP**	CEP**	CEP**
Nacional	CEPN**	CEPN**	CEPN**
Importación	CEPI**	CEPI**	CEPI**
Fletes, seguros e impuestos			
Equipo de proceso nacional	0.04CEPN**	0.04CEPN**	0.04CEPN**
Equipo de proceso importado	0.25CEPI**	0.25CEPI**	0.25CEPI**
Instalación del equipo de proceso	(0.45*1.04)CEP	(0.39*1.04)CEP	(0.47*1.04)CEP
Instrumentación y control (instalada)	(0.17*1.04)CEP	(0.25*1.04)CEP	(0.35*1.04)CEP
Tubería (instalada)	(0.16*1.04)CEP	(0.31*1.04)CEP	(0.66*1.04)CEP
Equipos y materiales eléctricos (instalados)	(0.10*1.04)CEP	(0.10*1.04)CEP	(0.11*/1.04)CEP
Servicios (instalados)	(0.40*1.04)CEP	(0.55*1.04)CEP	(0.70*1.04)CEP
Edificios (incluyendo servicios)	(0.25*1.04)CEP	(0.29*1.04)CEP	(0.18*1.04)CEP
Acondicionamiento de patios	(0.13*1.04)CEP	(0.10*1.04)CEP	(0.10*1.04)CEP
Terreno	(0.06*1.04)CEP	(0.06*1.04)CEP	(0.06*1.04)CEP
A. Total de costos directos de la planta	A	A	A
Ingeniería y supervisión	0.125A	0.109A	0.096A
Gastos de construcción	0.148A	0.116A	0.119A
B. Total de costos indirectos de la planta	B	B	B
C. Costo total de la planta (A+B)	C	C	C
Honorarios a contratistas	0.05C	0.05C	0.05C
Imprevistos	0.10C	0.10C	0.10C
Otros gastos	0.15C	0.15C	0.15C
D. Total de costos que no son de la planta	D	D	D
E. Inversión de capital fijo (C+D)	E	E	E
F. Inversión de capital de trabajo***	0.15(G)(0.6)	0.15(G)(0.6)	0.15(G)(0.6)
G. Inversión de capital total (E+F)	E/0.85	E/0.85	E/0.85
*LAB en la planta de los proveedores del equipo.			
**CEP = Costo del Equipo de Proceso, CEPN = Costo del Equipo de Proceso Nacional, CEPI = Costo del Equipo de Proceso Importación			
***Considerando que al inicio de las actividades la planta opera al 60% de su capacidad.			

Los criterios para los costos proforma se muestran en la Tabla 4.2, mencionando que estos costos se relacionan a una vida útil de la planta de cinco años.

Tabla 4.2. Criterios elegidos para estimar los costos totales del producto [4].

COMPONENTE	CRITERIO DE ESTIMACIÓN
COSTO DE PRODUCCIÓN DE ARTÍCULOS TERMINADOS	
COSTO DIRECTO DE PRODUCCIÓN	
MATERIALES DIRECTOS Y SERVICIOS	
Materias Primas	Información directa
Catalizadores y disolventes	Información directa
Aditivos	Información directa
Energéticos y servicios	Información directa
Mantenimiento y reparaciones	6% del a inversión de capital fijo
Suplementos de operación	15% del costo de mantenimiento y reparaciones
Gastos de Laboratorio	15% de la mano de operación
Regalías	Información directa
MANO DE OBRA DIRECTA	
Mano de obra de operación	Información directa
Supervisión de operación	15% de la mano de operación
COSTO INDIRECTO DE PRODUCCIÓN	
GASTOS FIJOS	
Depreciación y amortización	20% del total del costo directo de la planta, excepto en edificios, acondicionamiento de patios y terreno para las que se tomará 5%, más el 10% del total de costo que no son de la planta
Renta	Información directa
Impuestos prediales	2% de la inversión de capital fijo
Seguros	1% de la inversión de capital fijo
GASTOS GENERALES DE LA PLANTA	60% de los costos de la mano de obra de operación, supervisión de operación, mantenimiento y reparaciones
OTROS GASTOS INDIRECTOS	Información directa
INVENTARIOS INICIAL Y FINAL DE PRODUCCIÓN EN PROCESO Y ARTÍCULOS TERMINADOS	Información directa
GASTOS GENERALES	
GASTOS DE OPERACIÓN	
GASTOS ADMINISTRATIVOS	25% de la mano de obra de operación
GASTOS DE DISTRIBUCIÓN Y VENTA	15% del costo total del producto
GASTOS FINANCIEROS	NO SE CONSIDERAN
GASTOS DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO	4% de las ventas netas anuales
IMPREVISTOS	3% del costo total del producto

A partir de balances económicos de los costos descritos en la Tabla 4.1 y la Tabla 4.2, se estima las utilidades de la planta, los flujos efectivos y la Tasa Interna de Retorno (TIR), registrándose en el estudio financiero.

Todo lo anterior permitió estimar la rentabilidad de la condensación por contacto directo y de la absorción-destilación, mencionando a continuación, las consideraciones para estimar el costo de ambos procesos.

4.1. CONSIDERACIONES GENERALES

En relación a los niveles de precisión que declara la Asociación Americana de Ingenieros de Costos (AACE) a los estudios económicos [7], este trabajo se consideró realizarlo de orden de magnitud, utilizando gráficas y factores para evaluar los costos de ambos procesos. A este tipo de trabajos se les atribuye un error del 40% al 100%.

El caso de estudio es un problema teórico obtenido del libro de Treybal [1], siendo el objetivo de este estudio sugerir a la condensación por contacto directo como un proceso que sustituya a la absorción en la separación de mezclas gas-vapor.

Se destaca, que las opciones de separación estudiadas son parte de un proceso, la purificación o recuperación del disolvente (metanol), y sólo forma parte del costo total que tendría un proceso productivo. Aclarando esto, se pretende observar cómo influye cada opción en la inversión, costos proforma y rentabilidad de una planta, haciendo alusión que dichos valores se pueden modificar si es necesario; y que para evaluar ambas alternativas en igualdad de condiciones se consideró lo siguiente:

- (i). Capacidad de producción máxima y ritmo de operación iguales.
- (ii). Equipo de proceso de importación en ambos casos.
- (iii). Ambos procesos como plantas que trabajan fluidos.
- (iv). Montos para estimar el costo proforma iguales, excepto “energéticos y servicios” y “mano de operación”, los cuales se estimaron con datos de la literatura. La mano de operación se asumió como el 15 % del costo de producción [22].

- (v). Costos por inventarios nulos en ambos procesos.
- (vi). Ventas netas, inflación anual de las ventas y tasa de interés anual bancario iguales.

En adición, para calcular el costo del equipo de proceso y el costo de los servicios y energéticos para cada opción, el libro de Garret, 1989 [7] se utilizó en los equipos de proceso y el libro de Timmerhaus, 1980 [22] para los costos de los servicios y energéticos. Sumado a lo anterior, de acuerdo al concepto del valor del dinero en el tiempo, los valores se corrigen por tiempo con índices de costos, calculando los siguientes factores [23]:

$$\text{Costo presente de los equipos} = \frac{\text{valor índice en el presente (2018)}}{\text{valor índice del tiempo original (1987)}} = \frac{603.1}{323.8} = 1.8626$$

$$\text{Costo presente de los energéticos} = \frac{\text{valor índice en el presente (2018)}}{\text{valor índice del tiempo original (1989)}} = \frac{603.1}{357.6} = 1.6865$$

Los costos relacionados a la energía eléctrica dentro de los servicios y energéticos, no se consideró al no tener suficiente información y no encontrar algún criterio para estimar el consumo energético de cada alternativa sin profundizar en cálculos de detalle, por lo que este rubro sólo cubrirá los servicios de vapor de agua, agua de enfriamiento o refrigeración.

