



UNIVERSIDAD DE GUANAJUATO

DIVISIÓN DE CIENCIAS NATURALES Y EXACTAS

CAMPUS GUANAJUATO

MAESTRÍA EN INGENIERIA QUIMICA
(INTEGRACIÓN DE PROCESOS)

“REDUCCIÓN DEL CONSUMO DE COMBUSTIBLE FÓSIL PARA GENERAR EL CALOR
REQUERIDO EN LA SECCION DE DESHIDRATACION Y PURIFICACION EN LA OBTENCION
DE BIOETANOL ANHIDRO MEDIANTE EL USO DE ENERGÍA SOLAR.”

TESIS QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA QUÍMICA
(INTEGRACIÓN DE PROCESOS)

PRESENTA:

I.Q. ITZEL OSEGUERA VILLASEÑOR

DIRECTOR DE TESIS:

DR. SALVADOR HERNÁNDEZ CASTRO

CO-DIRECTOR

DR. GUILLERMO MARTÍNEZ RODRÍGUEZ

Diciembre 2016

Agradecimientos

La gratitud en silencio a nadie sirve. Quiero agradecer en primer lugar a Dios y al Universo por permitirme llegar hasta el lugar donde me encuentro el día de hoy.

Gracias a mis padres por transmitirme la vida y muchas virtudes que conforman una parte de mi ser, siempre se lo he dicho a mi madre María del Socorro, pero nuevamente quiero agradecerle todo lo que hace por mí, a mis hermanas Nidia y Cristián, a mis sobrinitos Josué, Jade y Braulio a quienes quiero mucho.

Agradezco al posgrado en Ingeniería Química de la Universidad de Guanajuato por permitirme aprender, profundizar y disfrutar del conocimiento que me ha brindado, también a todos mis maestros de la maestría a quienes admiro y aprecio.

Sin duda alguna gracias a CONACYT por todo el apoyo recibido sin su aportación este objetivo no se hubiera llevado a cabo de la misma manera, muchas gracias.

Tengo la satisfacción de haber aprendido del Dr Salvador Hernández a quien agradezco por permitirme trabajar con él a pesar de que posee muy poco tiempo para todos sus estudiantes siempre se mostró muy amable y sabio en las dudas del proyecto en el cual estuvimos trabajando, espero algún día poder seguir sus pasos.

Agradezco al Dr. Guillermo Martínez por su apoyo y colaboración en todo lo referente al proyecto, así como sus buenos consejos sobre la ciencia y la vida, gracias. Amanda Lucero su colaboración fue de gran ayuda.

A mis amigos Ara, Ale, Fer Tapia, Liz, Favio, al Dr Alejandro por su colaboración desde el día que llegue a Guanajuato e incluso ahora que cada quien toma diferentes caminos. También a Alonso por ser una persona importante en mi camino.

Nomenclatura

Aceleración de la gravedad	g [m/s ²]
Área de flujo en cada tubo	A_c [m ²]
Área de superficie del colector	A_s [m ²]
Caída de presión	ΔP [kg/ m s ²]
Calor perdido	Q_{lost} [W]
Calor recibido por la radiación	$Q_{received}$ [W]
Calor útil	Q_{useful} [W]
Capacidad calorífica	C_p [J/ kg °C]
Coef radiativo de transferencia de calor entre la cubierta y el ambiente °C]	$h_{r,c-a}$ [W/m ²
Coef. convectivo de transferencia de calor dentro de los tubos	h [W/m ² °C]
Coef. convectivo de transferencia de calor entre la cubierta y el ambiente °C].	$h_{c,c-a}$ [W/m ²
Coef. convectivo de transferencia de calor entre la superficie y la cubierta °C].	$h_{c,s-c}$ [W/m ²
Coef. global de pérdidas de calor	U_L [W/m ² °C]
Coef. radiativo de transferencia de calor entre la superficie y la cubierta °C].	$h_{r,s-c}$ [W/m ²
Constante de equilibrio	k
Constante de equilibrio del componente p	K_p
Constante universal de los gases	R
Diámetro interno de los tubos del colector	d_i [m]
Energías libres molares de Gibbs de interacción entre pares de moléculas	G_{il}, G_{ul} [W]
Entalpía de alimentación	H_j^F [W]
Entalpía de líquido en la etapa j	h_j [W]
Entalpía de vapor en la etapa j	H_j [W]

Factor de fricción	f
Flujo de la corriente de vapor del componente i en la etapa j	V_{ij} [kg/s]
Flujo de la corriente del líquido del componente i en la etapa j	L_{ij} [kg/s]
Flujo lateral de líquido	SL_j [kg/s]
Flujo lateral de vapor	SV_j [kg/s]
Fracción de líquido del componente i	x_i
Fracción de vapor del componente i	y_i
Fugacidad del componente i en la fase líquida	f_i^L
Fugacidad del componente i en la fase vapor	f_i^V
Longitud de un tubo del colector solar	L [m]
Longitud hidráulica.	L_h
Longitud térmica	L_T
Masa de agua	m [kg/hr]
Número adimensional de Nusselt	Nu
Número adimensional de Prandtl	Pr
Número adimensional de Rayleigh	Ra
Número adimensional de Reynolds.	Re
Número de componentes de una mezcla	C
Número de etapas en equilibrio	N
Número de ramificaciones en paralelo	U_p
Número de tubos.	N_t
Número de variables de diseño independientes (grados de libertad)	ND
Presión crítica	P_c [kg/ m s ²]
Presión de saturación del componente i	P_i^{sat} [kg/ m s ²]
Radiación solar recibida en la superficie	G [W/m ²]
Temperatura	T [°C]
Temperatura ambiente	T_A [°C]

Temperatura crítica	T_{crit} [°C]
Temperatura de entrada del colector	T_{in} (°C)
Temperatura de la cubierta	T_c [°C]
Temperatura de salida del colector	T_{out} [°C]
Temperatura de superficie	T_s [°C]
Temperatura media del colector	T_m [°C]
Temperatura reducida	Tr
Velocidad del agua	V [m/s]
Volumen	V [m ³]
Letras griegas	
Absorbancia	α
Coef. de fugacidad del componente i en la mezcla en la fase líquida	ϕ_i^L
Coef. de fugacidad del componente i en la mezcla en la fase vapor	ϕ_i^V
Coeficiente de actividad	γ_i^L
Coeficiente de expansión térmica.	β (1/°C)
Densidad	ρ (Kg/m ³)
Parámetro de interacción binaria.	Λ_{ii}
Parámetros independientes de cada sustancia	ψ y Ω
Potencial químico de cada componente i en la fase líquida	μ_i^L
Potencial químico de cada componente i en la fase vapor	μ_i^V
Transmitancia	τ
Viscosidad	μ (kg/m s)
Viscosidad cinemática	ν (m ² /s)
Volatilidad relativa	α_{AB}

Índice

Capítulo I Introducción	1
1.1 Introducción	1
1.2 Justificación	1
1.3 Objetivos	2
1.4 Hipótesis	2
Capítulo II Contaminación ambiental	3
2.1 Introducción	3
2.2 Efectos de la contaminación ambiental.....	3
2.3 Protocolo de Montreal.....	4
2.4 Protocolo de Kyoto.	4
2.5 Recursos energéticos y planes de acción en México	5
2.6 Contaminación ambiental por la quema de combustibles fósiles en fuentes móviles.....	7
2.7 Etanol como combustible automotor.	8
Capítulo III Producción de bioetanol.	9
3.1 Materia prima.....	9
3.2 Descripción del proceso.....	9
Capítulo IV Proceso de purificación de etanol anhidro.	12
4.1 Columna de destilación convencional	12
4.2 Destilación extractiva.....	13
4.3 Columna de destilación térmicamente acoplada de pared divisoria	16
4.4 Grados de libertad.....	18
4.5 Modelo matemático de equilibrio líquido vapor y ecuaciones MESH	19
4.5.1 Múltiples estados estacionarios	23
4.6 Tipos de platos de las columnas de destilación	24
4.7 Proveedor y disipador de energía en la columna de destilación.	26
4.7.1 La caldera	27
Capítulo V Disminución en el consumo de combustible	28
5.1 Radiación solar.....	28
5.2 Radiación en la ciudad de Guanajuato.....	30
5.3 Energía solar térmica	31
5.4 Colector solar de placas planas.	32
5.4.1 Modelo matemático del colector solar de placa plana	34
5.4.2 Red de colectores solares.	36

5.4.2.1 Modelo matemático para la red de colectores solares.	38
5.5 Colectores solares de tubo de vacío	40
5.6 Concentradores solares.	41
5.7. Almacenamiento de energía.....	42
5.8. Análisis del punto de pliegue.	44
Capítulo VI Metodología.	49
6.1 Introducción	49
6.2 Diseño, optimización, y simulación del sistema de separación.	50
6.3 Análisis del punto de pliegue.....	51
6.4 Red de colectores solares.	52
6.5 Calculo de las emisiones de gases.	52
Capítulo VII Resultados de las simulaciones del proceso de purificación.	53
7.1 Resultados de la columna de deshidratación	53
7.2 Resultados de la columna de purificación.	54
7.2.1 Resultados de la columna de destilación de pared divisoria.....	55
7.2.2 Resultados de la columna Petlyuk.	57
7.2.3 Corriente de solvente.	61
7.2.4 Simulaciones con el cambio de solvente.	65
7.3 Estimación del diámetro de las columnas de destilación.....	66
7.4 Resultados y conclusiones del consumo energético en las columnas de destilación del proceso de purificación en la obtención de etanol anhidro.....	67
7.5 Servicios auxiliares para el proceso de purificación de etanol anhidro	68
7.6 Estimado de los gases de combustión para el consumo de combustible en la caldera	69
Capítulo VIII Integración energética	71
8.1 Análisis del punto de pliegue.....	71
8.2 Conclusiones del análisis del punto de pliegue.....	73
Capítulo IX Resultados energía solar	75
9.1 Resultados de la red de colectores solares de placa plana	75
9.2 Efectos en el consumo de combustible con el aumento de temperatura del agua en la alimentación a la caldera.....	77
9.3 Estimación preliminar económica de los colectores solares de placa plana	78
Capítulo IX Conclusiones generales	81
Trabajo futuro	83
Referencias bibliográficas.....	84

Índice de tablas

Tabla 2.1 Poder calorífico y densidad de etanol anhidro y gasolina.	8
Tabla 4.1 Distancia entre platos en función del diámetro de la columna	25
Tabla 5.1 Contenido energético (NASA) en la ciudad de Guanajuato	31
Tabla 5.2 Parámetros característicos del colector solar de placa plana modelo CR100.	33
Tabla 5.3 Componentes orgánicos con uso potencial como PCM.....	43
Tabla 5.4 Sales hidratadas con cambio de fase.....	44
Tabla 7.1 Resultados de la columna de destilación convencional.	54
Tabla 7.2 Resultados de las corrientes de domo y fondo de la columna de destilación 52convencional.	54
Tabla 7.3 Condiciones de operación de la columna de pared divisoria del caso donde el flujo de vapor es de 2.1 kgmol/hr.	56
Tabla 7.4 Consumo mínimo de energía, temperaturas y flujos máxicos obtenidos.....	60
Tabla 7.5 Consumo energético en función de la temperatura de la corriente de glicerol	63
Tabla 7.6 Efecto del cambio de la corriente lateral cuando la corriente de glicerol entra por la etapa 3, a una atmosfera y 15 lbmol/hr.	64
Tabla 7.7 Diámetros de las columnas en función del tipo de plato.	66
Tabla 7.8 Temperaturas y flujos de las corrientes de proceso y servicios auxiliares para un vapor sobrecalentado a 204°C y 16 bar.	68
Tabla 7.9 Emisiones de los gases de chimenea para un vapor sobrecalentado a 204°C.	70
Tabla 7.10 Emisiones de los gases de chimenea para un vapor sobrecalentado a 260°C.	70
Tabla 8.1 Descripción de las corrientes de proceso de separación.	72
Tabla 9.1 Parámetros variables para la red de colectores solares de placa plana.	77
Tabla 9.2 Variación en el costo de combustible en función de la variación de la temperatura de entrada en la caldera a 204°.	77
Tabla 9.3 Costo preliminar del equipo.....	78
Tabla 9.4 Método de porcentaje del costo de los colectores solares.	78
Tabla 9.5 Numero de colectores en función de la temperatura de entrada.	79

Índice de figuras

Figura 3.1 Diagrama de bloques para la producción de etanol anhidro a partir del aprovechamiento integral del agave.....	11
Figura 4.1 Secuencia de destilación indirecta.....	12
Figura 4.2 Diagrama T, x-y de azeótropos de a) mínima ebullición y b) máxima ebullición.....	13
Figura 4.3 Secuencia de destilación térmicamente acoplada con un rectificador lateral (TCDS-SR)	17
Figura 4.4 Columna térmicamente acoplada con un agotador (TCDS-SS).	17
Figura 4.5 Columna Petlyuk	17
Figura 4.6 Etapa en equilibrio con adición de calor	23
Figura 4.7 Descripción del funcionamiento del plato bubble cap	24
Figura 4.8 Descripción del funcionamiento del plato sieve.....	25
Figura 4.9 Intercambiador tipo Kettle	26
Figura 5.1 Mapa conceptual de la radiación	29
Figura 5.2 Irradiación solar sobre una superficie horizontal en un día despejado.....	30
Figura 5.3 Irradiación solar sobre una superficie horizontal en un día nublado	30
Figura 5.4 Detalles del ensamble de un tubo del colector solar de placa plana.....	33
Figura 5.5 Principios básicos de operación del colector solar de placa plana	34
Figura 5.6 Diagrama representativo de las pérdidas de calor por convección y radiación	35
Figura 5.7 Red de colectores con arreglo en paralelo.	37
Figura 5.8 Red de colectores con arreglo en serie	37
Figura 5.9 Red de colectores con arreglo en serie-paralelo.	38
Figura 5.10 Concentrador lineal de Fresnel.	41
Figura 5.11 Concentrador parabólico.	42
Figura 5.12 Ejemplo de almacenamiento de energía térmica para la generación de energía eléctrica.	44
Figura 5.13 Diagrama T-H en un par de corrientes de proceso.	48
Figura 5.14 Gran Curva Compuesta.	48
Figura 5.15 Costos totales.....	48
Figura 7.1 Columna de deshidratación	53
Figura 7.2 Columna de pared divisoria para la destilación extractiva.	55
Figura 7.3 Consumo energético en el rehervidor variando el flujo de vapor y la etapa de alimentación de solvente.....	56
Figura 7.4 Columna Petlyuk.	57

Figura 7.5 Consumo energético de la columna Petlyuk alimentada con 15 lbmol/hr de glicerol en la etapa 3.	58
Figura 7.6 Consumo energético de la columna Petlyuk alimentada con 15 lbmol/hr de glicerol en la etapa 5.	59
Figura 7.7 Consumo energético de la columna Petlyuk alimentada con 20 lbmol/hr de glicerol en la etapa 3.	60
Figura 7.8 Consumo energético de la columna Petlyuk alimentada con 20 lbmol/hr de glicerol en la etapa 5.	60
Figura 7.9 Consumo energético de la columna Petlyuk alimentada con 25 lbmol/hr de glicerol en la etapa 3.	61
Figura 7.10 Consumo energético de la columna Petlyuk alimentada con 25 lbmol/hr de glicerol en la etapa 5.	61
Figura 7.11 Variación en el consumo energético con respecto a la temperatura de alimentación de glicerol.	62
Figura 7.12 Perfiles de composición con 15 lbmol/hr de glicerol alimentado en la etapa 3 como liquido saturado.	62
Figura 7.13 Perfiles de composición con 15 lbmol/hr de glicerol alimentado en la etapa 3 a 194°C, una atmosfera de presión y la corriente lateral sale en 10.	63
Figura 7.14 Perfiles de composición con 15 lbmol/hr de glicerol alimentado en la etapa 3 a 194°C en 17.	64
Figura 7.15 Comparación de las temperaturas de fondo entre glicerol y etilenglicol con un flujo de interconexión de 0.5 lbmol/hr.	66
Figura 7.16 Resultados mínimos de los valores obtenidos.	67
Figura 8.1 Curvas compuestas.	71
Figura 8.2 Diagrama de rejilla.	72
Figura 8.3 Costos totales.	73
Figura 8.4 Diagrama de operación continua en estado estable del proceso de purificación de etanol anhidro.	74
Figura 9.1 Aumento de temperatura como función del número de colectores solares en serie.	76
Figura 9.2 Diseño de la red de colectores solares de placa plana.	76
Figura 9.3 Diagrama final con integración de procesos, energía solar y servicios auxiliares de calentamiento.	80

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

1.1 Introducción

Los procesos industriales que requieren calentamiento usualmente obtienen su energía térmica a partir de alguna clase de hidrocarburos, los cuales provienen de fuentes no renovables y generan gases que contaminan la atmósfera. Por ello es importante buscar alternativas económica y ambientalmente favorables que minimicen las pérdidas de energía y los impactos negativos al medio ambiente.