Por otra parte, se consideró que la inflación anual en México es del 5 % [24] y la tasa de interés anual bancaria se eligió del 15 %, que cubre cinco años tomando como referencia un banco escogido al azar [25]. En adición, en ambos procesos se consideró que las ventas netas anuales sean de 80000 dólares anuales, esto con el fin de medir su rentabilidad.

La capacidad de producción máxima para cada proceso se estimó de 1101 ton/año por m² de sección transversal, tomando como base de cálculo el metanol recuperado registrado en el Capítulo 2 y asumiendo que se trabajan tres turnos y 300 días al año.

Con esta información, se procedió a evaluar económicamente ambas alternativas, mencionando que el valor de impuestos sobre la renta se ajustó a 35 % por la ley que actualmente rige los Estados Unidos Mexicanos [26].

4.2. CONDENSACIÓN POR CONTACTO DIRECTO

Del Capítulo 2, se registran los siguientes valores para estimar los costos de este proceso:

$Z^{(m)} = 0.65 \text{ m (2.1 pie)}$.

Diámetro = 1.13 m (3.7 pie).

Volumen de relleno = 0.65 m^3 (23 pie³) de anillos Raschig de 25 mm de diámetro de cerámica.

4.2.1. Costo del equipo principal

De Garret, 1989 [7], el costo del recipiente y accesorios para el diámetro especificado es igual a 600 dólares/(pie de altura) y el precio del empaque obtenido fue de 20 dólares/pie³, por lo que se dedujo un costo del recipiente de 1260 dólares y costo de empaque igual a 460 dólares.

Corrigiendo los valores por el tiempo, multiplicando los precios anteriores con el factor de costo presente de los equipos, en el año 2018 el costo de la torre de condensación por contacto directo es 2350 dólares y del empaque es 860 dólares. Sumando los anteriores, el costo de la torre de condensación por contacto directo es de 3210 dólares.

En adición al costo de la torre, se cotizó un equipo adicional para enfriar el metanol líquido, siendo un enfriador que permite recuperar la temperatura del metanol líquido para que el proceso de condensación pro contacto directo se realice. El precio del intercambiador de calor, intercambiador de placas de acero inoxidable, es de 301.60 dólares en el año 2020².

El costo de la torre empacada más el costo del intercambiador de placas, es el costo de los equipos de proceso siendo un total de 3511.60 dólares que se redondeará a 3512 dólares.

² Sistemas de Refrigeración, F.I.S. de R.L. de C.V.

4.2.2. Energéticos y servicios

De acuerdo a las especificaciones del intercambiador de placas, se requiere agua de chiller (enfriador) a un flujo nominal de 1.5 L/min. Con la información referente a los turnos trabajados y los días al año que opera la planta, este valor equivale a 171184 galones anuales. En adición, de Timmerhaus [22], el precio de agua de enfriamiento es 1.5 dólares por 1000 galones, obteniéndose un costo de 360 dólares anuales, corrigiéndose con el factor de servicios a 610 dólares anuales en el año 2018.

4.2.3. Aplicación del programa EVEPI 1.0

Los datos necesarios se registran en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3. Datos para la estimación de costos de la condensación por contacto directo.

DATOS GENERALES		
Nombre del proyecto:	Proceso condensación por contacto directo	
Fecha:	21 de noviembre de 2019	
Producto(s) principal(es):	Metanol	
Localización:	Del. Gustavo A. Madero, CD MX, México	
Capacidad de producción:	1101 toneladas/m ² año	
Ritmo de producción:	Turnos/día: 3	Días/Año: 300
ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL		
Costo del equipo principal	Monto en dólares	
Nacional:	---	
Importación:	3512	
Tipo de Planta:	FLUIDOS	
ESTIMACIÓN DE COSTOS PROFORMA		
CONCEPTO	Monto en dólares anuales	Inflación, en por ciento anual
Materias primas	0	0
Catalizadores y disolventes	0	0
Aditivos	0	0
Energéticos y servicios	610	5
Regalías	0	0
Mano de obra de operación	1244	5
Renta	0	0
Otros gastos indirectos	0	0
Mantenimiento y reparaciones	---	5
Impuestos prediales	---	5
Seguros	---	5
Inventario inicial de producción en proceso	0	0
Inventario final de producción en proceso	0	0
Inventario inicial de producto terminado	0	0
Inventario final de producto terminado	0	0
ESTIMACIÓN FINANCIERA		
CONCEPTO	Monto en dólares anuales	Inflación, en por ciento anual
Ventas Netas	80000	5
Tasa de interés Anual Bancaria	---	15

Los resultados de los montos de inversión (Tabla 4.4), costo de producción (Tabla 4.5), costo de lo vendido (Tabla 4.6), costo total del producto (Tabla 4.7 y Tabla 4.8), estados de situación financiera (Tabla 4.9, Tabla 4.10 y Tabla 4.11), flujo de efectivos (Tabla 4.12), razones financieras (Tabla 4.13) y resultados de rentabilidad (Tabla 4.14) se muestran a continuación.

Resultados de la Inversión

Tabla 4.4. Resultados de la Estimación del costo de Inversión de Capital Total de la condensación por contacto directo.

COMPONENTE	COSTO ESTIMADO (dólares)	POR CIENTO		
		DEL COSTO DEL EQUIPO DE PROCESO	DEL COSTO TOTAL DE LA PLANTA	DE LA INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL
EQUIPO DE PROCESO*	3512	100.00	20.65	14.36
Nacional	0	-	-	-
Importación	3512	100.00	20.65	14.36
FLETES SEGUROS E IMPUESTOS	878	25.00	5.16	3.59
Equipo de Proceso Nacional	0	-	-	-
Equipo de Proceso de Importación	878	25.00	5.16	3.59
INSTALACIÓN DE EQUIPOS DE PROCESO	1717	48.89	10.10	7.02
INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL (Instalada)	1278	36.39	7.51	5.23
TUBERÍA (Instalada)	2411	68.65	14.18	9.86
EQUIPO Y MATERIALES ELÉCTRICOS (Instalados)	402	11.45	2.36	1.64
SERVICIOS (Instalados)	2557	72.81	15.04	10.46
EDIFICIOS (Incluyendo servicios)	657	18.71	3.86	2.69
ACONDICIONAMIENTO DE PATIOS	365	10.39	2.15	1.49
TERRENO	219	6.24	1.29	0.90
A. TOTAL COSTO DIRECTO DE LA PLANTA	13996	398.52	82.30	57.25
INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN	1344	38.27	7.90	5.50
GASTOS DE CONSTRUCCIÓN	1666	47.44	9.80	6.81
B. TOTAL COSTO INDIRECTO DE LA PLANTA	3010	85.71	17.70	12.31
C. COSTO TOTAL DE LA PLANTA (A+B)	17006	484.23	100.00	69.56
HONORARIOS A CONTRATISTAS	850	24.20	5.00	3.48
IMPREVISTOS	1701	48.43	10.00	6.96
OTROS GASTOS**	2551	72.64	15.00	10.43
D. TOTAL DE COSTOS QUE NO SON DE LA PLANTA	5102	145.27	30.00	20.87
E. INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO (C+D)	22108	629.50	130.00	90.42
F. INVERSIÓN DE CAPITAL DE TRABAJO	2341	66.66	13.77	9.58
G. INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL (E+F)	24449	696.16	143.77	100.00

*LAB en la planta de los proveedores del equipo.
**Incluye gastos previos a la aprobación del proyecto y gastos de arranque. Los correspondientes a gastos por intereses durante la realización del proyecto se consideran despreciables.

Resultado Costos Proforma

Tabla 4.5. Resultados de los costos de producción proforma de la condensación por contacto directo.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años				
	1	2	3	4	5
A. MATERIA PRIMA	0	0	0	0	0
B. CATALIZADORES Y SOLVENTES	0	0	0	0	0
C. ADITIVOS	0	0	0	0	0
D. ENERGÉTICOS Y SERVICIOS	384	471	565	667	779
E. MANTENIMIENTO Y REPARACIONES	1393	1462	1536	1612	1693
F. SUPLEMENTOS DE OPERACIÓN	209	219	230	242	254
G. GASTOS DE LABORATORIO	118	144	173	204	238
H. REGALIAS	0	0	0	0	0
I. MATERIALES DIRECTOS Y SERVICIOS (A+B+C+D+E+F+G+H)	2104	2296	2504	2725	2964
J. MANO DE OBRA DE OPERACIÓN	821	1054	1325	1639	2003
K. SUPERVISIÓN DE OPERACIÓN	123	158	199	246	301
L. MANO DE OBRA DIRECTA (J+K)	944	1212	1524	1885	2304
M. COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCIÓN (I+L)	3048	3508	4028	4610	5268
N. DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	3424	3424	3424	3424	3424
O. RENTA	0	0	0	0	0
P. IMPUESTOS PREDIALES	279	341	409	484	564
Q. SEGUROS	139	171	205	242	282
R. GASTOS FIJOS (N+O+P+Q)	3842	3936	4038	4150	4270
S. GASTOS GENERALES DE LA PLANTA	1402	1604	1836	2098	2398
T. OTROS GASTOS INDIRECTOS	0	0	0	0	0
U. COSTO INDIRECTO DE LA PRODUCCIÓN (Q+R+S)	5244	5540	5874	6248	6668
V. INVENTARIO INICIAL DE PRODUCCIÓN EN PROCESO	0	0	0	0	0
X. COSTO DE PRODUCCIÓN (M+U+V)	8292	9048	9902	10858	11936

Tabla 4.6. Resultados del costo de lo vendido proforma de la condensación por contacto directo en la separación del metanol.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años				
	1	2	3	4	5
A. COSTO DE PRODUCCIÓN	8292	9048	9902	10858	11936
B. INVENTARIO FINAL DE PRODUCCIÓN EN PROCESO	0	0	0	0	0
C. COSTO DE PRODUCCIÓN DE PRODUCTO TERMINADO (A-B)	8292	9048	9902	10858	11936
D. INVENTARIO INICIAL DE PRODUCTO TERMINADO	0	0	0	0	0
E. INVENTARIO FINAL DE PRODUCTO TERMINADO	0	0	0	0	0
F. COSTO DE LO VENDIDO (C+D-E)	8292	9048	9902	10858	11936

Tabla 4.7. Resultados del costo total del producto tradicional proforma de la condensación por contacto directo.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años				
	1	2	3	4	5
A. MATERIALES DIRECTOS Y SERVICIOS	2104	2296	2504	2725	2964
B. MANO DE OBRA DIRECTA	944	1212	1524	1885	2304
C. COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCIÓN	3048	3508	4028	4610	5268
D. GASTOS FIJOS	3842	3936	4038	4150	4270
E. GASTOS GENERALES DE LA PLANTA	1402	1604	1836	2098	2398
F. OTROS GASTOS INDIRECTOS	0	0	0	0	0
G. COSTO INDIRECTO DE LA PRODUCCIÓN (D+E+F)	5244	5540	5874	6248	6668
H. INVENTARIO INICIAL DE PRODUCCIÓN EN PROCESO	0	0	0	0	0
I. COSTO DE PRODUCCIÓN (C+G+H)	8292	9048	9902	10858	11936
J. INVENTARIO FINAL DE PRODUCCIÓN EN PROCESO	0	0	0	0	0
K. COSTO DE PRODUCCIÓN DE PRODUCTO TERMINADO (I-J)	8292	9048	9902	10858	11936
L. INVENTARIO INICIAL DE PRODUCTO TERMINADO	0	0	0	0	0
M. INVENTARIO FINAL DE PRODUCTO TERMINADO	0	0	0	0	0
N. COSTO DE LO VENDIDO (K+L-M)	8292	9048	9902	10858	11936
O. GASTOS ADMINISTRATIVOS	205	263	331	410	501
P. GASTOS DE DISTRIBUCIÓN Y VENTA	5544	6791	8150	9627	11231
Q. GASTOS DE OPERACIÓN (O+P)	5749	7054	8481	10037	11732
R. GASTOS DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO	1920	2470	2964	3501	4084
S. GASTOS GENERALES (Q+R)	7669	9524	11445	13538	15816
T. IMPREVISTOS	494	574	660	755	858
U. COSTO TOTAL DEL PRODUCTO (N+S+T)	16455	19146	22007	25151	28610

Tabla 4.8. Resultados del costo total del producto, costos variables y fijos de la condensación por contacto directo.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años				
	1	2	3	4	5
COSTOS VARIABLES					
MATERIALES DIRECTOS Y SERVICIOS	2104	2296	2504	2725	2964
GASTOS GENERALES DE LA PLANTA	280	321	367	420	480
OTROS GASTOS INDIRECTOS	0	0	0	0	0
GASTOS ADMINISTRATIVOS	21	26	33	41	50
GASTOS DE DISTRIBUCIÓN Y VENTA	1109	1358	1630	1925	2246
GASTOS DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO	1920	2470	2964	3501	4084
IMPREVISTOS	494	574	660	755	858
A. TOTAL COSTOS VARIABLES	5928	7045	8158	9367	10682
COSTOS FIJOS					
MANO DE OBRA DIRECTA	944	1212	1524	1885	2304
GASTOS FIJOS	3842	3936	4038	4150	4270
GASTOS GENERALES DE LA PLANTA	1122	1283	1469	1678	1918
GASTOS ADMINISTRATIVOS	185	237	298	369	451
GASTOS DE DISTRIBUCIÓN Y VENTA	4435	5433	6520	7702	8985
INVENTARIOS NETOS DE PRODUCCIÓN EN PROCESO Y DE PRODUCTO TERMINADO	0	0	0	0	0
B. TOTAL COSTOS FIJOS	10528	12101	13849	15784	17928
COSTO TOTAL DEL PRODUCTO (A+B)	16456	19146	22007	25151	28610

Resultados financieros

Tabla 4.9. Resultados del estado financiero de utilidades proforma de la condensación por contacto directo.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años				
	1	2	3	4	5
A. VENTAS NETAS	50400	61740	74088	87516	102103
B. COSTO DE LO VENDIDO	8292	9048	9902	10858	11936
C. UTILIDAD BRUTA (A-B)	42108	52692	64186	76658	90167
D. GASTOS DE DISTRIBUCIÓN Y VENTA	5544	6791	8150	9627	11231
E. GASTOS ADMINISTRATIVOS	205	263	331	410	501
F. GASTOS DE OPERACIÓN (D+E)	5749	7054	8481	10037	11732
G. UTILIDAD DE OPERACIÓN (C - F)	36359	45638	55705	66621	78435
H. GASTOS DE INVERSIÓN Y DESARROLLO	1920	2470	2964	3501	4084
I. IMPREVISTOS	494	574	660	755	858
J. UTILIDADES ANTES DE IMPUESTOS (G-H-I)	33945	42594	52081	62365	73493
K. IMPUESTOS SOBRE LA RENTA	11881	14908	18228	21828	25723
L. REPARTO DE UTILIDADES A LOS TRABAJADORES	3395	4259	5208	6237	7349
M. UTILIDAD NETA (J-K-L)	18669	23427	28645	34300	40421