En este proyecto se desea minimizar el consumo de combustible mediante el uso de energía solar en la etapa de precalentamiento y corrientes de entrada en el proceso de purificación de bioetanol usando destilación extractiva.

1.2 Justificación

Razones tales como la contaminación ambiental, los costos energéticos elevados en las columnas de destilación llevan a la necesidad de proponer diferentes alternativas favorables en todos los aspectos para la generación de vapor.

La idea principal de este proyecto es analizar un sistema de recolección de energía solar para después almacenarla de tal manera que pueda usarse a cualquiera hora, incluso cuando no hay sol. La energía es importante almacenarse debido a la variabilidad de la radiación solar, es decir, existen días en los que la radiación no es lo suficiente intensa para alcanzar el nivel de temperatura deseado, así como en las noches cuando hay ausencia de radiación solar.

1.3 Objetivos

General

- Minimizar el consumo de energía proveniente de combustibles fósiles mediante la aplicación de energía solar en el proceso de producción de bioetanol anhidro.

Particulares

- Minimizar el consumo de energía en la columna de destilación, mediante la simulación del proceso de separación en Aspen Plus.
- Seleccionar el mejor solvente.
- Obtener la red de colectores solares que garantice el suministro de la carga térmica al tren de purificación.
- Determinar la factibilidad económica y ambiental de implementar el campo solar.

1.4 Hipótesis

Un sistema de recolección de energía solar puede disminuir el consumo de combustibles fósiles para la generación de calor que se utiliza en el rehervidor de las columnas de destilación para la generación de etanol. Con ello se espera una reducción de emisiones de gases de efecto invernadero a la atmosfera y tener un proceso de producción del bioetanol anhidro sustentable. De las principales razones del calentamiento global son las emisiones generadas por los vehículos. Mediante el uso de etanol es posible reducir las emisiones de CO₂ a la atmosfera.

CAPÍTULO II

CONTAMINACIÓN AMBIENTAL

2.1 Introducción

La mayor parte de la energía térmica usada en el mundo se produce a partir de hidrocarburos donde las materias primas son derivados del petróleo y gas natural, estas reservas provienen de fuentes no renovables por lo que la demanda energética solo podrá ser satisfecha para algunos años, asociado a este problema está la contaminación ambiental por gases de efecto invernadero.

Las emisiones de gases de efecto invernadero en el sector energético son el resultado de la producción, transformación, gestión y el consumo de combustibles. Entre sus efectos se encuentra la retención de calor emitido por la radiación solar provocando la acumulación entre la barrera que forman dichos gases y la superficie terrestre, lo que contribuye en mayor proporción al calentamiento global.

2.2 Efectos de la contaminación ambiental

Los clorofluorocarbonos y los productos halogenados, entre otros han causado el agotamiento de los niveles de ozono estratosférico. La radiación solar contiene luz visible y rayos ultravioletas (UV), al estar la capa de ozono desgastada aumenta la intensidad con la que estos rayos penetran la Tierra y en consecuencia afecta la salud ocasionando daños a la piel, ojos y al sistema inmunológico, provocando asma, bronquitis, enfermedades cardiacas, reducciones en la capacidad pulmonar, efectos cardiovasculares, del desarrollo, reproductivas, neurológicas, retrasos en el crecimiento intrauterino, síndrome de muerte

temprana, siendo la población infantil y mayores de 65 años los grupos de población más vulnerables¹.

Por las razones expuestas anteriormente se está trabajando en soluciones viables para mitigar el daño, como ejemplos se puede citar el Protocolo de Montreal y el Protocolo de Kyoto.

2.3 Protocolo de Montreal

El Protocolo de Montreal establece medidas concretas para la eliminación del uso de las sustancias que agotan la capa de ozono. Se apoya con recursos financieros, (Fondo Multilateral del Protocolo de Montreal), a los proyectos se les da un periodo de diez años antes de cumplir con los compromisos específicos de la eliminación. México fue de los primeros países en ratificar el Protocolo de Montreal, el 31 de marzo de 1988. Este protocolo establece a los clorofluorocarbonos, halógenos, hidrofluorocarbonos, perfluorocarbonos, dióxido de carbono, metano y óxido nitroso, como sustancias agotadoras de la capa de ozono.²

2.4 Protocolo de Kyoto

El Protocolo de Kyoto de la convención en el marco de las naciones unidas sobre el cambio climático.

Elabora políticas y medidas de conformidad para fomentar la eficiencia energética en los sectores pertinentes de la economía nacional, mediante la protección y mejora de los sumideros y depósitos de gases de efecto invernadero no controlados por el Protocolo de Montreal, promueve modalidades agrícolas sostenibles de gestión forestal; investigación, promoción, desarrollo y aumento del uso de formas nuevas y renovables de energía,

¹ www.aire.cdmx.gob.mx Revisado 1 de septiembre de 2015

² www.semarnat.gob.mx Revisado 1 de septiembre de 2015

tecnologías de secuestro de dióxido de carbono y de tecnologías avanzadas y novedosas que sean ecológicamente racionales.³

Fomenta las reformas apropiadas en los sectores pertinentes con el fin de promover políticas y medidas que limiten o reduzcan las emisiones de los gases de efecto invernadero no controlados por el Protocolo de Montreal, así como el control de las emisiones producidas por el transporte.

2.5 Recursos energéticos y planes de acción en México

La combustión de los hidrocarburos es exotérmica, razón por la cual se utiliza para la producción de vapor o agua caliente en los procesos industriales. Las reacciones que se llevan a cabo dependen del tipo de combustible. Por ejemplo, si el combustible es gas natural se tienen las reacciones, tomando en cuenta una combustión incompleta:



Se observa que los productos son dióxido de carbono, vapor de agua y monóxido de carbono; sin embargo, en los procesos reales se tiene una combustión incompleta debido a la presencia de otros componentes presentes en el combustible tal como lo indica la norma NOM-001-SECRE-2010 especificaciones del gas natural, la cual considera como componente principal el metano; como secundario etano, propano, butano, pentano y otros hidrocarburos; como componentes inertes puede contener en bajas concentraciones nitrógeno y dióxido de carbono; y otros componentes como el argón, helio, oxígeno, mercaptanos y otros compuestos de azufre.

³ http://unfccc.int/porta1_espanol/informacion_basica/protocolo_de_kyoto/items/6215.php Revisado 1 de septiembre 2015.

Las normas oficiales mexicanas que son de carácter obligatorio enfocadas en la calidad del aire son las listadas a continuación:

- NOM-020-SSA1-1993, Salud ambiental. Criterios para evaluar la calidad del aire ambiental con respecto al ozono O_3 , como contaminante atmosférico, debe ser menor o igual a 0.11 ppm el cual no debe ser rebasado en un año.
- NOM-021-SSA1-1993, Salud ambiental. Criterios para evaluar la calidad del aire ambiente con respecto al monóxido de carbón (CO); no debe ser superior a un valor permisible de 11.0 ppm o lo que es equivalente a $12.595 \mu\text{g}/\text{m}^3$ en un promedio móvil de ocho horas una vez al año.
- NOM-022-SSA1-1993, Salud ambiental. Criterios para evaluar la calidad del aire ambiente con respecto al dióxido de azufre (SO_2), no debe rebasar el límite máximo normado de 0.13 ppm o lo que es equivalente $341 \mu\text{g}/\text{m}^3$ en veinticuatro horas una vez al año y 0.03 ppm ($79 \mu\text{g}/\text{m}^3$) en una media aritmética anual.
- NOM-023-SSA1-1993 Salud ambiental, Criterio para evaluar la calidad del aire ambiente, con respecto al dióxido de nitrógeno (NO_2), no debe rebasar el límite máximo normado 0.21 ppm (equivalente a $395 \mu\text{g}/\text{m}^3$) en una hora una vez al año.
- NOM-024-SSA1-1993 Salud ambiental. Criterio para evaluar la calidad del aire ambiente, con respecto a las partículas suspendidas totales (PST), no debe rebasar el límite máximo permisible de $260 \mu\text{g}/\text{m}^3$ en veinticuatro horas en un periodo de un año y $75 \mu\text{g}/\text{m}^3$ en una media aritmética anual.

En cuanto a la demanda energética se tiene que del año 2000 al 2011 el consumo de energía en el país creció en un promedio anual de 2.08%, mientras que el crecimiento anual del Producto Interno Bruto fue de 1.82%; se estima que en 2020 México se convertirá en un país estructuralmente deficitario en energía, según los datos reportados por la Estrategia Nacional de Energía 2013-2027 de los Estados Unidos Mexicanos (Martínez y col., 2016).

La Dirección de Investigaciones sobre la Calidad del Aire recopila, procesa y analiza los datos históricos de los “contaminantes criterio” de diversas ciudades del país. La Norma Oficial Mexicana (NOM-SEMARNAT-2015, Lineamiento para la obtención y comunicación del RESPIRA, Índice de Calidad del Aire y Riesgos a la Salud) establece los lineamientos para la obtención y comunicación del RESPIRA, Índice de Calidad del Aire y

Riesgos a la Salud, establece los criterios para definir los mecanismos de identificación de riesgos y de comunicación a la población de una manera clara, oportuna y continua, sobre los niveles de contaminación atmosférica, los probables daños a la salud que ocasiona y las medidas de protección que debe tomar. La norma también establece recomendaciones para los niveles de calidad del aire y para los grupos sensibles a los cuales afecta, entre las medidas adoptadas se propone la reducción de uso del automóvil.

2.6 Contaminación ambiental por la quema de combustibles fósiles de fuentes móviles

Dentro de los productos derivados del petróleo se encuentran: diésel y gasolinas líquidas (queroseno, combustibles de turbinas de avión, gasóleo). El sector de la energía comprende dos actividades principales relacionadas con la quema de combustibles: la primera es la combustión en fuentes estacionarias y la segunda es la combustión en fuentes móviles. Cada una de estas actividades incluye la emisión de gases como lo son dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4) y óxido nitroso (N_2O).

Las emisiones de dióxido de carbono provienen de la oxidación del carbono de los combustibles durante la combustión, en la práctica la combustión produce pequeñas cantidades de carbono parcialmente oxidado y no oxidado. El carbono que no se oxida inmediatamente como dióxido de carbono se emite en forma de gases distintos como lo son compuestos orgánicos volátiles diferentes del metano. Se liberan pequeñas proporciones de carbono en forma de monóxido de carbono (CO), metano (CH_4) o compuestos orgánicos volátiles distintos del metano, además de óxido nitroso (N_2O) y óxidos de nitrógeno (NO_x). A continuación, se menciona las emisiones de gases producidas por la quema de combustibles específicamente en fuentes móviles, es decir emitida por los automóviles. El óxido nitroso que se produce se ha encontrado que a temperaturas de combustión más bajas producen mayores emisiones de este compuesto, el grado de aumento o disminución de las emisiones de N_2O depende de las técnicas de conducción (cantidad de arranques en frío) y el tipo y antigüedad del catalizador. Logrando una mejor oxidación de la gasolina al utilizarse aditivos como bioetanol.

El análisis de los biocombustibles está tomando mucha importancia debido a que se buscan disminuir los gases contaminantes producidos por la quema de los combustibles fósiles, también asociado a este problema se encuentra la demanda de la población para combustibles requeridos en sus actividades diarias, es importante recordar que debido a su naturaleza de un recurso no renovable puede escasear para las generaciones futuras. Muchas tecnologías han surgido a partir de las crisis como es el caso de la crisis del petróleo en 1970 donde comenzaron muchas investigaciones para disminuir el consumo de combustible y retomaron estudios sobre el uso de recursos renovables.

2.7 Etanol como combustible automotor

El etanol ha atraído la atención mundial como combustible debido a sus propiedades fisicoquímicas como son mayor contenido de oxígeno que la gasolina por lo que al realizar la combustión reduce la emisión de gases de efecto invernadero y es soluble a la gasolina por lo que puede ser usado como una mezcla de combustibles para aumentar la oxidación de los hidrocarburos. En la Tabla 2.1 se muestra el poder calorífico y la densidad de los dos combustibles; tiene una presión de vapor menor que la gasolina por lo que en caso de fuga es menos probable que provoque una explosión; tiene un octanaje superior al de la gasolina con lo que evita la pre-ignición. Está destinado a usos particulares como la fabricación de ETBE (Etilterbutileter aditivo para la gasolina que aumenta los octanos de la gasolina), como una mezcla de bioetanol- gasolina, como combustible directo (motores especializados que funcionan con bioetanol), mezcla de bioetanol-diésel (Ludivine y col., 2012).

Tabla 2.1. Poder calorífico y densidad de etanol anhidro y gasolina.

Combustible	Densidad	Poder calorífico
	Kg/Lt	KJ/Kg
Gasolina	0.75	43000
Etanol anhidro	0.792	28000

CAPÍTULO III

PRODUCCIÓN DE BIOETANOL

3.1 Materia prima

El agave es la materia prima que puede seleccionarse para la producción de bioetanol anhidro debido a que no compite con la alimentación y se cuenta con 165,475 hectáreas en México (SAGARPA, 2015), además alrededor del 60% del territorio nacional tiene un clima favorable para el cultivo de esta planta. En el estado de Guanajuato se tiene aproximadamente 16,281 hectáreas sembradas de agave (Castro y col., 2014) cantidad que ha crecido en comparación con las 4,777 hectáreas que fueron reportadas (SAGARPA, 2010). Actualmente este estado es una de las cinco entidades que tiene municipios con denominación de origen del tequila: Abasolo, Ciudad Manuel Doblado, Cuerámara, Huanímaro, Pénjamo, Purísima del Rincón y Romita.

Considerando un rendimiento promedio de 78 toneladas por hectárea daría una producción global aproximadamente de 13 millones de toneladas de agave, de las cuales el 40% corresponde a la piña y el resto son las hojas que se quedan sin campo de uso (Iñiguez y col, 2001a), al procesar la piña en la industria tequilera se genera un residuo sólido, conocido como el bagazo de agave el cual corresponde a un 40% en peso de piña (Iñiguez y col, 2001b), de acuerdo con rendimientos teóricos se pueden obtener 6254 millones de litros de etanol anuales.