Tabla 4.10. Estado de situación financiera proforma en cinco años de la condensación por contacto directo.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años					
	0	1	2	3	4	5
A. ACTIVO CIRCULANTE	0	3902	4552	5203	5853	6503
B. COSTO TOTAL DE LA PLANTA	17006	17006	17006	17006	17006	17006
C. AMORTIZACIÓN Y DEPRECIACIÓN ACUMULADA	0	2914	5828	8742	11656	14570
D. ACTIVO FIJO NETO (B-C)	17006	14092	11178	8264	5350	2436
E. COSTOS QUE NO SON DE LA PLANTA	5102	5102	5102	5102	5102	5102
F. AMORTIZACIÓN ACUMULADA	0	510	1020	1530	2040	2550
G. ACTIVO DIFERIDO NETO (E-F)	5102	4592	4082	3572	3062	2552
H. ACTIVO TOTAL (A+D+G)	22108	22586	19812	17039	14265	11491
A. PASIVO A CORTO PLAZO	0	1561	1821	2081	2341	2601
B. CRÉDITO REFACCIONARIO	0	0	0	0	0	0
C. CRÉDITO DE AVIO	0	0	0	0	0	0
D. OTROS PASIVOS	0	0	0	0	0	0
E. PASIVO A LARGO PLAZO (B+C+D)	0	0	0	0	0	0
F. PASIVO TOTAL (A+E)	0	1561	1821	2081	2341	2601
A. CAPITAL SOCIAL	22108	2356	-5436	-13687	-22376	-31531
B. UTILIDAD NETA DEL EJERCICIO ACTUAL	0	18669	23427	28645	34300	40421
C. UTILIDAD NETA DEL EJERCICIO ANTERIOR	0	0	0	0	0	0
D. CAPITAL CONTABLE	22108	21025	17991	14958	11924	8890
PASIVO TOTAL + CAPITAL CONTABLE - ACTIVO TOTAL	0	0	0	0	0	0

Tabla 4.11. Cambios de situación financiera proforma de la condensación por contacto directo.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años					
	0	1	2	3	4	5
ORIGEN DE RECURSOS						
GENERACIÓN INTERNA						
UTILIDAD NETA DEL EJERCICIO ACTUAL	0	18669	23427	28645	34300	40421
DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	0	3424	3424	3424	3424	3424
OTRS ORIGENES						
AUMENTO DE CAPITAL SOCIAL	22108	0	0	0	0	0
AUMENTO DE UTILIDADES ACUMULADAS	0	0	0	0	0	0
PRESTAMOS A CORTO PLAZO	0	1561	1821	2081	2341	2601
DISMINUCIÓN DE ACTIVOS	0	0	0	0	0	0
DISMINUCIÓN DEL CAPITAL DE TRABAJO	0	0	0	0	0	0
TOTAL ORIGENES	22108	23654	28672	34150	40065	46446
APLICACIÓN DE RECURSOS						
PAGO DE DIVIDENDOS	0	18669	23427	28645	34300	40421
AUMENTO DE ACTIVOS	22108	0	0	0	0	0
AUMENTO DE CAPITAL DE TRABAJO	0	0	0	0	0	0
DISMINUCIÓN DE CAPITAL SOCIAL	0	0	0	0	0	0
DISMINUCIÓN DE UTILIDADES ACUMULADAS	0	0	0	0	0	0
PAGO DE PRESTAMOS A CORTO PLAZO	0	1561	1821	2081	2341	2601
TOTAL APLICACIONES	22108	20230	25248	30726	36641	43022
DIFERENCIA	0	3424	3424	3424	3424	3424

Tabla 4.12. Flujos efectivos netos proforma de la condensación por contacto directo.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años					
	0	1	2	3	4	5
VENTAS NETAS	0	50400	61740	74088	87516	102103
DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	0	3424	3424	3424	3424	3424
A. ENTRADAS DE EFECTIVO	0	53824	65164	77512	90940	105527
COSTO DE LO VENDIDO	0	8292	9048	9902	10858	11936
GASTOS DE OPERACIÓN	0	5749	7054	8481	10037	11732
GASTOS DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO	0	1920	2470	2964	3501	4084
IMPREVISTOS	0	494	574	660	755	858
IMPUESTOS SOBRE LA RENTA	0	11881	14908	18228	21828	25723
REPARTO DE UTILIDADES	0	3395	4259	5208	6237	7349
B. SALIDA DE EFECTIVO	0	31731	38313	45443	53216	61682
C. FLUJO DE EFECTIVO OPERATIVO NETO (A-B)	0	22093	26851	32069	37724	43845
INVERSIÓN NETA						
RECUPERACIÓN DE ACTIVO FIJO	0	0	0	0	0	5598
RECUPERACIÓN DE CAPITAL DE TRABAJO	0	0	0	0	0	3121
INCREMENTO EN ACTIVO FIJO	22108	0	0	0	0	0
INCREMENTO EN CAPITAL DE TRABAJO	0	2341	390	390	391	0
D. INVERSIÓN NETA	22108	2341	390	390	391	-8328
E. FLUJO DE EFECTIVO DEL PROYECTO NETO (C-D)	-22108	19752	26461	31679	37333	52173

Tabla 4.13. Principales razones financieras proforma de la condensación por contacto directo.

RAZON FINANCIERA		Monto en dólares anuales para los años				
		1	2	3	4	5
MEDIDAS DE SOLVENCIA O LIQUIDEZ						
SOLVENCIA (ACTIVO CIRCULANTE/PASIVO CIRCULANTE)		2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
PRUEBA DEL ÁCIDO [(ACTIVO CIRCULANTE - INVENTARIOS)/PASIVO CIRCULANTE]		2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
MEDIDAS DE ESTABILIDAD FINANCIERA						
ENDEUDAMIENTO	PASIVO TOTAL/ACTIVO TOTAL	0.07	0.09	0.12	0.16	0.23
	PASIVO A LARGO PLAZO/CAPITAL SOCIAL	0	0	0	0	0
	PASIVO TOTAL/CAPITAL SOCIAL	0.66	-0.33	-0.15	-0.1	-0.08
ORIGEN DEL CAPITAL	PASIVO CIRCULANTE/CAPITAL CONTABLE	0.07	0.1	0.14	0.2	0.29
	PASIVO A LARGO PLAZO/CAPITAL CONTABLE	0	0	0	0	0
	PASIVO TOTAL/CAPITAL CONTABLE	0.07	0.1	0.14	0.2	0.29
INVERSIÓN DE CAPITAL	ACTIVO FIJO/CAPITAL CONTABLE	0.67	0.62	0.55	0.45	0.27
VALOR DE CAPITAL	CAPITAL CONTABLE/CAPITAL SOCIAL	8.92	-3.31	-1.09	-0.53	-0.28
MEDIDAS DE PRODUCTIVIDAD						
VENTAS NETAS/ACTIVO FIJO		3.58	5.52	8.97	16.36	41.91
VENTAS NETAS/CAPITAL DE TRABAJO		12.92	15.82	18.99	22.43	26.17
VENTAS NETAS/CAPITAL CONTABLE		2.4	3.43	4.95	7.34	11.49
MEDIDAS DE RENTABILIDAD						
UTILIDAD NETA/(PASIVO TOTAL+CAPITAL CONTABLE)		0.83	1.18	1.68	2.4	3.52
UTILIDAD NETA/CAPITAL CONTABLE		0.89	1.3	1.92	2.88	4.55
UTILIDAD NETA/CAPITAL SOCIAL		7.92	-4.31	-2.09	-1.53	-1.28
UTILIDAD NETA/VENTAS NETAS		0.37	0.38	0.39	0.39	0.4

Tabla 4.14. Resultados de rentabilidad de la condensación por contacto directo.