3.2 Descripción del proceso

El proceso de obtención de etanol anhidro se describe gráficamente en la Figura 3.1. La industria tequilera y mezcalera al procesar el agave, solo se aprovecha el 40% en peso que

corresponde a la piña. Cuando esta se procesa se genera un residuo sólido que corresponde al bagazo de agave, siendo este el 40% en peso de la piña y el resto son las hojas que se quedan en el campo sin uso. Las piñas pasan a un proceso de cocción, finalizando esa tarea una parte entra junto con el bagazo de agave a un proceso de molienda donde se realiza una hidrólisis ácida y una fracción de la salida de éste entra a una hidrólisis enzimática la salida de ambos se alimentan al proceso de fermentación, se obtiene lignina a la salida de la hidrólisis enzimática la cual puede ser usada como biocombustible. El factor limitante es la complejidad de la materia prima que está asociada con la naturaleza y composición de la biomasa que contiene la celulosa, hemicelulosa y lignina, estos polímeros deben romperse en azúcares fermentables con el fin de ser transformados en etanol en la etapa denominada hidrólisis (Cardona y col, 2010).

El propósito de un tratamiento previo es romper la estructura lignocelulósica a sus componentes monosacáridos para ser utilizados como sustratos en la fermentación. La basura meridional de la serrería del pino amarillo fue hidrolizada por un proceso de hornada usando 0.5% de ácido sulfúrico y con vapor a 912 kPa con un tiempo de operación de varias horas. La hidrólisis enzimática ejerce un efecto catalítico hidrolizante, en otras palabras favorece la ruptura de enlaces de hidrógeno mediante un grupo de enzimas llamadas hidrolasas.

En la etapa de fermentación se produce el bioetanol en el proyecto que se está describiendo se empleó *Saccharomyces cerevisiae* inmovilizada en ácido poligalacturónico o amberlitas que permita manipular altas concentraciones celulares y de sustrato. La producción de alcohol es un fenómeno complejo cuyo rendimiento depende de diversos factores como son características intrínsecas de la cepa, condiciones de aireación, concentraciones del inóculo, la composición del medio, las condiciones de fermentación, entre otras (Jones y col, 1981).⁴

Después de la fermentación, la mezcla etanol-agua entra a un proceso de purificación de etanol, cualquiera que sea la materia prima o el proceso, el producto obtenido de la fermentación es una solución diluida de menos del 10% en peso de etanol. El proceso de purificación tiene una columna de destilación convencional donde la mezcla se debe acercar

⁴ Informe técnico SAGARPA. (Castro y col., 2014).

al azeótropo, el destilado pasa después a una segunda columna donde se realiza la purificación mediante un solvente másico de extracción, en el siguiente capítulo se va a describir de manera más detallada el proceso de purificación del bioetanol, la pureza especificada es de 99.5% de tal manera que pueda ser mezclada con gasolina de 5% a 25% de etanol en volumen, debido a que un contenido mayor de etanol 70% en volumen incrementa la producción de hidrocarburos (Nadir y col., 2014).

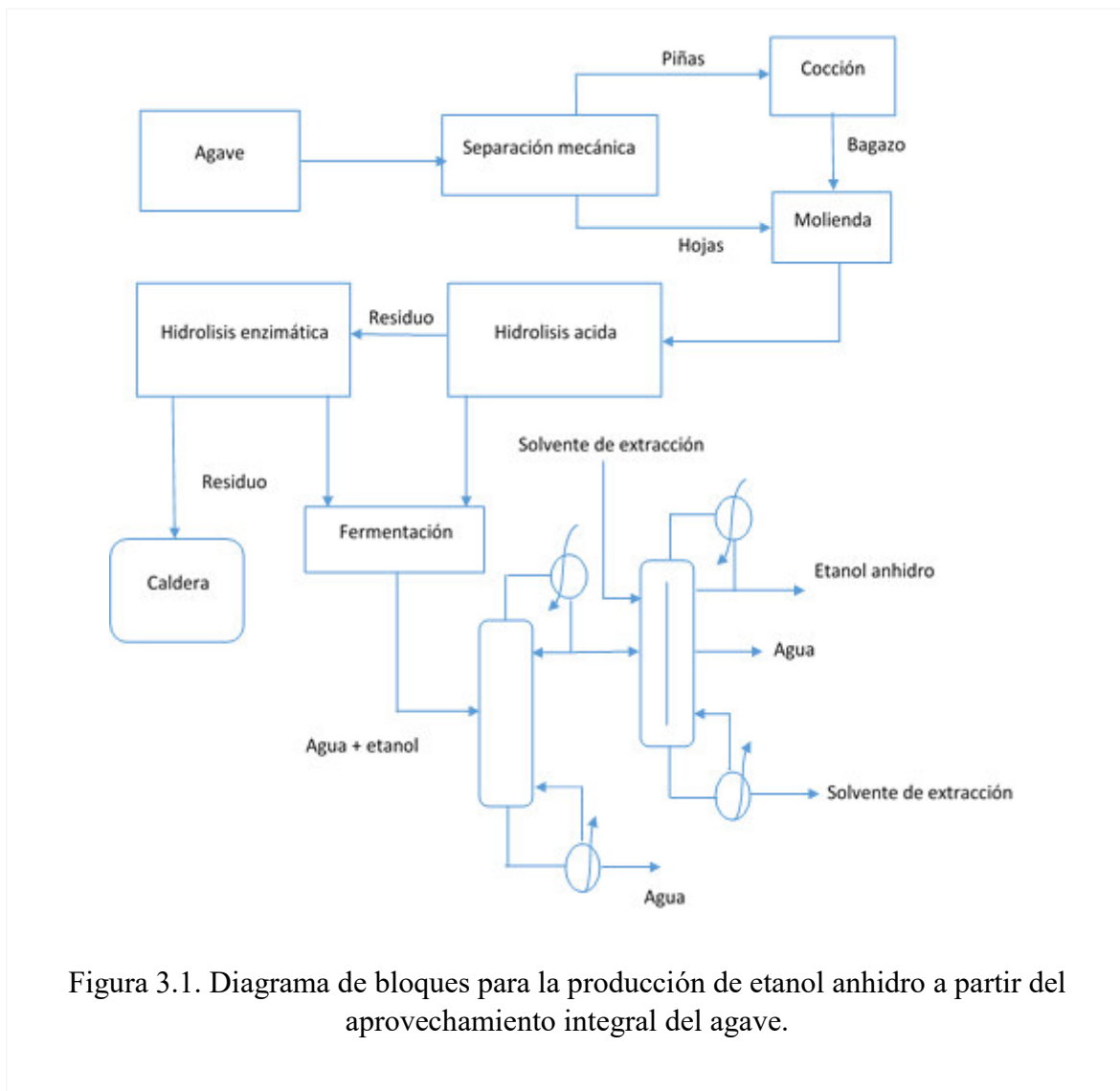


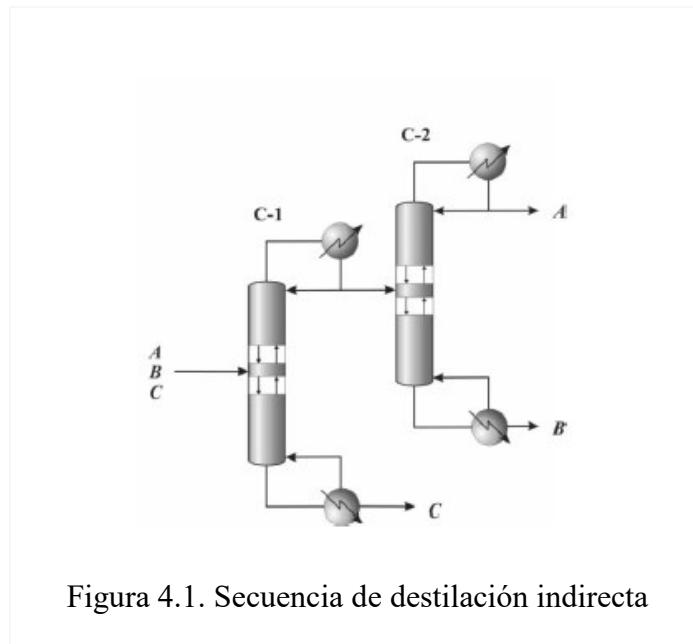
Figura 3.1. Diagrama de bloques para la producción de etanol anhidro a partir del aprovechamiento integral del agave.

CAPÍTULO IV

PROCESO DE PURIFICACIÓN DEL ETANOL ANHIDRO

4.1 Columna de destilación convencional

Una alimentación diluida de etanol en agua es alimentada a una columna de destilación convencional la cual remueve el azeótropo binario como destilado. El producto de fondos es agua pura. Este tipo de comportamiento indica que se está utilizando una secuencia indirecta, es decir el producto del domo se alimenta a una segunda columna de destilación, debido a que el producto de interés es el componente más volátil de la mezcla (Hernández, 2008).



A diferencia de la secuencia directa, es que el producto más volátil sale por el domo de la columna, mientras que los dos componentes salen por el fondo de la columna. Los cortes se determinan mediante el producto que se desea obtener, para la mezcla agua etanol, debido a la existencia del azeótropo en etanol agua este debe pasar a una segunda columna la cual debe purificar el etanol mediante la presencia de un solvente.

4.2 Destilación extractiva

Los azeótropos se presentan cuando las curvas de líquido y vapor se tocan en los diagramas temperatura contra fracción líquido y vapor del componente más volátil. Además de que se cruzan en un punto, tienen una tangente horizontal común, comportamiento que se ilustra en la Figura 4.2.

Los azeótropos se pueden clasificar en azeótropos de punto de ebullición máximo cuando el azeótropo formado se encuentra a una temperatura mayor a la temperatura de ebullición de los componentes puros, o de punto de ebullición mínimo cuando su temperatura de ebullición corresponde a una temperatura menor que la temperatura de ebullición de los componentes puros.

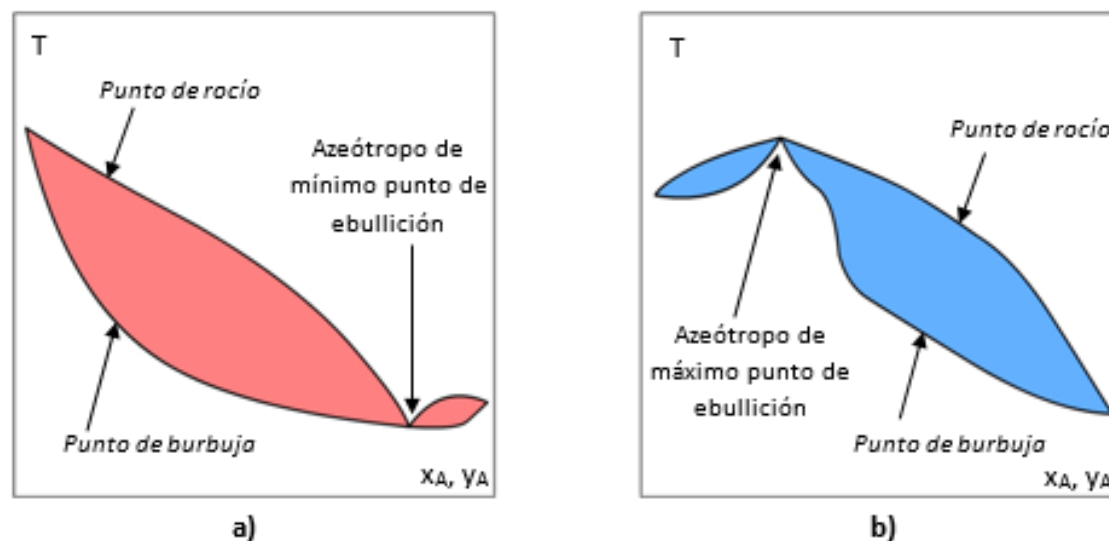


Figura 4.2. Diagramas T, x-y de azeótropos de a) mínima ebullición y b) máxima ebullición.

La mezcla etanol-agua presenta un azeótropo homogéneo a una temperatura de 78.15 °C con una composición de 95.62% en masa de etanol y 4.38% en masa de agua, los valores se obtuvieron mediante el uso del software Aspen Plus. Todos los azeótropos se pueden categorizar por su comportamiento en la ebullición y en base a dicho comportamiento se clasifican en homogéneos y heterogéneos. Los homogéneos son aquellos que se encuentran en la misma fase.

De acuerdo con Stichlmair y col. (1989), las tecnologías de separación pueden ser las siguientes:

- Destilación extractiva: utiliza un agente másico de separación, lo que permite una alteración en los coeficientes de actividad de la mezcla, haciendo que la volatilidad relativa de los componentes cambie de manera favorable. El solvente debe entrar a la columna por encima de la etapa de alimentación y unas etapas debajo del domo, para evitar que sea arrastrado hacia el condensador.
- Destilación por sales: este tipo de destilación es una variación de la destilación extractiva, donde la volatilidad relativa de los componentes claves es alterada mediante la disolución en una sal iónica soluble. La sal es no volátil lo que le permite llegar en fase líquida a la corriente de fondos.
- Destilación de presión oscilante: separa azeótropos sensibles a la presión que utiliza una secuencia de dos columnas operando a diferentes presiones.
- Destilación azeotrópica homogénea: separa la mezcla mediante la adición de un extractante que forma un azeótropo de ebullición máximo o mínimo, es decir ya sea que se vaya con el componente ligero clave por el domo o con el componente pesado clave y salga por el fondo hacia el rehervidor. Este extractante se adiciona cerca del domo, en la alimentación o cerca del fondo de la columna, dependiendo de cómo sea removido el azeótropo.
- Destilación azeotrópica heterogénea: el azeótropo de ebullición mínima se divide en dos fases líquidas las cuales salen por el domo, donde se separan las fases una se alimenta como reflujo, mientras que la segunda fase se envía a algún proceso o se obtiene como producto.
- Destilación reactiva: agrega un agente de separación que reacciona de manera selectiva y reversible con uno o más de los constituyentes de la mezcla. El producto de reacción es destilado de los componentes que no reaccionaron. El producto de reacción es llevado a la reversibilidad para la recuperación del agente de separación y de otros componentes de la reacción.

Cuando se trata de separar una mezcla altamente no ideal, si existen especies polares presentes, las fases se alejan fuertemente de la idealidad (como es en el caso de la mezcla

etanol agua). Por medio de presión oscilante es muy poco factible llevar a cabo la separación debido a que es muy insensible la composición del azeótropo al cambio de presión. En la destilación extractiva se aprovecha el comportamiento no ideal que exhiben ciertas mezclas en presencia de solventes selectos. Este tipo de separación es usada para aquellas mezclas que tienen componentes claves con una volatilidad relativa por debajo de 1.10 en un apreciable rango de concentración.

La elección del solvente efectivo es aquel que es atraído por uno o más componentes, esta atracción del solvente por dichos componentes reduce la volatilidad del mismo, así como las volatilidades de dichos componentes. El solvente debe ser atraído hacia los componentes relativamente pesados, esto no constituye una regla en el comportamiento del solvente. La atracción del solvente por ciertos componentes de la mezcla se atribuye comúnmente a uno o más de los siguientes factores: enlace de hidrógeno, las características polares del solvente y de los miembros de la mezcla, formación de complejos químicos débiles e inestables, reacciones químicas que ocurren entre el solvente y uno o más de los componentes de la mezcla.

Factores de gran importancia para la elección del solvente:

- La introducción del agente másico externo no debe crear nuevos problemas, por ejemplo, que no permita llegar a las especificaciones de pureza.
- No debe causar cualquier región de inmiscibilidad.
- No debe presentar dificultad para ser separado posteriormente, esto es, que no forme azeótropos con otros componentes.
- Su reciclaje debe ser de alta eficiencia.
- No debe crear problemas de seguridad, ni problemas de almacenamiento.
- Debe ser inerte, para permitir el uso de materiales comunes de construcción.

Las variables a optimizar en la destilación extractiva son:

- La relación extractante/alimentación.
- La posición de la corriente de extractante sobre la columna.

Estos dos puntos afectan de manera directa a la carga térmica, aumentan o disminuyen el consumo de energía en el rehervidor.

Existe una gran variedad de solventes reportados en la literatura para la purificación de etanol como son el uso de sales tales como NaCl, KI, CaCl₂, etilenglicol, glicerol (Hernández, 2008), acetatos y sales inorgánicas como CaCl₂, AlCl₃, KNO₃ (CuNO₃)₂·3H₂O, Al(NO₃)₃·9H₂O, K₂CO₃ (Barba y col, 2003), una mezcla de etilenglicol con cloruro de calcio (Gil y col, 2008), etilenglicol con acetato de potasio (Fu, 2004).

4.3 Columna de destilación térmicamente acoplada de pared divisoria

En 1949 se patentó la primera columna de destilación de pared divisoria; sin embargo, de manera práctica no se reportó de manera inmediata, para 1965 se realizó de manera completa un estudio termodinámico donde muestra que la secuencia térmicamente acoplada tiene bajos requerimientos de energía comparados con la secuencia de destilación directa e indirecta de una columna convencional. Los sistemas de destilación térmicamente acoplados (TCDS) se obtienen mediante la implementación de corrientes de interconexión (uno en la fase vapor y la otra en fase líquida) entre dos columnas, cada interconexión sustituye a un condensador o un rehervidor a partir de una de las columnas, estos flujos de interconexión determinan el consumo mínimo de energía (Hernández, 2008). Los esquemas de destilación térmicamente acoplados han demostrado ahorros de energía entre 30 y 50% en comparación con las secuencias de destilación convencional (Tedder y Rudd, 1978; Hernández y col, 1996).

En el caso de la separación de mezclas ternarias (A, B y C), los sistemas más estudiados son:

- Secuencia de destilación térmicamente acoplada con un rectificador lateral (TCDS-SR Figura 4.3). Los flujos de interconexión se encuentran por debajo de la alimentación.
- Secuencia de destilación térmicamente acoplada a un agotador lateral (TCDS-SS Figura 4.4), los flujos de interconexión están por arriba de la alimentación.
- Secuencia de destilación con acoplamiento térmico total, conocida como la columna Petlyuk (Figura 4.5)

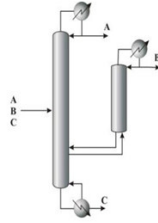


Figura 4.3. Secuencia de destilación térmicamente acoplada con un rectificador lateral (TCDS-SR)

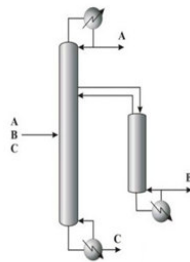


Figura 4.4. Columna térmicamente acoplada a un agotador lateral (TCDS-SS).

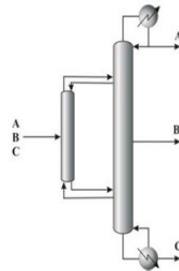


Figura 4.5. Columna Petlyuk.

El ahorro en el consumo de energía puede ser explicado en términos del remezclado. En términos del perfil de concentración del componente B; este empieza a aumentar hasta un valor máximo en algún plato intermedio y después disminuye hasta alcanzar el fondo de la columna, esto se conoce como remezclado y está asociado a la ineficiencia energética de la equipo de destilación convencional, ya que para alcanzar nuevamente esta separación se deberá adicionar más energía (Flores y col, 2003). Para el caso de la columna Petlyuk la

corriente lateral que elimina el componente intermedio B del equipo se elimina donde B es la máxima cantidad, con la finalidad de eliminar el efecto de remezclado en la columna principal.

Además de la columna Petlyuk se ha estudiado un nuevo concepto sobre las columnas de destilación con integración interna de calor (HIDiC), donde la idea de intercambio interno es básicamente una distribución y adición del calor removido en el proceso de destilación de manera uniforme a lo largo de la longitud de la columna.

4.4 Grados de libertad

Los grados de libertad son las variables de un modelo matemático que se pueden optimizar para dar solución al conjunto de ecuaciones en un rango favorable y real. La destilación (con una corriente de entrada, condensador total y reboiler parcial) se tienen los grados de libertad $N_D = 2N + C + 9$, se tienen dos casos para la especificación de las variables:

- Caso I: cuando se especifica la recuperación de un componente, las variables que se deben conocer son: temperatura de saturación del condensador, recuperación del componente clave ligero, recuperación del clave pesado, relación de reflujo (mayor al mínimo).
- Caso II: si se conoce el número de etapas de equilibrio, los siguientes parámetros que deben establecerse son la temperatura de saturación del condensador, el número de etapas en la zona de rectificación (arriba de la alimentación), el número de etapas por debajo de la alimentación (sección de agotamiento o empobrecimiento), la relación de reflujo y el flujo de destilado.

Para la destilación extractiva (dos corrientes de entrada, condensador total, reboiler parcial, condensador de una sola fase) $N_D = 2N + 2C + 12$, se presentan los mismos casos anteriores más las que se presentan a continuación:

- Caso I: se ha especificado la recuperación de un componente, las variables mencionadas anteriormente más la etapa óptima de alimentación del solvente de

recuperación, mejor conocido como agente másico de extracción (MSA) y el flujo óptimo de alimentación del MSA.

- Caso II: el número de etapas en equilibrio se especifica más la temperatura de saturación del condensador, número de etapas por arriba del solvente de extracción, número de etapas por debajo del agente de extracción, el número de etapas por debajo de alimentación de la mezcla a separar, la relación de reflujo, velocidad de flujo de destilado.

4.5 Modelo matemático equilibrio líquido vapor y ecuaciones MESH

Para que se obtenga el equilibrio líquido-vapor se debe tener en cuenta tres condiciones termodinámicas: equilibrio térmico, mecánico y químico. La condición de equilibrio requiere que el potencial químico de cada componente debe ser el mismo en cada fase Ecuación (4.1):

$$\mu_i^V = \mu_i^L \quad (4.1)$$

De la definición de fugacidad Ecuación (4.2):

$$f_i^L = f_i^V = f_i^{sat} \quad i=1,2,\dots,N. \quad (4.2)$$

El subíndice en la Ecuación (4.3) indica el número de especies presentes en el equilibrio, puede resolverse para la fracción líquido o vapor.

$$y_i \phi_i^V P = x_i \gamma_i^L f_i^L \quad (4.3)$$

Si se asume que la fase vapor se puede modelar como un gas real mediante la ecuación de Redlich/Kwong (RK) Ecuación (4.4), con el término que relación la atracción entre las partículas a (T) Ecuación (4.5) y b que es el volumen disponible de un mol por partícula Ecuación (4.6):

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \quad (4.4)$$

$$a(T) = \psi \frac{Tr \frac{1}{2} RT_c^2}{P_c} \quad (4.5)$$

$$b = \Omega \frac{RT_c}{P_c} \quad (4.6)$$

Los números ψ y Ω son puros e independientes de la sustancia.

Temperatura reducida Ecuación (4.7) y Ecuación (4.8) relación entre el coeficiente de fugacidad y las fracciones de líquido y vapor.

$$Tr \equiv \frac{T}{T_c} \quad (4.7)$$

$$\frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i^L P_i^{sat}}{P} \quad (4.8)$$

El coeficiente de actividad puede ser calculado mediante diferentes modelos termodinámicos, siendo los métodos más favorables Wilson y NRTL.

El modelo de Wilson (Wilson, 1964) Ecuación (4.9) asume una distribución pareja de las moléculas de diferentes especies. Este modelo considera que la concentración local difiere de la global debido a la distribución especial de las diferentes moléculas.

$$\ln \gamma_i^L = 1 - \ln\left(\sum_{l=1}^{NC} x_l \Lambda_{il}\right) - \sum_{m=1}^{NC} \left(\frac{x_m \Lambda_{ml}}{\sum_{l=1}^{NC} x_l \Lambda_{il}}\right) \quad (4.9)$$

El símbolo Λ_{il} es un parámetro no simétrico de interacción binaria, $\Lambda_{ii} = 1$.

Puede ser calculado mediante el modelo NRTL (Renon y Prausnitz, 1968) de la Ecuación (4.10) a Ecuación (4.13), el cual trata de expresar el hecho de que el parámetro α_{li} caracteriza la tendencia de las especies i y l a distribuirse de una manera no azarosa, con direcciones preferenciales.

$$\ln \gamma_i^L = \frac{\sum_{l=1}^{NC} \tau_{li} G_{li} x_l}{\sum_{m=1}^{NC} G_{mi} x_m} + \sum_{l=1}^{NC} \frac{x_l G_{li}}{\sum_{m=1}^{NC} G_{ml} x_m} \left(\tau_{il} - \frac{\sum_{m=1}^{NC} \tau_{ml} G_{ml} x_m}{\sum_{m=1}^{NC} G_{ml} x_m} \right) \quad (4.10)$$

$$G_{li} = e^{(-\alpha_{li} \tau_{li})} \quad (4.11)$$

Los coeficientes τ_{il} y τ_{li} se determinan mediante las siguientes expresiones:

$$\tau_{il} = \frac{g_{il} - g_{ii}}{RT} \quad (4.12)$$

$$\tau_{li} = \frac{g_{li} - g_{ii}}{RT} \quad (4.13)$$

Donde $g_{il} \neq g_{li}$, α_{li} y τ_{li} son parámetros ajustables, por lo que se debe contar con datos experimentales esto mismo ocurre para los parámetros α y τ que pueden ser estimados mediante un ajuste lineal.

La presión de saturación se puede determinar mediante la ecuación de Antoine Ecuación (4.14):

$$\ln P_i^{sat} = a_i - \frac{b_i}{T+c_i} \quad (4.14)$$

Los parámetros a_i , b_i y c_i son constantes específicas para cada i sustancia en rangos de temperatura indicados, estos parámetros se pueden encontrar en la literatura.

Y las sumatorias de composición Ecuación (4.15) deben cumplir el criterio de la unidad Ecuación (4.16):

$$\sum y_i = \sum x_i, \quad (4.15)$$

$$0 \leq y_i, x_i \leq 1 \quad (4.16)$$

El equilibrio líquido vapor se encuentra entre las condiciones del punto de burbuja y el punto de rocío, matemáticamente se pueden identificar mediante las Ecuaciones (4.17) y (4.18), respectivamente, donde z_i es la composición en un punto determinado del componente i y k_i es la constante de equilibrio a las condiciones de presión y temperatura a las cuales se está operando, de cumplir la condición de igualdad a la unidad se tienen las dos condiciones expresadas a continuación que se observan en las ecuaciones (4.17) y (4.18), la primera condición conocida como punto de burbuja es la primera burbuja en caso de tener un líquido, la segunda es el punto de rocío en caso de tener un vapor donde indica la primera gota.

$$\sum z_i k_i = 1 \quad (4.17)$$

$$\sum \frac{z_i}{k_i} = 1 \quad (4.18)$$

Para conocer el orden en el que se van a separar los componentes es importante calcular su volatilidad relativa, las relaciones de equilibrio en sistemas binarios se expresan con frecuencia utilizando la volatilidad relativa α_{AB} Ecuación (4.19), que se define mediante la siguiente ecuación:

$$\alpha_{AB} \equiv \frac{y_A x_B}{y_B x_A} = \frac{y_A(1-x_A)}{x_A(1-y_A)} \quad (4.19)$$

Para mezclas multicomponentes se calcula a partir de la constante de equilibrio k_{ij} Ecuación (4.20) para obtener la volatilidad relativa α_{iP} se realiza el cociente indicado en la con respecto al componente clave pesado Ecuación (4.21):

$$k_{ij} = \frac{y_{i,j}}{x_{i,j}} = \frac{\phi_i^L}{\phi_i^V} \quad (4.20)$$

$$\alpha_{iP} = \frac{y_i}{x_i K_P} \quad (4.21)$$

La solución del problema de separación con múltiples etapas necesita resolver el balance de masa, energía y equilibrio, lo cual aumenta su complejidad debido a que la operación a contracorriente interconecta las etapas y cada una de ellas es función de cada componente en la mezcla. La Figura 4.6 ilustra las variables del modelo matemático. El sistema de ecuaciones que se define a continuación es para un sistema con N etapas y NC componentes, donde j representa el plato y los componentes se representan con i:

M: Balance de masa, Ecuación (4.22)

$$M_{ij} = V_{j+1}y_{i,j+1} + L_{j-1}x_{i,j-1} - (V_j + SV_j)y_{i,j} - (L_j + SL_j)x_{i,j} + F_jz_{i,j} = 0 \quad (4.22)$$

E: relaciones de equilibrio, Ecuación (4.23)

$$E_{i,j} = y_{i,j} - k_{ij}x_{i,j} = 0 \quad (4.23)$$

S: sumatoria de las fracciones molares Ecuación (4.15) y cumplirse la condición de la Ecuación (4.16)

H: balance de energía, Ecuación (4.24)

$$H_{j=}V_{j+1}H_{j+1} + L_{j-1}h_{j-1} - (V_j + SV_j)H_j - (L_j + SL_j)h_j + F_jH_j^F \pm Q_j = 0 \quad (4.24)$$

Estas ecuaciones son llamadas MESH donde x_i , y_i y z_i son las composiciones de líquido, vapor y alimentación, respectivamente. Dado que el modelo matemático que se resuelve en Aspen Plus mediante los módulos correspondientes es altamente no lineal se tiene más de una solución posible, las raíces que se obtienen por el simulador son soluciones correctas, en ellas se encontró un máximo, un mínimo y posiblemente raíces intermedias.

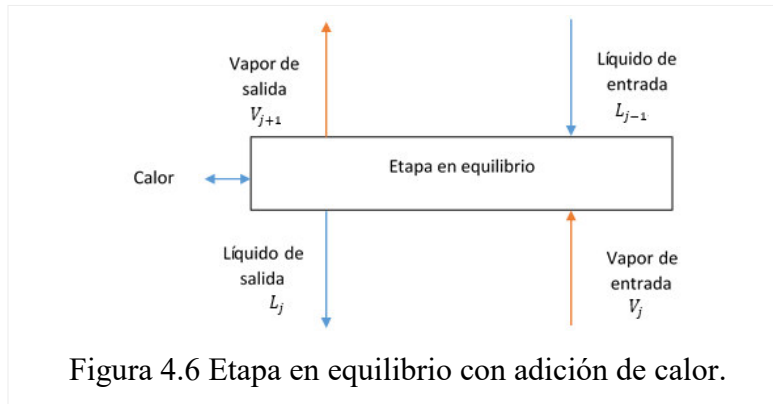


Figura 4.6 Etapa en equilibrio con adición de calor.