TIEMPO DE RECUPERACIÓN AJUSTADO DE LA INVERSIÓN, en años	1.3
VALOR PRESENTE NETO, en dólares	83190.00
TASA INTERNA DE RETORNO, en por ciento anual	109.61

4.3. ABSORCIÓN-DESTILACIÓN

Del Capítulo 3, se registran los siguientes datos,

Absorción

$Z^{(m)} = 2.93 \text{ m (7.09 pie)}$.

Diámetro = 1.13 m (3.7 pie).

Volumen de relleno = 2.93 m³ (76.3 pie³) de anillos Raschig de 25 mm de diámetro de cerámica.

Destilación

Z^(m) = 0.98 m (11.94 pie).

Diámetro = 1.13 m (3.7 pie).

Volumen de relleno = 0.98 m³ (34.61 pie³) de anillos Raschig de 25 mm de diámetro de cerámica.

Área del hervidor = 16.33 m²/m² (176 pie² por m² de sección transversal).

Área del condensador = 17.6 m²/m² (189.5 pie² por m² de sección transversal).

Área del precalentador = 14.18 m²/m² (152.6 pie² por m² de sección transversal).

Servicio de vapor = 568.07 kg/m²h.

Servicio de agua de enfriamiento = 5966 kg/m²h.

4.3.1. Equipos principales del proceso

De la misma manera que la torre de condensación por contacto directo, el precio del recipiente y accesorios dado el diámetro obtenido es de 600 dólares/(pie de altura), obteniéndose un costo de 4254 dólares y un costo actual de 7924 dólares. Además, el precio del empaque es 20 dólares/pie³, por lo que se calculó un costo de empaque de 1526 dólares y posteriormente un costo al año 2018 de 2843 dólares [7]. La suma de estos costos es el costo total de la absorción igual a 10767 dólares.

Para la destilación, el costo de la torre es 600 dólares/(pie de altura), obteniéndose un costo de 1932 dólares, que equivale al año 2018, 3600 dólares. También, el precio de empaque es de 20 dólares/pie³, y con el volumen de empaque se obtuvo el valor de 693 dólares equivalente a un costo al año 2018 de 1290 dólares. Siendo el costo total de la torre de destilación igual a 4890 dólares.

Sumado a lo obtenido en el párrafo anterior, el costo del hervidor es 8400 dólares y el costo del condensador es 7300 dólares, costos obtenidos con las áreas de transferencia, que equivalen al año 2018, 15646 dólares y 13600 dólares respectivamente.

Sumando los costos de la torre de destilación, el hervidor y el condensador total, son el costo del proceso de destilación equivalente a 34136 dólares.

En adición, con el área del precalentador, el costo de este equipo es 6100 dólares y actualizando este valor con los índices de costos, en el año 2018 el valor del costo es de 11362 dólares.

La suma de los costos del proceso de absorción, del proceso de destilación y del precalentador conforman el costo total de los equipos de proceso, siendo igual a 56265 dólares.

4.3.2. Servicios y energéticos

El costo de servicio de vapor a bajas presiones es 1.5 dólares por cada mil libras [22], considerando el ritmo de operación propuesto, se dedujo un precio de 13514 dólares anuales por m^2 en los servicios. Utilizando el índice presente de los energéticos se obtuvo que este valor es igual a 22791 dólares anuales por m^2 para el año 2018.

El costo del agua de enfriamiento es de 0.06 dólares/(1000 galones) [22] y el proceso requiere 11348764 galones anuales por m^2 , por lo que se dedujo un costo de este servicio igual a 681 dólares anuales por m^2 . Con el índice presente de energéticos, este valor en el año 2018 es 1149 dólares anuales por m^2 .

La suma de los costos anteriores conforma el costo de servicio y energéticos igual a 23940 dólares anuales por m^2 .

4.3.3. Aplicación del programa EVEPI 1.0

Los datos que se alimentaron al programa se registran en la Tabla 4.15, mencionando que, debido a las consideraciones generales, ventas neta anuales, este proceso tiene resultados negativos en las utilidades netas, los flujos efectivos, razones financieras, etc., e incluso valores que no parecen adecuados. demostrando que este proceso no es rentable a cinco años en estas condiciones.

Consecuentemente a aplicar el programa, en la Tabla 4.16 se encuentra la inversión de capital total de este proceso, en la Tabla 4.17 los costos de producción proforma y en la Tabla 4.18 los costos totales del producto tradicional que conjuntan el Costo Proforma. Además, se adiciona el estado financiero resultados proforma (Tabla 4.19), el estado financiero flujo efectivo neto proforma (Tabla 4.20) y en la Figura 4.1 el resultado de no rentabilidad.

Tabla 4.15. Datos para estimar los costos de la absorción-destilación.

DATOS GENERALES		
Nombre del proyecto:	Proceso absorción-destilación	
Fecha:	21 de noviembre de 2019	
Producto(s) principal(es):	Metanol	
Localización:	Del. Gustavo A. Madero, CD MX, México	
Capacidad de producción:	1101 toneladas/año por m ²	
Ritmo de producción:	Turnos/día: 3	Días/Año: 300
ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL		
Costo del equipo principal	Monto en dólares	
Nacional:	---	
Importación:	56265	
Tipo de Planta:	FLUIDOS	
ESTIMACIÓN DE COSTOS PROFORMA		
CONCEPTO	Monto en dólares anuales	Inflación, en por ciento anual
Materias primas	0	0
Catalizadores y disolventes	0	0
Aditivos	0	0
Energéticos y servicios	23940	5
Regalías	0	0
Mano de obra de operación	20939	5
Renta	0	0
Otros gastos indirectos	0	0
Mantenimiento y reparaciones	---	5
Impuestos prediales	---	5
Seguros	---	5
Inventario inicial de producción en proceso	0	0
Inventario final de producción en proceso	0	0
Inventario inicial de producto terminado	0	0
Inventario final de producto terminado	0	0
ESTIMACIÓN FINANCIERA		
CONCEPTO	Monto en dólares anuales	Inflación, en por ciento anual
Ventas Netas	80000	5
Tasa de interés Anual Bancaria	---	15

Resultados de Inversión

Tabla 4.16. Resultados de la Estimación del costo de Inversión de Capital Total del proceso de absorción-destilación.

COMPONENTE	COSTO ESTIMADO (dólares)	POR CIENTO		
		DEL COSTO DEL EQUIPO DE PROCESO	DEL COSTO TOTAL DE LA PLANTA	DE LA INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL
EQUIPO DE PROCESO*	56265	100.00	20.65	14.37
Nacional	0	-	-	-
Importación	56265	100.00	20.65	14.37
FLETES SEGUROS E IMPUESTOS	14066	25.00	5.16	3.59
Equipo de Proceso Nacional	0	-	-	-
Equipo de Proceso de importación	14066	25.00	5.16	3.59
INSTALACIÓN DE EQUIPOS DE PROCESO	27502	48.88	10.09	7.02
INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL (Instalada)	20480	36.40	7.52	5.23
TUBERÍA (Instalada)	38620	68.64	14.18	9.86
EQUIPO Y MATERIALES ELÉCTRICOS (Instalados)	6437	11.44	2.36	1.64
SERVICIOS (Instalados)	40961	72.80	15.04	10.46
EDIFICIOS (Incluyendo servicios)	10533	18.72	3.87	2.69
ACONDICIONAMIENTO DE PATIOS	5852	10.40	2.15	1.49
TERRENO	3511	6.24	1.29	0.90
A. TOTAL COSTO DIRECTO DE LA PLANTA	224227	398.52	82.30	57.25
INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN	21526	38.26	7.90	5.50
GASTOS DE CONSTRUCCIÓN	26683	47.42	9.79	6.81
B. TOTAL COSTO INDIRECTO DE LA PLANTA	48209	85.68	17.70	12.31
C. COSTO TOTAL DE LA PLANTA (A+B)	272436	484.20	100.00	69.56
HONORARIOS A CONTRATISTAS	13622	24.21	5.00	3.48
IMPREVISTOS	27244	48.42	10.00	6.96
OTROS GASTOS**	40865	72.63	15.00	10.43
D. TOTAL DE COSTOS QUE NO SON DE LA PLANTA	81731	145.26	30.00	20.87
E. INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO (C+D)	354167	629.46	130.00	90.43
F. INVERSIÓN DE CAPITAL DE TRABAJO	37500	66.65	13.76	9.57
G. INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL (E+F)	391667	696.11	143.76	100.00

*LAB en la planta de los proveedores del equipo.

**Incluye gastos previos a la aprobación del proyecto y gastos de arranque. Los correspondientes a gastos por intereses durante la realización del proyecto se consideran despreciables.

Resultados de Costos Proforma

Tabla 4.17. Resultados de los costos de producción proforma de la absorción-destilación.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años				
	1	2	3	4	5
A. MATERIA PRIMA	0	0	0	0	0
B. CATALIZADORES Y SOLVENTES	0	0	0	0	0
C. ADITIVOS	0	0	0	0	0
D. ENERGÉTICOS Y SERVICIOS	11587	14194	17033	20120	23473
E. MANTENIMIENTO Y REPARACIONES	22313	23428	24600	25830	27121
F. SUPLEMENTOS DE OPERACIÓN	3347	3514	3690	3875	4068
G. GASTOS DE LABORATORIO	1979	2424	2909	3436	4009
H. REGALIAS	0	0	0	0	0
I. MATERIALES DIRECTOS Y SERVICIOS (A+B+C+D+E+F+G+H)	39226	43560	48232	53261	58671
J. MANO DE OBRA DE OPERACIÓN	13820	17735	22296	27591	33722
K. SUPERVISIÓN DE OPERACIÓN	2073	2660	3344	4139	5058
L. MANO DE OBRA DIRECTA (J+K)	15893	20395	25640	31730	38780
M. COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCIÓN (I+L)	55119	63955	73872	84991	97451
N. DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	54855	54855	54855	54855	54855
O. RENTA	0	0	0	0	0
P. IMPUESTOS PEDIALES	4463	5467	6560	7749	9040
Q. SEGUROS	2231	2733	3280	3874	4520
R. GASTOS FIJOS (N+O+P+Q)	61549	63055	64695	66478	68415
S. GASTOS GENERALES DE LA PLANTA	22924	26294	30144	34536	39541
T. OTROS GASTOS INDIRECTOS	0	0	0	0	0
U. COSTO INDIRECTO DE LA PRODUCCIÓN (Q+R+S)	84473	89349	94839	101014	107956
V. INVENTARIO INICIAL DE PRODUCCIÓN EN PROCESO	0	0	0	0	0
X. COSTO DE PRODUCCIÓN (M+U+V)	139592	153304	168711	186005	205407

Tabla 4.18. Resultados del costo total del producto tradicional proforma de la absorción-destilación.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años				
	1	2	3	4	5
A. MATERIALES DIRECTOS Y SERVICIOS	39226	43560	48232	53261	58671
B. MANO DE OBRA DIRECTA	15893	20395	25640	31730	38780
C. COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCIÓN	55119	63955	73872	84991	97451
D. GASTOS FIJOS	61549	63055	64695	66478	68415
E. GASTOS GENERALES DE LA PLANTA	22924	26294	30144	34536	39541
F. OTROS GASTOS INDIRECTOS	0	0	0	0	0
G. COSTO INDIRECTO DE LA PRODUCCIÓN (D+E+F)	84473	89349	94839	101014	107956
H. INVENTARIO INICIAL DE PRODUCCIÓN EN PROCESO	0	0	0	0	0
I. COSTO DE PRODUCCIÓN (C+G+H)	139592	153304	168711	186005	205407
J. INVENTARIO FINAL DE PRODUCCIÓN EN PROCESO	0	0	0	0	0
K. COSTO DE PRODUCCIÓN DE PRODUCTO TERMINADO (I-J)	139592	153304	168711	186005	205407
L. INVENTARIO INICIAL DE PRODUCTO TERMINADO	0	0	0	0	0
M. INVENTARIO FINAL DE PRODUCTO TERMINADO	0	0	0	0	0
N. COSTO DE LO VENDIDO (K+L-M)	139592	153304	168711	186005	205407
O. GASTOS ADMINISTRATIVOS	3455	4434	5574	6898	8431
P. GASTOS DE DISTRIBUCIÓN Y VENTA	5544	6791	8150	9627	11231
Q. GASTOS DE OPERACIÓN (O+P)	8999	11225	13724	16525	19662
R. GASTOS DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO	1920	2470	2964	3501	4084
S. GASTOS GENERALES (Q+R)	10919	13695	16688	20026	23746
T. IMPREVISTOS	4655	5165	5734	6372	7087
U. COSTO TOTAL DEL PRODUCTO (N+S+T)	155166	172164	191133	212403	236240

Resultados financieros

Tabla 4.19. Resultados del estado financiero de utilidades proforma de la absorción-destilación.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años				
	1	2	3	4	5
A. VENTAS NETAS	50400	61740	74088	87516	102103
B. COSTO DE LO VENDIDO	139592	153304	168711	186005	205407
C. UTILIDAD BRUTA (A-B)	-89192	-91564	-94623	-98489	-103304
D. GASTOS DE DISTRIBUCIÓN Y VENTA	5544	6791	8150	9627	11231
E. GASTOS ADMINISTRATIVOS	3455	4434	5574	6898	8431
F. GASTOS DE OPERACIÓN (D+E)	8999	11225	13724	16525	19662
G. UTILIDAD DE OPERACIÓN (C - F)	-98191	-102789	-108347	-115014	-122966
H. GASTOS DE INVERSIÓN Y DESARROLLO	1920	2470	2964	3501	4084
I. IMPREVISTOS	4655	5165	5734	6372	7087
J. UTILIDADES ANTES DE IMPUESTOS (G-H-I)	-104766	-110424	-117045	-124887	-134137
K. IMPUESTOS SOBRE LA RENTA	0	0	0	0	0
L. REPARTO DE UTILIDADES A LOS TRABAJADORES	0	0	0	0	0
M. UTILIDAD NETA (J-K-L)	-104766	-110424	-117045	-124887	-134137

Tabla 4.20. Flujo efectivo neto proforma de la absorción-destilación.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años					
	0	1	2	3	4	5
VENTAS NETAS	0	50400	61740	74088	87516	102103
DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	0	54855	54855	54855	54855	54855
A. ENTRADAS DE EFECTIVO	0	105255	116595	128943	142371	156958
COSTO DE LO VENDIDO	0	139592	153304	168711	186005	205407
GASTOS DE OPERACIÓN	0	8999	11225	13724	16525	19662
GASTOS DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO	0	1920	2470	2964	3501	4084
IMPREVISTOS	0	4655	5165	5734	6372	7087
IMPUESTOS SOBRE LA RENTA	0	0	0	0	0	0
REPARTO DE UTILIDADES	0	0	0	0	0	0
B. SALIDA DE EFECTIVO	0	155166	172164	191133	212403	236240
C. FLUJO DE EFECTIVO OPERATIVO NETO (A-B)	0	-49911	-55569	-62190	-70032	-79282
INVERSIÓN NETA						
RECUPERACIÓN DE ACTIVO FIJO	0	0	0	0	0	89691
RECUPERACIÓN DE CAPITAL DE TRABAJO	0	0	0	0	0	50000
INCREMENTO EN ACTIVO FIJO	354167	0	0	0	0	0
INCREMENTO EN CAPITAL DE TRABAJO	0	37500	6250	6250	6250	0
D. INVERSIÓN NETA	354167	37500	6250	6250	6250	-133441
E. FLUJO DE EFECTIVO DEL PROYECTO NETO (C-D)	-354167	-87411	-61819	-68440	-76282	54159

Dado a los flujos negativos de la Tabla 4.20, el cálculo de la TIR es incorrecto, por lo que se presentó un aviso de no Rentabilidad, registrado en la Figura 4.1.