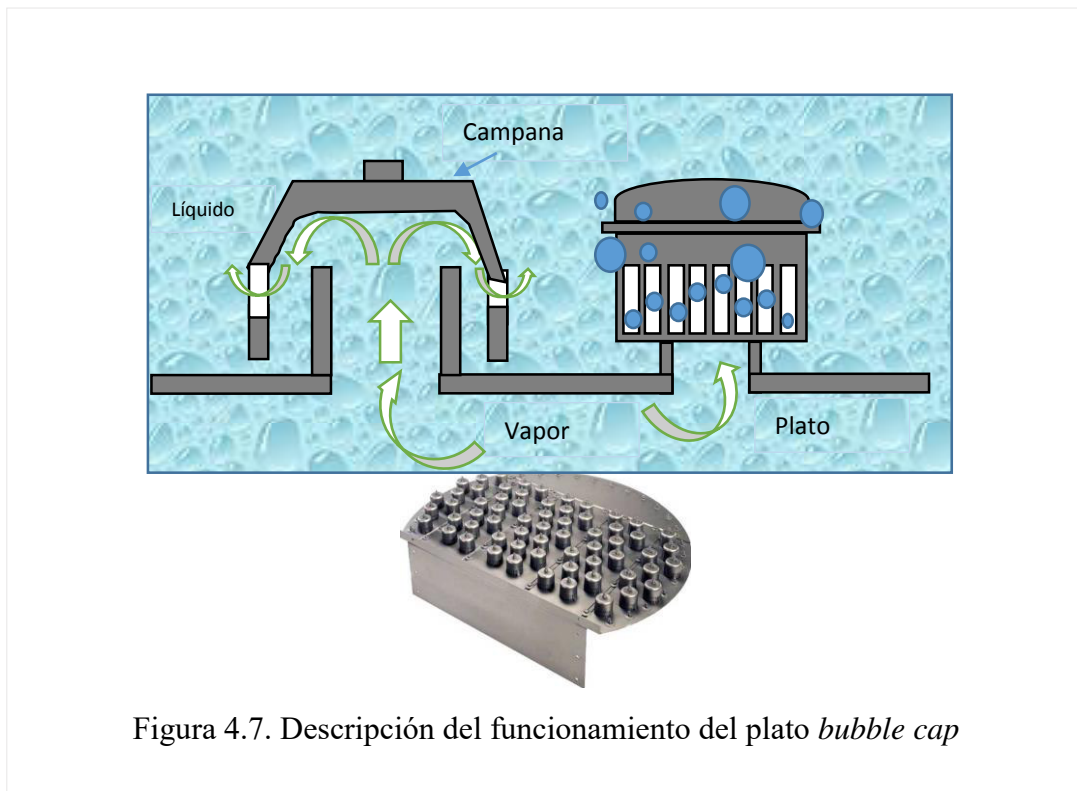
4.5.1 Múltiples estados estacionarios

Definido el modelo matemático, se observa que debido a su alta no linealidad se encuentra más de una solución factible al modelo, aun cuando se acota el espacio de solución para que los resultados se les encuentre una interpretación física, lo cual genera multiplicidad de soluciones factibles. La multiplicidad existe cuando hay más de un resultado para un conjunto específico de variables que satisface el balance molar y el balance de energía, en consecuencia se obtienen múltiples estados estacionarios los cuales logran operar el equipo de proceso (Fogler, 2008). Existen tres tipos de multiplicidad: “*output Multiplicity*”, “*input Multiplicity*” e “*internal multiplicity*” (Gani y col., 1993); en el desarrollo de esta investigación el tipo de multiplicidad que se encontró fue *output multiplicity* debido a que se eligen un conjunto de variables de entrada y para estas existen varias posibilidades de resultados.

Se han reportado en la literatura artículos sobre la multiplicidad de diferentes sistemas como benceno, tolueno y o-xileno en un sistema Petlyuk (Chávez y col., 1986), una mezcla de etanol, agua y benceno (Dalal y col., 2003), los cuales han reportado más de una solución factible para el sistema de estudio.

Para las columnas de destilación se puede encontrar la multiplicidad en el consumo energético dado por el rehervidor y el condensador para determinados valores de entrada al sistema.

4.6 Tipos de platos de la columna de destilación

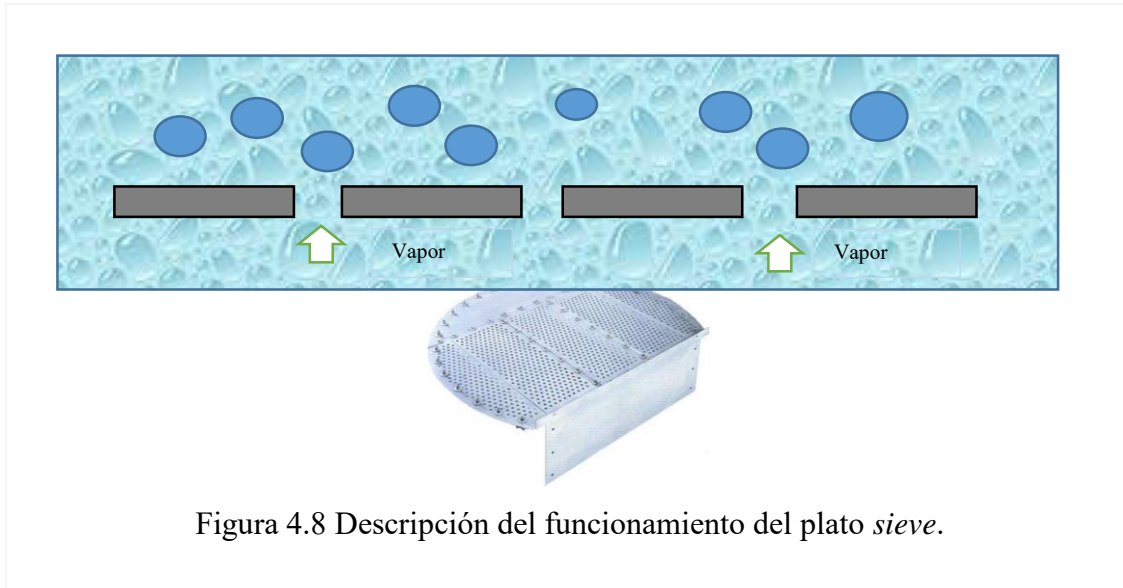


Bandeja de campana de burbujeo (*bubble cap*) tiene un elevador arriba de cada agujero y una tapa que cubre el tubo ascendente. La tapa está montada de manera que hay un espacio entre ella y el elevador para permitir el paso de vapor. La Figura 4.7 muestra en una sección del plato el funcionamiento del mismo y una fotografía del plato *bubble cap*. Poseen la desventaja de que si la campana se quede atascada, se debe reemplazar para no disminuir la eficiencia del plato.

Platos perforados (*sieve*) son placas de metal con agujeros en ellos. El vapor pasa directamente hacia arriba a través del líquido que se encuentra en el plato. La disposición, número y tamaño de los orificios son parámetros de diseño. La Figura 4.8 muestra la descripción del funcionamiento, así como una imagen del plato *sieve*.

Los platos son esenciales en el proceso de separación ya que cada etapa se encarga de lograr una fracción de separación de la mezcla. Los platos están diseñados para maximizar el contacto líquido vapor considerando la distribución del líquido y la distribución del vapor y

con esto tener un mejor rendimiento en la columna, hacer una elección óptima del número de etapas tienen beneficios en cuanto a un menor consumo de energía y menores costos de construcción.



La distancia entre los platos usualmente es de 0.6023 metros (heurística de diseño), sin embargo, esta altura se puede cambiar si es que la mezcla lo permite. Existen ciertos fluidos que cuando se calientan y caen entre los platos generan espuma y esta disminuye la transferencia de calor y en consecuencia una menor separación. Los fluidos claros (limpios) son aquellos que no generan espuma cuando se tienen esta clase de sustancias es factible disminuir el espaciado entre platos, una consideración que puede usarse es la que se muestra en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1 Distancia entre platos en función del diámetro de la columna.

Diámetro de la torre	Distancia entre platos	
	cm	in
Menores a 0.75	23 ó 30.5	9 ó 12
0.75 a 1.5	45.7	18
0.75 a 3.00	45.7 ó 61	18 ó 24
1.50 a 6.00	61	24
6.00 ó mayor	91.4 ó mayor	36 ó mayor

4.7 Proveedor y dissipador de energía en la columna de destilación.

En la columna de destilación se puede dividir en dos secciones a partir de la alimentación de la mezcla que se desea separar, estas son la sección de rectificación la cual se encuentra por encima de la alimentación hasta la etapa uno siendo el condensador, este puede ser total o parcial; la segunda de ellas es la sección de agotamiento que se localiza a partir de la alimentación de la corriente que contiene la mezcla a separar hasta la etapa N el cual se conoce como rehervidor.

Una heurística de diseño para el condensador se basa en que la presión de operación, se establece para que este pueda ser operado con agua como refrigerante. El condensador total es el más recomendado debido a que de elegirse el condensador parcial se debe asegurar que la cantidad de reflujo en la columna es la requerida.

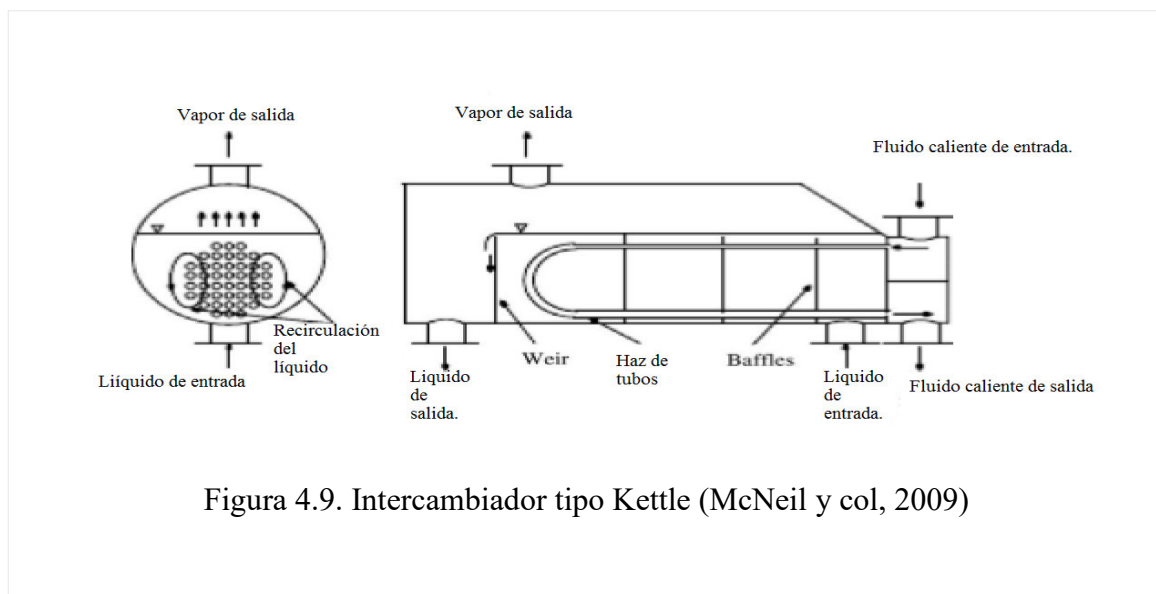


Figura 4.9. Intercambiador tipo Kettle (McNeil y col, 2009)

El rehervidor es un intercambiador de calor donde la mezcla proveniente de la etapa N-1 entra al intercambiador para vaporizar una fracción del producto de fondos, este intercambiador puede ser tipo Kettle o termosifón. En el simulador Aspen Plus tiene predeterminado el intercambiador tipo Kettle, ilustrado en la Figura 4.9, por ello se hace referencia en este proyecto a este. Un reboiler tipo Kettle es un tipo de intercambiador de calor que se distingue por su desempeño simple. Consiste en un haz de tubos metidos en un

estanque de un fluido (McNeil y col, 2009). El fluido caliente pasa por el haz de tubos mientras el fluido frío circula en la coraza, de tal manera que el fluido frío que absorbe calor se vaporiza y el vapor sale por la parte superior y el líquido por la parte inferior esto se debe a una diferencia de densidades. Como se mencionó anteriormente, el fluido caliente entra por los tubos, este valor no lo proporciona el simulador Aspen Plus en cuanto a su flujo o temperatura, sin embargo, si proporciona la temperatura de fondos a la cual debe llegar la mezcla para realizar la separación, este fluido se conoce como corriente fría debido a que entra a una temperatura más baja con respecto a la temperatura de salida. La corriente caliente puede provenir de una caldera si se requiere vapor o de alguna especie de intercambiador si solo se necesita agua caliente, esto es función de la temperatura de fondos. La caldera se encuentra como servicios auxiliares.

4.7.1 La caldera

Existen dos tipos generales de calderas de vapor, estas son de tubos de humo y tubos de agua. Las calderas de tubos de humo se usan para demandas de baja capacidad, generalmente 15 000 a 20 000 lb/h de vapor para uso industrial, rara vez excedente los 8 pies en diámetro y la presión de vapor generalmente se limita de 100 a 150 lb/in². Las calderas de tubos de agua se pueden clasificar en tres: tambor longitudinal, tambor cruzado con tubos rectos y tambor cruzado con tubos encorvados. (Kern, 2001).

La caldera es de vital importancia en este proyecto debido a que se desea minimizar el consumo de combustible por dos razones: la primera para disminuir los gases de efecto invernadero mediante el uso de energía solar y la segunda es para disminuir los costos de operación energética por el uso de combustibles fósiles en las columnas.

Existen ciertos parámetros los cuales puede trabajarse sobre ellos para disminuir el consumo de combustible como los son: disminuir el exceso de aire y aumentar su temperatura aproximadamente 50°C, limpieza al intercambiador de calor debido a que disminuye el coeficiente global de transferencia de calor y aumentar la temperatura a la entrada de la caldera.

CAPÍTULO V

DISMINUCIÓN EN EL CONSUMO DE COMBUSTIBLE

5.1 Radiación solar

El Sol es un gran reactor continuo de fusión en el que el hidrógeno se combina para formar helio. Esta estrella emite una radiación electromagnética (Figura 5.1) en una región del espectro de $0.25 \mu\text{m}$ a $3.00 \mu\text{m}$, su espectro se asemeja mucho al que emitiría un cuerpo negro a 6000 K , se calcula que la radiación que llega a la Tierra en promedio es 1357 W/m^2 . Cincuenta minutos de la energía del sol a la tierra, equivale al consumo mundial anual de energía.

En días de máxima claridad, la intensidad de la radiación alcanza los $1,200 \text{ W/m}^2$ (laboratorio solar de la Universidad de Guanajuato) mientras que días totalmente cubiertos por nubes puede llegar hasta 60 W/m^2 .

Los siguientes conceptos son fundamentales para los balances asociados a la radiación solar:

- Radiación directa, es el tipo de energía que se recibe desde el sol, sin que exista alguna interferencia en su dirección original.
- Radiación difusa, es la radiación solar que se recibe después de haber sido modificada su dirección original.
- Radiación total o global, es la suma de la radiación directa y difusa, en días de máxima claridad, el 85% pertenece a la radiación directa, mientras que en días absolutamente nublados el 100% es radiación difusa.
- Irradiancia (G), es la energía solar que incide sobre una superficie en la unidad de tiempo, esto es, la medida instantánea de la intensidad de la radiación. Puede ser directa o difusa.
- Irradiación (H, I), es una medición de la intensidad de la radiación integrada en el tiempo. Esta puede ser directa o difusa.

- Tiempo de insolación, es el tiempo en el que el Sol no está cubierto por nubes, se puede manejar por días, para un mes o año.
- Transmitancia, es la cantidad de energía que atraviesa un cuerpo en determinada cantidad de tiempo.
- Absorbancia, cuando un haz de luz incide sobre un cuerpo translucido, una parte de ella es absorbida por el cuerpo y el resto atraviesa dicho cuerpo.
- Emisividad, es la proporción de la radiación térmica que emite una superficie u objeto debido a su temperatura.

Para la medición de los parámetros de la radiación solar se pueden utilizar diversos equipos como son el piranómetro para la irradiancia global, el piranómetro con banda de sobras para la irradiancia difusa y pirheliómetro para la irradiancia directa.