EL PROYECTO NO ES RENTABLE A 5 AÑOS

Figura 4.1. Aviso de no rentabilidad de la absorción-destilación.

Finalmente, como menciona el programa EVEPI 1.0 [4], es común modificar el precio de venta del producto y consecuentemente el monto de las ventas netas anuales.

Modificando las ventas anuales a 400000 dólares, con el objetivo de reconocer si el proyecto es rentable a 5 años y calcular el valor de la Tasa Interna de Retorno (TIR) para posteriormente, analizar la rentabilidad del proceso de condensación por contacto directo modificando nuevamente este parámetro.

Los resultados de este cambio se aprecian en la Tabla 4.21 y la Tabla 4.22 donde se exhiben los flujos netos y el cálculo de la Tasa Interna de Retorno (TIR).

Tabla 4.21. Estado financiero, flujo efectivo neto proforma con ventas netas anuales de 400000 dólares de la absorción-destilación.

COMPONENTE	Monto en dólares anuales para los años					
	0	1	2	3	4	5
VENTAS NETAS	0	252000	308700	370440	437582	510513
DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	0	54855	54855	54855	54855	54855
A. ENTRADAS DE EFECTIVO	0	306855	363555	425295	492437	565368
COSTO DE LO VENDIDO	0	139592	153304	168711	186005	205407
GASTOS DE OPERACIÓN	0	31175	38391	46322	55032	64587
GASTOS DE INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO	0	9600	12348	14818	17503	20421
IMPREVISTOS	0	5578	6311	7109	7996	8982
IMPUESTOS SOBRE LA RENTA	0	23119	34421	46718	59866	73891
REPARTO DE UTILIDADES	0	6606	9835	13348	17105	21112
B. SALIDA DE EFECTIVO	0	215670	254610	297026	343507	394400
C. FLUJO DE EFECTIVO OPERATIVO NETO (A-B)	0	91185	108945	128269	148930	170968
INVERSIÓN NETA						
RECUPERACIÓN DE ACTIVO FIJO	0	0	0	0	0	89691
RECUPERACIÓN DE CAPITAL DE TRABAJO	0	0	0	0	0	50000
INCREMENTO EN ACTIVO FIJO	354167	0	0	0	0	0
INCREMENTO EN CAPITAL DE TRABAJO	0	37500	6250	6250	6250	0
D. INVERSIÓN NETA	354167	37500	6250	6250	6250	-133441
E. FLUJO DE EFECTIVO DEL PROYECTO NETO (C-D)	-354167	53685	102695	122019	142680	304409

Tabla 4.22. Resultados de rentabilidad, ventas netas anuales de 400000 dólares de la absorción-destilación.

TIEMPO DE RECUPERACIÓN AJUSTADO DE LA INVERSIÓN, en años	3.9
VALOR PRESENTE NETO, en dólares	83320.00
TASA INTERNA DE RETORNO, en por ciento anual	22.31

4.4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los resultados obtenidos con el programa EVEPI 1.0 se compararon con el objetivo de identificar las principales causas que afectan la rentabilidad de ambos procesos. Los componentes considerados se presentan a saber,

4.4.1. Costos de los equipos principales

El costo del equipo principal de la condensación por contacto directo obtenido, fue de 3512 dólares y el costo del equipo del sistema absorción-destilación fue de 56265 dólares; observándose que el costo de los equipos en el sistema absorción-destilación es 16.02 veces mayor que el costo del equipo de condensación por contacto directo.

4.4.2. Influencia de la recuperación del disolvente en el sistema de absorción-destilación

El costo de los equipos del sistema de absorción-destilación se estima en 56265 dólares, del cual se identificó que el costo de la destilación es de 34136 dólares, considerando el precalentador como parte de esta etapa, cuyo costo es de 13600 dólares; el proceso de destilación equivale al 84.84% del costo total de los equipos de proceso de esta alternativa. Este por ciento sustenta que el costo por emplear la absorción incrementa por la necesidad de purificar el absorbente [5].

4.4.3. Costos de los servicios y energéticos

En relación a los energéticos, se valoró que el costo de enfriamiento de la torre de condensación pro contacto directo es 610 dólares anuales, mientras que el costo de los

servicios de vapor y agua de enfriamiento de la absorción-destilación fue de 23940 dólares anuales, siendo el servicio de vapor el más caro.

De acuerdo a lo descrito en el párrafo anterior, el costo de los servicios de condensación por contacto directo es 39.24 veces más barato.

4.4.4. Inversión de Capital Total

Según los criterios establecidos en EVEPI 1.0, la Inversión de Capital Total se calculó con el costo del equipo principal, por lo que se infirió que la Inversión de Capital Total de la absorción-destilación es 16.02 veces más cara.

4.4.5. Mano de obra directa

El costo de mano de obra directa se estimó en la condensación por contacto directo igual a 1244 dólares anuales y en la absorción-destilación igual a 20939 dólares anuales. Estos valores se obtuvieron al asumirlos el 15% del costo de producción, de acuerdo a Timmerhaus [22]. Sin embargo, si se considera otro método para estimar este rubro como el método de Wessel [4], el resultado que se obtendría sería un valor constante en ambos procesos, que influiría en los costos proforma y consecutivamente en la rentabilidad de las dos alternativas.

4.4.6. Costo total del producto proforma

En la Tabla 4.23 se presenta la influencia de cada alternativa en el costo total del producto a lo largo de 5 años.

Tabla 4.23. Análisis de la variación del costo total del producto proforma.

PROCESO	COSTO TOTAL DEL PRODUCTO PROFORMA, EN DÓLARES PARA LOS AÑOS				
	1	2	3	4	5
Condensación por contacto directo	16455	19146	22007	25151	28610
Absorción-destilación	155166	172164	191123	212403	236240
Aumento del costo	9.43	8.99	8.68	8.45	8.26

Como se observa, el costo total del producto incrementa en mayor medida en la alternativa de la absorción-destilación, esto debido a que la inversión de capital total, el costo de mano de obra y el costo de los servicios y energéticos es mucho mayor en la absorción-destilación que en la condensación por contacto directo

4.4.7. Rentabilidad

Como se observó en la estimación financiera con ventas netas de 80000 dólares, el proceso de condensación por contacto directo es rentable, con una TIR igual a 109.61 %, mientras que el proceso de absorción-destilación se obtienen utilidades negativas (pérdidas). Claramente existe una diferencia significativa en el flujo de efectivo (Tabla 4.12 y Tabla 4.20) de ambas opciones, dado que en cinco años no se genera ninguna ganancia en la absorción-destilación.

Por otro lado, ampliando las ventas netas a 400 mil dólares anuales, la TIR en la absorción-destilación incrementa al 22.31 %, mientras si se le aplicará este criterio a la condensación por contacto directo, la TIR de este último incrementaría hasta el 537.56 % siendo notable la diferencia de rentabilidad entre la absorción-destilación y la condensación por contacto directo.

En relación a las ventas netas, como indicador del precio del producto, el incremento de este se puede interpretar como un valor agregado al precio final del producto vendido. Para calcular el costo agregado al producto vendido para cada proceso de separación, se procedió a los siguientes cálculos:

- **Condensación por Contacto Directo (TIR = 109.61 %).**

$$\text{Costo agregado} = \frac{80000 \text{ dólares/anuales}}{1101 \text{ ton/anuales}} = 72.66 \text{ dólares/ton}$$

- **Sistema absorción-destilación (TIR = 22.31 %).**

$$\text{Costo agregado} = \frac{400000 \text{ dólares/anuales}}{1101 \text{ ton/anuales}} = 363.30 \text{ dólares/ton}$$

Notando que, aunque la Inversión de Capital Total de la absorción-destilación es 16.02 veces más cara que la inversión del proceso de condensación por contacto directo, el costo final del producto incrementa cinco veces más en la absorción.