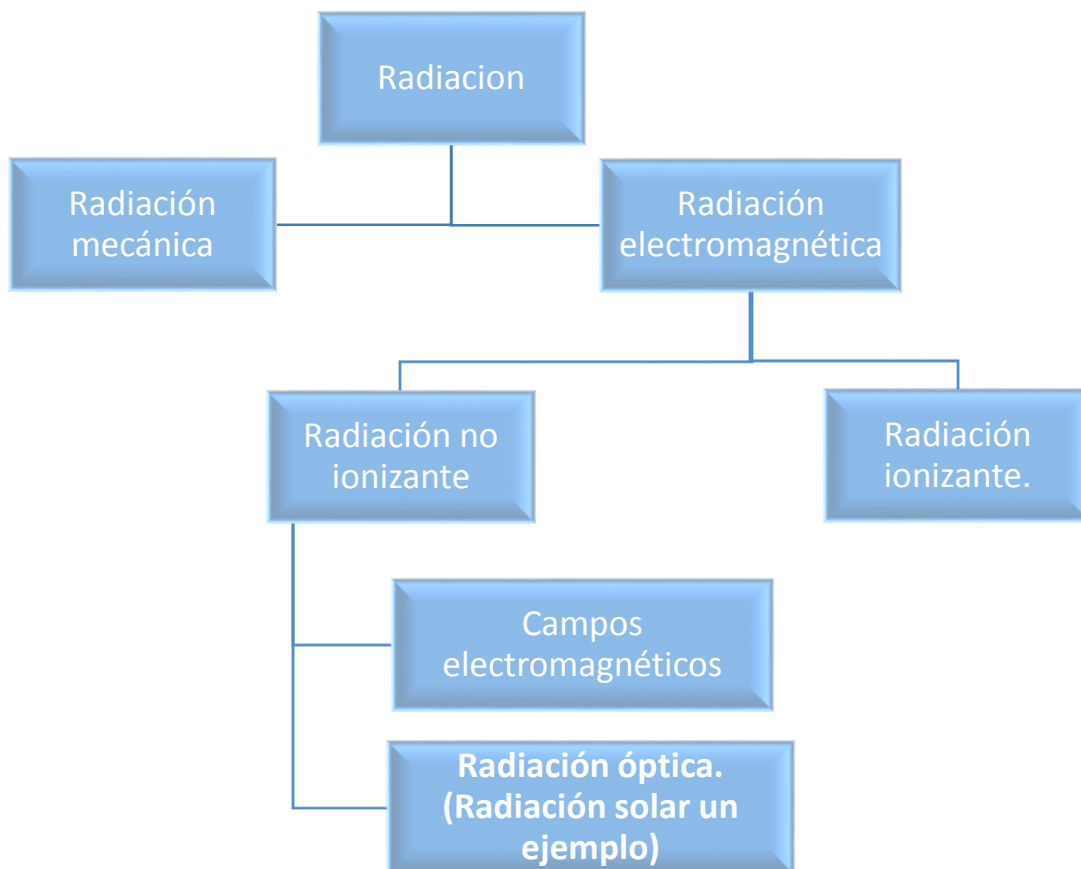


Figura 5.1. Mapa conceptual de la radiación.

5.2 Radiación en la ciudad de Guanajuato

La ciudad de Guanajuato en el estado de Guanajuato en México se ubica entre los paralelos $19^{\circ} 55' 08''$ y los $21^{\circ} 52' 09''$ de latitud norte y los meridianos $102^{\circ} 09' 07''$ de longitud oeste, los parámetros normales climatológicos en este estado obtenidos de 1951-2010 fueron una temperatura máxima promedio de 26.2°C , una temperatura mínima promedio de 11.3°C . La irradiación oscila entre un mínimo anual de $4.15\text{ kWh/m}^2\cdot\text{día}$ en el mes de diciembre, y el máximo de $6.39\text{ kWh/m}^2\cdot\text{día}$ en el mes de abril. La irradiación global media anual es de $5.45\text{ kWh/m}^2\cdot\text{día}$, la irradiación global acumulado a lo largo del año asciende a $1,962.26\text{ kWh/m}^2\cdot\text{año}$, las mediciones reportadas en la literatura que se tomaron en el año 2009. En las Figura 5.2 se muestran los datos de irradiancia solar total, en un día del mes de diciembre de 2009 para un día claro y Figura 5.3 para un día nublado (Martínez y col., 2016).

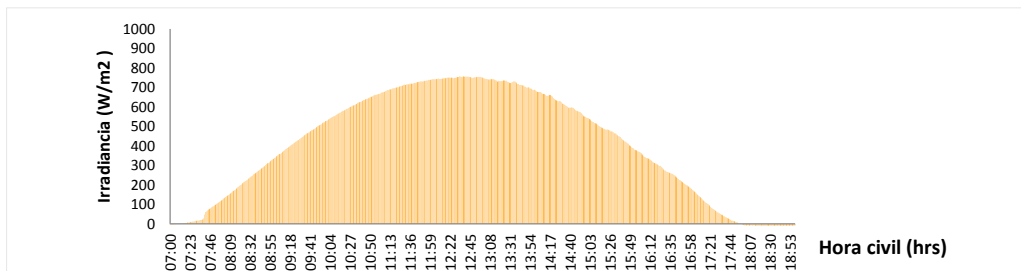


Figura 5.2. Irradiación solar sobre una superficie horizontal en un día despejado. (Martínez y col, 2016)

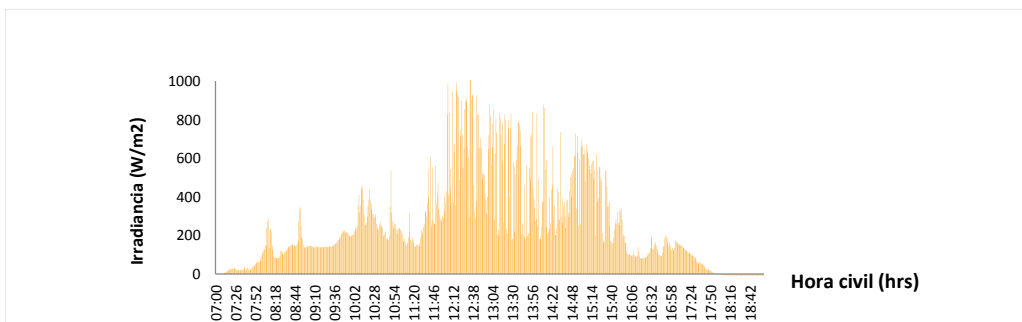


Figura 5.3. Irradiación solar sobre una superficie horizontal en un día nublado. (Martínez y col, 2016)

Mediante la longitud y latitud del lugar donde se desea obtener el contenido energético de la ciudad se ingresan en la página web de la NASA, los datos reportados se muestran en la Tabla 5.1 los cuales pertenecen al año 2015⁵.

Tabla 5.1. Contenido energético en la ciudad de Guanajuato.

Mes	Temperatura del aire	Humedad relativa	Radiación solar horizontal	Presión atmosférica	Velocidad del viento	Temperatura de la tierra
	°C	%	kWh/m ² /d	kPa	m/s	°C
Enero	12.8	59.7	4.78	81.2	3.1	14.9
Febrero	14.4	53.2	5.73	81.1	3.2	17.4
Marzo	16.7	45.7	6.55	81	3.5	20.9
Abril	18.9	46.9	6.5	81	3.4	23.5
Mayo	19.5	55.2	6.24	81	3.1	23.6
Junio	18.6	70.3	5.6	81	2.9	21
Julio	18	69	5.51	81.2	2.8	20.2
Agosto	18.1	68.6	5.42	81.1	2.6	20.2
Septiembre	17.3	74.1	4.95	81	2.4	19.1
Octubre	15.9	72	4.92	81.1	2.6	17.7
Noviembre	14.4	67.6	4.81	81.2	2.9	16.1
Diciembre	13	64	4.49	81.2	2.9	14.7
Anual	16.5	62.2	5.5	81.1	3.0	19.1

5.3 Energía solar térmica

La energía solar térmica (EST) se basa en el aprovechamiento de calor de radiación solar para calentar fluidos. La energía solar es captada por un dispositivo solar, la energía absorbida se conduce y se transmite a un fluido el cual se encuentra en el interior del colector

⁵ <https://eosweb.larc.nasa.gov/cgi-bin/sse/retscreen.cgi?email=rets%40nrcan.gc.ca&step=1&lat=19.4839&lon=-99.5783&submit=Submit>
Revisado 17 de diciembre 2015.

o concentrador para después ser transferido a otro fluido o se almacena, dependiendo de la aplicación. En el proceso hay pérdidas de calor a los alrededores.

Los tres tipos de tecnología para aprovechar la energía solar se pueden clasificar en tres tipos según su temperatura de operación:

- **Sistemas de baja temperatura.** Se utilizan en instalaciones que manejan temperaturas entre 90 a 130 °C, su principal uso es para el suministro de agua caliente. Como ejemplo de tales sistemas se puede citar al colector solar plano y al colector solar de tubos evacuados.
- **Sistemas de media temperatura:** se emplean en instalaciones donde el fluido caloportador alcanza temperaturas en un rango de 130°C a 250°C, generalmente son utilizados en industrias de diferente índole. Un ejemplo de este tipo de sistemas son los concentradores solares parabólicos los cuales operan en un rango de 150 °C a 250 °C.
- **Sistemas de alta temperatura:** Son aquellos que manejan temperaturas por encima de los 250°C. Su aplicación se destina para uso industrial o producción de energía eléctrica. Los sistemas parabólicos de espejos operan en un rango mayor a los 400 °C y se usan para la generación de electricidad. En cuanto a los sistemas de energía solar térmica de alta temperatura se tienen los concentradores. Esta energía térmica se utiliza para alimentar turbinas, generalmente de vapor o de aire caliente, que producen electricidad. Sin embargo, en este trabajo se desea producir el vapor, almacenarlo para después ser utilizado en la columna de destilación.

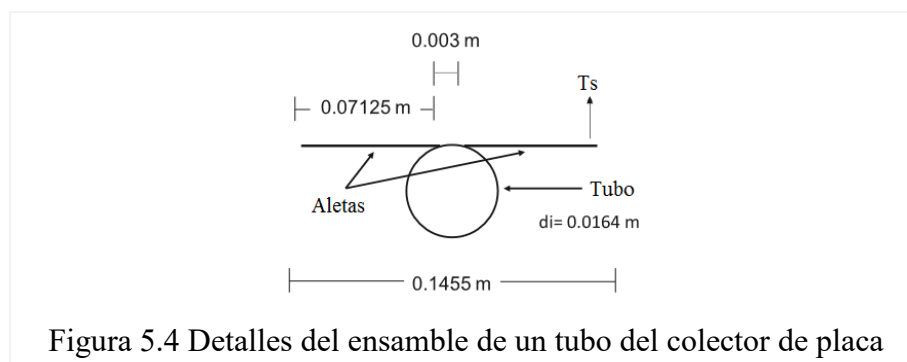
5.4 Colector solar de placa plana

El colector solar de placa plana es un tipo especial de intercambiador de calor que absorbe calor de una fuente radiante alejada del fluido, estos son capaces de aprovechar la radiación directa y difusa, pero poseen la desventaja de no permitir modificar su orientación con respecto al Sol. Estos difieren de los intercambiadores de calor en varios aspectos como lo son en el tipo de la fuente de energía la cual tiene la desventaja de ser variable debido a la

radiación solar, la temperatura ambiente también es muy variable, los tubos del colector poseen una película llamada capa selectiva que poseen propiedades ópticas comúnmente son óxidos de cobre, níquel y cromo, de estos el que posee mejor estabilidad a altas temperaturas es el óxido de cromo el cual es depositado por galvanoplastia. En el estudio del comportamiento de los colectores se pueden encontrar tres áreas: área de apertura la cual es la superficie a través de la cual la radiación penetra en el interior del colector solar, el área absorbadora, que es la superficie del tubo o tubos absorbedores instalados en el interior de la caja del colector y el área total, que es la superficie que abarca un colector solar sin considerar estructuras de sujeción externa no elementos de anclaje. En el desarrollo de este proyecto se utilizaron los datos de la caracterización térmica de un colector solar de placa plana de un modelo comercial denominado CR100, el cual posee las siguientes características: contiene una cubierta de vidrio, los tubos de intercambio son de cobre y poseen dos aletas cada tubo, las aletas tiene una capa selectiva en la superficie absorbadora para aumentar la transferencia de calor hacia el fluido calo-portador, ciertos parámetros característicos de operación importantes en los balances de energía se encuentran en la Tabla 5.2.

Tabla 5.2. Parámetros característicos del colector solar de placa plana, modelo CR100.

Número de tubos en el colector	7
Diámetro interno (mm)	16.4
Transmitancia del vidrio	0.92
Absortividad de la superficie	0.96
Emisividad del vidrio	0.88
Emisividad de la superficie absorbadora	0.95
Área total de absorción del colector	1.83



Los detalles de cada tubo se pueden observar en la Figura 5.4 y el principio básico de operación se ilustra en la Figura 5.5.

5.4.1 Modelo matemático del colector solar de placa plana

El calor útil (Q_{useful}) es función del calor recibido ($Q_{received}$) y del calor perdido (Q_{lost}), como se observa su relación en la Ecuación (5.1):

$$Q_{useful} = Q_{received} - Q_{lost} \quad (5.1)$$

El calor recibido, Ecuación (5.2) es la energía total recibida por la superficie que es función de la irradiancia, la transmitancia de la cubierta de vidrio (τ) y la absorbancia de la superficie de la placa absorbidora (α).

$$Q_{received} = G\tau\alpha A_s \quad (5.2)$$

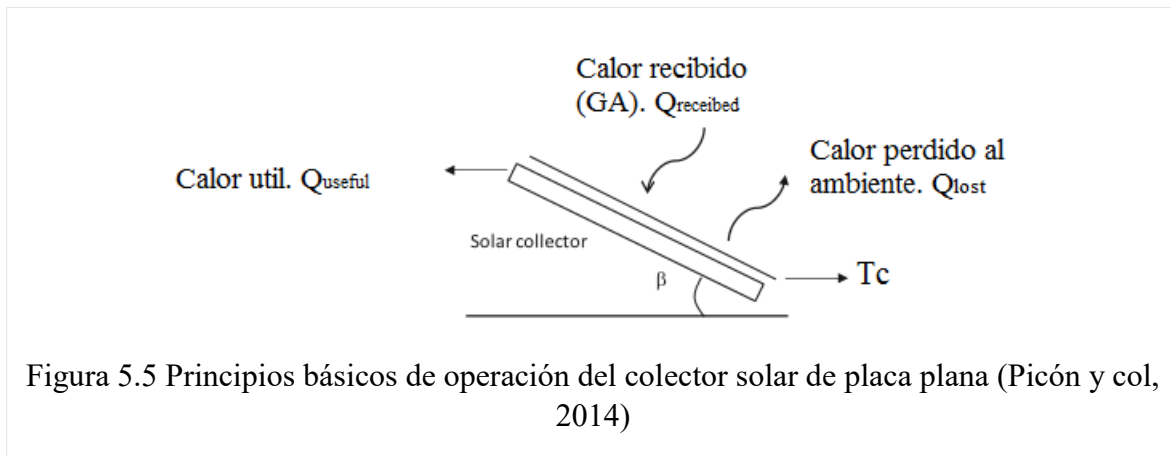


Figura 5.5 Principios básicos de operación del colector solar de placa plana (Picón y col, 2014)

$$Q_{lost} = U_L(T_S - T_A)A_s \quad (5.3)$$

El calor perdido, Ecuación (5.3), es función del coeficiente global de transferencia de calor perdido hacia el ambiente (U_L), Ecuación (5.4) como se observa en la. Las resistencias de la transferencia de calor de los tubos al ambiente se pueden observar de manera gráfica en la Figura 5.6.