CONCLUSIONES

1. La condensación por contacto directo respecto a la absorción-destilación tiene como ventajas económicas,
 - (i). Inversión de Capital Total 16.02 veces inferior.
 - (ii). Costos Proforma de 9.43 a 8.26 veces inferior.
 - (iii). Tasa Interna de Retorno sobresaliente, resultando para un caso de estudio típico del orden de 109 %.

En consecuencia, la condensación por contacto directo es más rentable que la absorción-destilación para el caso de estudio, siendo una opción relevante a considerar en la separación de vapores orgánicos mezclados con gases inertes.

2. El costo de la recuperación del agente separante en la absorción, la destilación, corresponde al 84.84 % del costo total de los equipos de este proceso, por lo que la recuperación del disolvente, según se ha documentado, que es cara, resulta ser cierta.
3. La teoría de la altura de empaque equivalente de un plato teórico (*HETP*) aplicada adicionalmente en este estudio, es relativamente simple y los resultados muestran su utilidad con la teoría de las alturas y números de unidades de transferencia de masa.
4. En la condensación por contacto directo, a causa de que el valor de la relación de Lewis es diferente a uno, se decidió calcular la altura de relleno con los coeficientes de transferencia de masa y calor individuales, obteniéndose como resultado 0.65 m, considerándose este valor correcto debido a que existe una diferencia de 1.56 % respecto al proporcionado por Treybal [1], diferencia justificada puesto que, no se aplicaron las suposiciones propuestas plantadas por Teybal para el cálculo de la altura de relleno, exceptuando el método de cálculo del coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa en el domo y base de la torre.

RECOMENDACIONES

1. Realizar evaluaciones económicas a los proyectos alternativos que se propongan.
2. Difundir el proceso de condensación por contacto directo como una excelente opción en la separación de vapores orgánicos en mezclas gaseosas que comúnmente resultan de secadores.
3. Divulgar este proyecto en la ESIQIE, ya que se estima que agregaría conocimiento en relación al empleo de conceptos técnicos como la altura de empaque equivalente de un plato teórico (*HETP*), el cálculo de los coeficientes individuales de transferencia de masa, la absorción adiabática y la integración de estudios económicos.
4. El diseño de los equipos presentados en esta tesis es de orden de magnitud, pero muestra un hecho palpable; si es posible comparar simultáneamente alternativas de separación preliminarmente, en consecuencia, se puede proceder a comparar sus resultados con la práctica, proponiendo llevar a la experimentación la condensación por contacto directo, y en lo posible, crear un laboratorio de procesos de separación a escala de banco en la ESIQIE que permita desarrollar propuestas de procesos que puedan ser utilizados en la industria.
5. Integrar al lema del Instituto Politécnico Nacional la palabra economía, recomendándose emplear “LA TÉCNICA Y LA ECONOMÍA AL SERVICIO DE LA PATRIA”.

REFERENCIAS

- [1] E. R. Treybal, Mass-Operation Transfer, 3 ed., USA: McGraw-Hill Companies, 1980.
- [2] J. D. Seader, E. J. Henley y D. Keith Roper, Separation Process Principles, Chemical and Biochemical Operations, USA: John Wiley & Sons; Inc., 2011.
- [3] C. P. Wankat, Ingeniería de Procesos de Separación, Segunda ed., México: Pearson Education, 2008, pp. 514 -517.
- [4] J. F. Gomez Flores, M. S. Rodríguez Alegre y A. Simancas Acevedo, Desarrollo de EVEPI 1.0, un paquete de aplicación de cálculos para la evaluación económica de proyectos de inversión de plantas químicas., Ciudad de México: Tesis ESIQIE-IPN, IQI, 1997.
- [5] A. Kovac Kralj y P. Glavic, «CO₂ Separation from Purge Gas and Flue Gas in the Methanol Process, Using,» *Ind. Eng. Chem*, nº 46, pp. 6953-6962, 2007.
- [6] R. H. Perry, Chemical Engineer's Handbook, vol. I y IV, D. W. Green, Ed., Oklahoma: Mc Graw-Hill Companies, 1997.
- [7] D. E. Garret, Chemical Engineering Economics, USA: Van Nostran Rainhold Book, 1989.
- [8] R. J. García Barajas, Principios y cálculos sobre absorción y desorción por contacto continuo, Ciudad de México: ESIQIE, IPN, 2013.
- [9] S. M. Walas, Chemical Process Equipment Selection and Design, Kansas, U. S. A.: Butterworth - Heinemann Series in Chemical Engineering, 1990.
- [10] R. J. García Barajas, Operaciones de Humidificación, Ciudad de México: IQI-ESIQIE, 2017.
- [11] NOM-008-SCFI-2002. Sistema General de Unidades de Medida, *Diario Oficial de la Federación*, México: Cámara de diputados del H. Congreso de la Unión, 2002.

- [12] R. Chang, Química, 10 ed., P. E. R. V., Ed., Nueva York: McGraw-Hill Companies, 2010.
- [13] B. E. Pouling, J. M. Prausnitz y J. P. O'Connell, The Properties of Gases and Liquids, Fifth ed., USA: McGraw-Hill Companies, 2001.
- [14] J. R. Welty, C. E. Wicks, R. E. Wilson y G. Rorrer, Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer, 4th ed., USA: John Willey & Sons, 2000.
- [15] D. Q. Kern, Procesos de Transferencia de Calor, CECSA, 1999.
- [16] A. Nieves Hurtado y F. C. Domínguez Sánchez, Métodos numéricos aplicados a la ingeniería, México: GRUPO EDITORIAL PATRIA, 2012.
- [17] Zean Consultores, «Canales sectoriales. Interempresas,» 20 Marzo 2009. [En línea]. Available: <https://www.interempresas.net/Quimica/Articulos/29896-Instalacion-de-absorcion-de-metanol-en-plantas-de-biodiesel.html>.
- [18] L. Hegely, J. Roesler y P. Alix, «Absorption methods for the determination of mass transfer parameters of packing internals,» *AIChE*, pp. 3246-3275, 2017.
- [19] J. M. Smith, H. C. Van Ness y M. M. Abbott, Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química, Séptima ed., México: The McGraw-Hill Companies, Inc., 2007.
- [20] C. A. Gonzalez Montoya y H. Sanchez Arizmendi, Desarrollo del Paquete de Aplicación Estimacd-1.0 para la Estimación de Costos y el Diseño de Unidades de Destilación., Ciudad de México: Tesis ESIQIE-IPN, IQI, 1993.
- [21] I. C. Kemp, Pinch Analysis and Process Integration A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy, Grain Britain: ELSEVIER, 2007.
- [22] M. S. Peters y K. D. Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Third ed., Singapore: Mc Graw-Hill Book Company, 1980.
- [23] D. Lozowski, «Chemical Engineering,» Enero 2018. [En línea]. Available: <https://www.chemengonline.com/2019-cepci-updates-january>.

- [24] Triami Media, «inflation.eu,» 15 Noviembre 2019. [En línea]. Available: <https://es.inflation.eu/tasas-de-inflacion/mexico>.
- [25] CONDUSEF, «Proteja su dinero,» 11 Noviembre 2019. [En línea]. Available: ww.condusef.gob.mx/Revista/index.php/usuario-inteligente/condusef-responde.
- [26] Ley del impuesto sobre la renta, *Diario Oficial de la Federación*, México: Cámara de diputados del H. Congreso de la Unión, 2016.