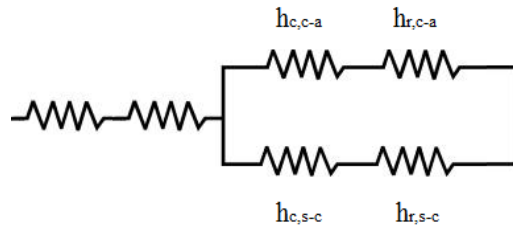


Figura. 5.6 Diagrama representativo de las pérdidas de calor por convección y radiación.

$$U_L = \frac{1}{\sum R} = \left(\frac{1}{h_{c,s-c} + h_{r,s-c}} + \frac{1}{h_{c,c-a} + h_{r,c-a}} \right)^{-1} \quad (5.4)$$

Donde h_c y h_r representan los coeficientes convectivos de transferencia de calor por convección y radiación respectivamente, mientras que el segundo subíndice indica si es de la superficie a la cubierta $s-c$ o de la cubierta al ambiente $c-a$.

La expresión para determinar el coeficiente convectivo de transferencia de calor entre la superficie y la cubierta es propuesta por (Holland y col, 1976), válida para un ángulo de inclinación de 0° a 75° , Ecuación (5.9), para la obtención de ese la cual es un numero adimensional es necesario el orden de las ecuaciones que se describen a continuación.

La temperatura media del colector está dada por la Ecuación (5.5):

$$T_m = \frac{T_s + T_c}{2} \quad (5.5)$$

El coeficiente de expansión térmica (β), Ecuación (5.6):

$$\beta = \frac{1}{T_m} \quad (5.6)$$

El número de Prandtl (Pr), para la convección natural es Ecuación (5.7):

$$Pr = \frac{\mu C_p}{k} \quad (5.7)$$

Número de Rayleigh, Ecuación (5.8), para la convección es un número adimensional que mide el aumento de transmisión de calor desde una superficie por la que un fluido discurre:

$$Ra = \frac{g\beta\Delta TL^3 Pr}{\nu^2} \quad (5.8)$$

El número de Nusselt, Ecuación (5.9), relaciona la transferencia de calor por convección y la transferencia de calor por conducción.

$$Nu = 1 + 1.44 \left[1 - \frac{1708 \sin(1.8\beta)^{1.6}}{Ra \cos(\beta)} \right] \left[1 - \frac{1708}{Ra \cos(\beta)} \right] + \left[\frac{Ra \cos(\beta)}{5830} \right]^{1/3} - 1 \quad (5.9)$$

A partir del número de Nu se calcula el coeficiente convectivo de transferencia de calor por convección de la cubierta de vidrio a la superficie se muestra en la Ecuación (5.10) y de la cubierta al ambiente definido por la Ecuación (5.12); mientras que la Ecuación (5.11) y Ecuación (5.13) son los coeficientes de transferencia de calor radiativo de la superficie a la cubierta y de la cubierta al ambiente, respectivamente.

$$h_{c,s-c} = \frac{k * Nu}{L} \quad (5.10)$$

$$h_{r,s-c} = \frac{\sigma(T_s^2 + T_c^2)(T_s + T_c)}{\frac{1}{\varepsilon_c} + \frac{1}{\varepsilon_s} + 1} \quad (5.11)$$

$$h_{r,c-a} = \varepsilon_c \sigma (T_a^2 + T_c^2) (T_a + T_c) \quad (5.12)$$

$$h_{c,c-a} = 2.8 + 3V \quad (5.13)$$

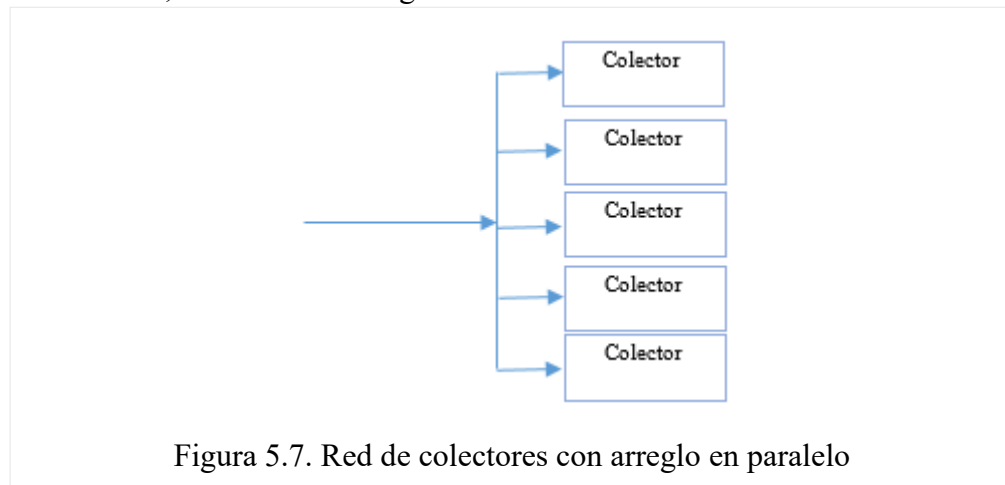
Un solo colector puede alcanzar una temperatura de hasta 80°C aproximadamente pasando varias veces por el mismo colector, en temporadas donde la radiación no es la máxima como es en la época de invierno, sí el proceso es intermitente y no requiere una alta cantidad de masa del fluido caliente (agua) puede ser una opción para residencias por ejemplo, sin embargo si el proceso demanda una gran cantidad de agua y además es un proceso que opera varias horas al día es necesario contemplar una red de colectores solares.

5.4.2 Red de colectores solares

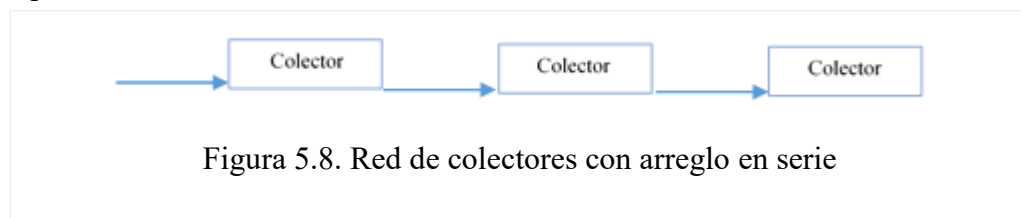
La red de colectores se debe fijar para una radiación solar específica, este valor se asume que es la condición crítica en cuanto a la temporada y el día, se hace la suposición de que la

temperatura de salida de un colector es la temperatura de entrada del siguiente (Picón y col, 2014). Las redes se pueden clasificar según su arreglo, es decir, la manera en que se distribuye el flujo de masa líquida (flujo primario):

- Arreglo en paralelo: el flujo total de fluido primario se distribuye a partes iguales por cada colector del campo de colector. En todos ellos se alcanza la misma temperatura del fluido térmico, se ilustra en la Figura 5.7.

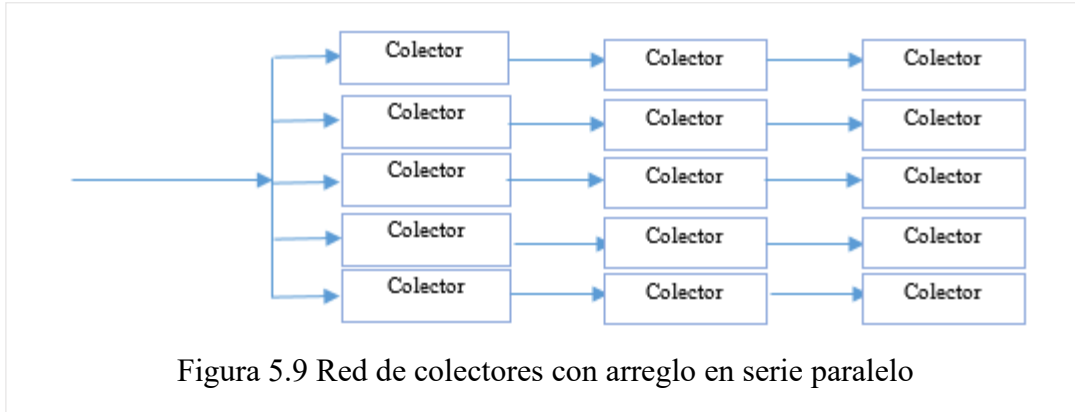


- Serie: el flujo es el mismo para todos los colectores y la temperatura de salida de un colector es la temperatura de entrada en el siguiente colector, como se observa en la Figura 5.8. En el arreglo en serie la eficiencia instantánea de los colectores se reduce considerablemente a medida que crece el número de colectores en serie y va aumenta la temperatura del fluido.



- Serie-paralelo: el flujo del fluido primario se distribuye en partes iguales por cada colector en paralelo, de tal manera que una orientación de este tipo son una determinada cantidad de colectores en paralelo y para cada paralelo hay otra cantidad de colectores en serie. El número de colectores en paralelo está en función del flujo,

en tanto que el número de colectores en serie está en función de la temperatura de salida. El arreglo serie-paralelo se muestra en la Figura 5.9.



5.4.2.1 Modelo matemático para la red de colectores

En este proyecto el número de colectores en serie se representan por la longitud térmica (L_t) requerida para alcanzar el nivel de temperatura que requiere el proceso (Picón y col, 2014).

Los aspectos térmicos e hidráulicos determinan el diseño de una red de colectores solares. La longitud hidráulica es la longitud requerida para cumplir con la caída de presión especificada. Las pérdidas de presión para todos los tipos de flujos internos completamente desarrollados (flujos laminares o flujos turbulentos), tubos circulares o no circulares, superficies ásperas o lisas está dada por la Ecuación (5.14). La Ecuación (5.15) la cual describe la velocidad del fluido que se desea calentar y la Ecuación (5.16) describe el área de flujo de cada tubo.

$$\Delta P = \frac{2f\rho L_h V^2}{d_i} \quad (5.14)$$

$$V = \frac{\dot{m}}{\rho A_c} \quad (5.15)$$

$$A_c = \pi \frac{d_i^2}{4} N_t U_p \quad (5.16)$$

Sustituyendo la Ecuación (5.16) en (5.16) y el resultado en la Ecuación (5.14) se obtiene la longitud hidráulica Ecuación (5.17).

$$L_h = \frac{\Delta P \pi^2 \rho d_i^5 N_t^2 U_p^2}{32 * f * m^2} \quad (5.17)$$

El factor de fricción de Fanning, el cual es función del número de Reynolds, si el número de Reynolds es menor a 2100 se trata de un fluido laminar por lo que se usara la Ecuación (5.18) de lo contrario se tiene un fluido turbulento, esto es que $Re > 2100$ y de tener un flujo turbulento se usara la ecuación (5.19).

$$f = \frac{16}{Re} \quad (5.18)$$

$$f = \frac{0.054}{Re^{0.2}} \quad (5.19)$$

Para la longitud térmica se basa en el balance de energía y en la ecuación de diseño de intercambiadores de calor, donde se hace la suposición que $F=1$.

Del balance de energía, la Ecuación (5.20) es el calor del fluido que va ganar energía térmica, calor que será aportado por el intercambiador (colector solar) Ecuación (5.21).

$$Q_1 = mCp(T_{out} - T_{in}) \quad (5.20)$$

$$Q_2 = hA\Delta T_{ML} \quad (5.21)$$

$$A = \pi d_i L_t N_T U_p \quad (5.22)$$

Si se sustituye la Ecuación (5.22) en la Ecuación (5.21), después se iguala $Q_1=Q_2$ y se despeja L_T se obtiene la Ecuación (5.22) la cual nos define la longitud térmica, estos son, los colectores en serie para tener una carga constante de calor requerida.

$$L_T = \frac{mCp(T_{out}-T_{in})}{\pi d_i N_T U_p h \Delta T_{ML}} \quad (5.23)$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{T_{in}-T_{out}}{\ln\left(\frac{T_s-T_{out}}{T_s-T_{in}}\right)} \quad (5.24)$$

Correlación de Eagle y Ferguson (1930), Ecuación (5.25).

$$h = \frac{4200(1.35+0.02T)V^{0.8}}{di^{0.2}} \quad (5.25)$$

Para obtener la red de colectores más apropiada para un proceso determinado es importante realizar el cálculo de ambas longitudes y el punto donde ambas curvas se cruzan define el arreglo y el número de colectores.

5.5 Colector solar de tubos de vacío

Los colectores solares de tubos de vacío son un tipo de tecnología para captar la energía proveniente de radiación solar y convertirla en energía térmica.

Los tubos de vacío están formados por dos tubos de vidrio concéntricos entre los cuales se ha realizado un vacío. Existen dos tecnologías fundamentales (Quijera, 2012):

- Tubos de vacío de flujo directo: en el interior de los tubos concéntricos, que se ha fijado a una estructura soporte, se instala una lámina metálica que actúa como absorbedor, por dentro de la cual circula el fluido primario caloportador (agua comúnmente).
- Tubos de vacío de tubo caliente: en el tubo interior lleva un recubrimiento antirreflejante donde su función es absorber la energía solar incidente, aumenta considerablemente la temperatura en el interior. Contiene un tubo de cobre concéntrico, donde también se ha realizado el vacío, el fluido hierve a baja temperatura absorbiendo calor latente.

Poseen la desventaja de ser más costosos, sin embargo, alcanzan temperaturas de aproximadamente 130°C o mayores.

Al no estar montados sobre una caja pueden recibir la radiación reflejada por el suelo, tienen un coeficiente de pérdida de calor muy reducidos.

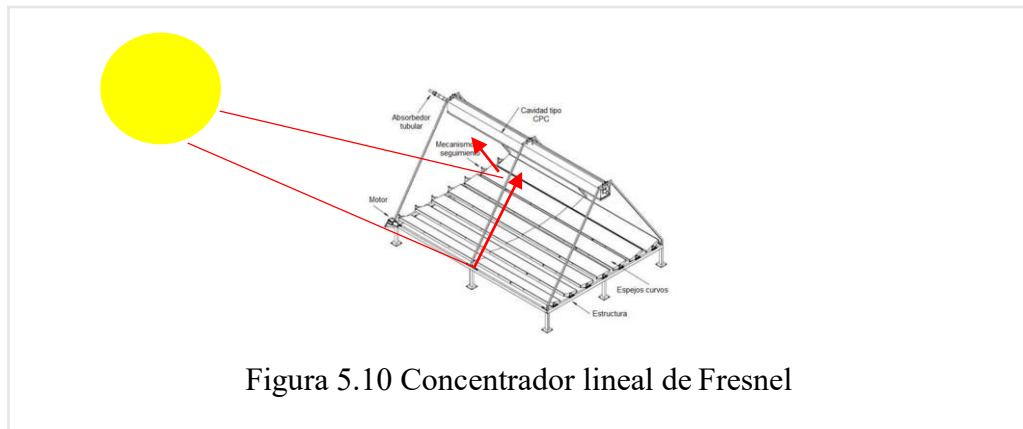
El modelo matemático es similar al de los colectores de placa plana variando en los valores de los coeficientes de pérdidas y el coeficiente de eficiencia óptica.

5.6 Concentradores solares

Los concentradores solares son aquellos equipos que aprovechan la radiación solar directa usando elementos ópticos en forma de espejos para concentrar la energía solar. Poseen una mayor eficiencia termodinámica, para lograr una alta captación de la radiación directa deben tener un sistema de seguimiento al sol, los espejos siempre deben estar en óptimas condiciones para aprovechar toda la radiación, por esta razón deben tener un mantenimiento y limpieza continua. A continuación, se muestran algunos tipos de concentradores.

- En el colector lineal de Fresnel, Figura (5.10), los espejos van girando a lo largo del día según su orientación para reflejar los rayos sobre el tubo que contiene el fluido caloportador. Es considerado un método con potencial a futuro para poder concentrar energía y poder aplicarse a nivel industrial.

Posee tres componentes principales: campo de espejos, un sistema de rastreo y un sistema de recepción (Lin y col, 2013). Poseen una baja curvatura en los espejos y no requieren una cimentación robusta debido a que la altura del concentrador es pequeña.



- Concentrador parabólico, Figura (5.11), consiste en un espejo con forma de antena que concentra toda la radiación en un punto donde se coloca un receptor/motor, posee la desventaja de necesitar una cimentación robusta y un diseño de material específico que posea un alto índice de reflectancia.

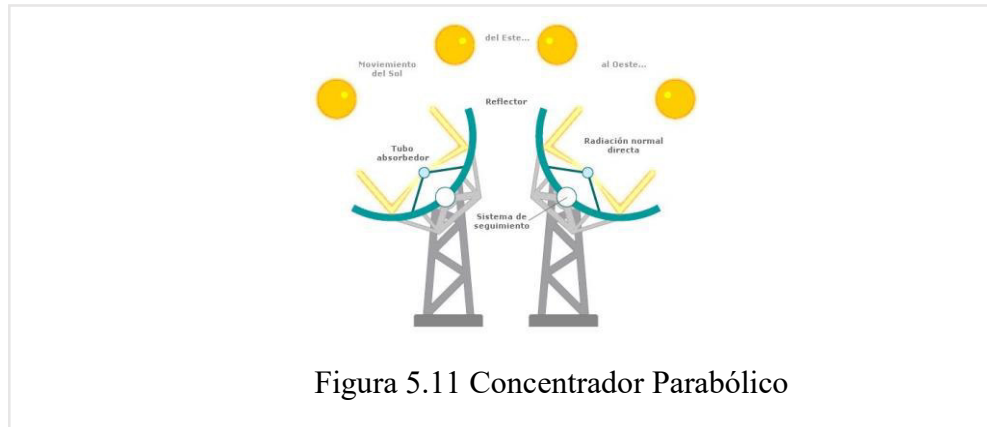


Figura 5.11 Concentrador Parabólico

La cimentación de algunos concentradores es función de su peso, cargas de viento y el tipo de terreno. En cuanto a los reflectores son espejos con superficie que puede ser de plata, aluminio, aleaciones específicas y algún material que posee alta reflectancia y maleabilidad; pueden ser aplicados sobre chapa, plástico y cristal.

5.7 Almacenamiento de energía

En el almacenamiento de energía térmica (TES) se puede utilizar materiales con cambio de fase (PCM) que pueden liberar calor sensible y calor latente. Los PCM poseen una alta entalpia de fusión, volumen pequeño, cuando se realiza el almacenamiento se derriten y para la liberación de calor se solidifican, esto es función de las temperaturas de cada material ya que solo funcionan en determinados rangos. En el estudio de estos materiales se han encontrado varios grupos incluyendo compuestos inorgánicos (sales y sales hidratadas), compuestos orgánicos como la parafina ácidos grasos y materiales poliméricos. El almacenamiento de calor latente es el método más eficiente, el cual debe poseer las siguientes características (Pielichowska y col, 2014):

Propiedades térmicas: Temperatura de fusión en el rango deseado, una transición de calor latente grande por unidad de volumen, un alto calor específico y una conductividad térmica en ambas fases grande.

Propiedades físicas: volumen pequeño en la transformación de fase, una baja presión de vapor a la temperatura de operación, equilibrio de fase favorable y una alta densidad.

Propiedades cinéticas: sin sobreenfriamiento y una tasa adecuada de cristalización.

Propiedades químicas: estabilidad química, compatibilidad con los materiales de construcción, no debe ser tóxico ni corrosivo, no inflamable y no explosivo para garantizar la seguridad. En la Tabla 5.3 se muestran algunos componentes inorgánicos, las sales hidratadas con potencial uso como material con cambio de fase en el almacenamiento de energía se encuentra la Tabla 5.4. Dados estos compuestos se puede pensar en usarlos para almacenar la energía en alguna tecnología aislada para evitar pérdidas a los alrededores, una alternativa para diferentes niveles de temperatura es utilizar estos materiales por capas, donde cada sección corresponde a un nivel de temperatura.

Tabla 5.3 Componentes inorgánicos con uso potencial como PCM (Pielichowska y col, 2014)

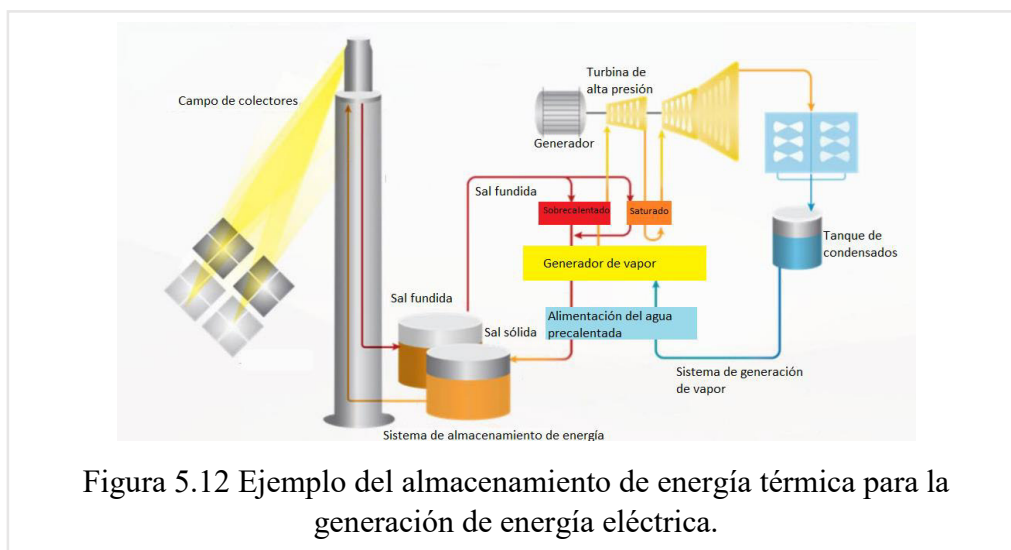
Componente	Temperatura de fusión (°C)	Calor de fusión (J/g)
AlCl ₃	192	280
Na ₂ O ₂	360	314
KOH	380	150
KClO ₄	527	1253
LiH	699	2678
MgCl ₂	714	452
NaCl	800	492
K ₂ CO ₃	897	235
NaF	993	750
MgF ₂	1271	936

La Figura 5.12 se ejemplifica el proceso de producción de energía mediante de un campo de colectores solares los cuales le transfieren su calor a una mezcla de sales, estas se deben elegir de acuerdo a la temperatura que se desea almacenar en referencia a la temperatura de fusión de las sales, las cuales transfieren su calor de fusión al agua para pasar por una turbina de alta

presión. Es importante realizar un análisis económico cuando se desea implementar las sales debido a que estas pueden elevar el costo de inversión.

Tabla 5.4 Sales hidratadas con cambio de fase (Pielichowska y col, 2014)

Componente	Temperatura de fusión (°C)	Calor de fusión (J/g)
$\text{LiClO}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	8	253
$\text{KF} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	18.5-19	231
$\text{Mn}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	25.3	125.9
$\text{CaCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	28-30	190-200
$\text{CaBr}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	34	115.5
$\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	35-45	279.6
$(\text{NH}_4)\text{Al}(\text{SO}_4)_2 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	95	269
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	117	169
$\text{Mg}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	89.3	150



5.8 Análisis de punto de pliegue

La integración de procesos aporta grandes beneficios a los procesos industriales los cuales buscan reducir el consumo de energía. El análisis del punto de pliegue de las corrientes de proceso es una metodología propuesta desde 1970, enmarcada por una crisis de petróleo. Dicha metodología es conocida como análisis *pinch*.

A partir de las corrientes de proceso que se desea analizar se deben obtener las temperaturas desde el inicio hasta el final, su masa, C_p o la entalpía, donde se hace la consideración del balance de energía general donde no hay partes móviles que generen trabajo ($W=0$), no hay energía potencial por altura y tampoco energía cinética porque lo que $Q=\Delta H$. Una vez que se cuentan con la información mencionada anteriormente se puede utilizar las siguientes recomendaciones para el análisis pinch:

1.- Obtener el ΔT_{min} restando la temperatura de entrada de la corriente caliente a la temperatura de la corriente fría, de todos los gradientes de temperatura se selecciona el valor más pequeño para llevar a cabo el análisis.

2.- Corregir las corrientes de proceso restando a las corrientes calientes $\Delta T_{min}/2$ y sumando $\Delta T_{min}/2$ a las corrientes frías.

3.- Ordenar las temperaturas corregidas (T^*) de mayor a menor para determinar el número de intervalo de temperatura de la cascada de calor, las temperaturas corregidas repetidas solo se cuentan una vez.

4.-Desarrollar la cascada de calor, esto es colocar en intervalos las corrientes del proceso y observar que corrientes calientes y frías atraviesan cada intervalo de temperatura, posteriormente hacer los cálculos correspondientes indicados en los siguientes incisos.

a) Calcular el cambio neto de entalpía de cada intervalo de temperatura usando la Ecuación (5.26).

$$\Delta H = \left(\sum_i^{i+1} C_{p_f} - \sum_i^{i+1} C_{p_c} \right) (T_i^* - T_{i+1}^*) \quad (5.26)$$

Donde i es el intervalo de temperatura.

b) Calcula la cascada de calor suponiendo que el sistema no requiere servicios externos de calentamiento por lo que $Q_0=0$, es decir se hace el cálculo de calor para cada intervalo mediante la Ecuación (5.27).

$$Q_i = Q_{i-1} - \Delta H_i \quad (5.27)$$

c) El valor absoluto de la cantidad negativa con mayor valor obtenida en la cascada de calor se utiliza como Q_0 y se recalculan los valores de la ecuación (5.27) donde se observa que ningún valor es negativo.

5.- De los valores que se obtuvieron en el inciso c) el valor donde $Q=0$ es donde se localiza el punto de pliegue, se le suma $\Delta T_{min}/2$ al punto pinch y se tiene la temperatura caliente de pliegue y para obtener la temperatura fría del punto de pliegue se le resta $\Delta T_{min}/2$.

La red de intercambio de calor es el conjunto de intercambiadores de calor que pueden ceder o aceptar el calor con otras corrientes de proceso y con ello disminuir el consumo de servicios auxiliares existen reglas para el diseño de redes de recuperación de calor, mostradas a continuación:

- Empezar con las corrientes que cruzan el punto de pliegue.
- Iniciar los intercambios con aquellas corrientes que entran al punto de pliegue.
- Detectar la corriente que entra al punto de pliegue que tiene el mayor C_p , por factibilidad el C_p de salida debe ser mayor que el C_p de entrada cuando se realizan los intercambios.
- Agotar el requerimiento de energía de cualquiera de las corrientes que intervienen en el proceso.
- Alejado del punto pinch, donde existen mayores gradientes de temperatura puede no cumplirse la regla de los C_p .

Es de suma importancia hacer énfasis en que por arriba del punto de pliegue solo existen servicios auxiliares de calentamiento, mientras que por debajo del punto de pliegue solo pueden existir servicios auxiliares de enfriamiento.

Las corrientes se pueden ramificar cuando el C_p de entrada no tiene un C_p salida mayor o igual.

Para realizar las modificaciones a un proceso existente o realizar el diseño de un proceso nuevo se toma en cuenta los límites termodinámicos, es decir, ningún intercambiador debe violar la segunda ley de la termodinámica y también el límite económico.

Ningún intercambiador puede ser menor al ΔT_{\min} con el cual se ha diseñado la red de intercambio. El diagrama temperatura-entalpía, ejemplificado en la Figura 5.13 de una corriente fría y una caliente, es una herramienta importante para determinar la transferencia térmica entre corrientes, cada línea que se traza en el diagrama es una corriente de proceso y cada una de ellas contiene una pendiente la cual es una propiedad ($m \cdot C_p$), esto debido a que se considera como una línea recta ($y = ax + b$), donde $x = (T_i - T_f)$ a es $m \cdot C_p$ y b es cero, $y = Q$, atendiendo la ecuación $Q = m \cdot C_p \cdot (T_i - T_f)$, por lo tanto una pendiente no puede ser modificada si no cambian las condiciones de operación de las corrientes de proceso, sin embargo, las corrientes sí pueden ser desplazadas de manera horizontal. En un análisis de punto de pliegue es importante identificar la fuente de calor (corrientes calientes) y los sumideros (corrientes frías), los cuales pueden ser localizados en la Gran Curva Compuesta Figura 5.14. La selección de las fuentes y la sección de los sumideros son separadas mediante el punto de pliegue. El ΔT_{\min} teórico se obtiene mediante una gráfica donde se tienen los costos totales (la suma de los costos de operación y de inmovilización), se puede observar que para los valores mínimos de delta de temperatura los costos de inmovilizado son altos debido a que las áreas de los intercambiadores son más grandes, mientras que los costos de operación son más bajos. Para ΔT muy grandes se tienen costos de operación elevados y costos de los equipos más bajos Figura 5.15, por ello es importante encontrar el punto óptimo donde la operación y la inversión inicial de los equipos se encuentran muy cercanos, este valor es teórico debido a que ΔT se basa en un comportamiento ideal, se recomienda en diferentes literaturas rangos de operación según el tipo de proceso que se tenga, por ejemplo en sectores como refinación de petróleo el ΔT se encuentra entre 20 °C y 40 °C. En este tipo de procesos, se tienen coeficientes de transferencia relativamente bajos, curvas compuestas paralelas en ocasiones y ensuciamiento en los intercambiadores, para procesos de baja temperatura se cuenta en un rango de 3 a 5 °C, para la industria química se encuentra en rangos de 10 a 20 °C. Estos cálculos se pueden obtener mediante el uso del software HINT el cual es de uso libre, Para corroborar los resultados que entrega el HINT, se resolvieron en el software ciertos ejercicios publicados, la diferencia entre los resultados publicados y los resultados por medio de HINT era de aproximadamente 4%, lo cual representa una buena aproximación para cálculos de redes de intercambio de varias corrientes de proceso.

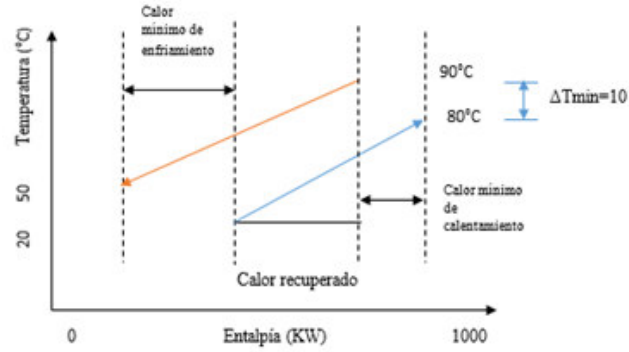


Figura 5.13 Diagrama T-H de un par de corrientes de proceso.

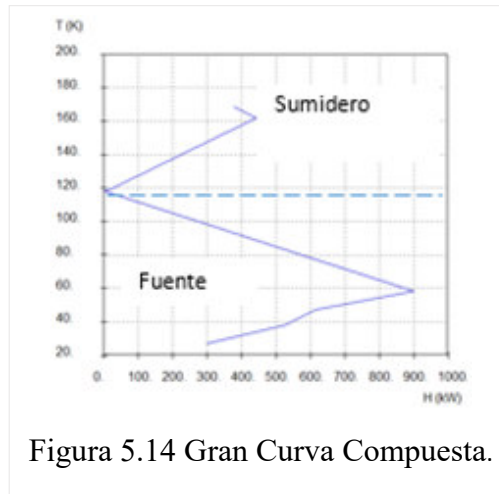


Figura 5.14 Gran Curva Compuesta.

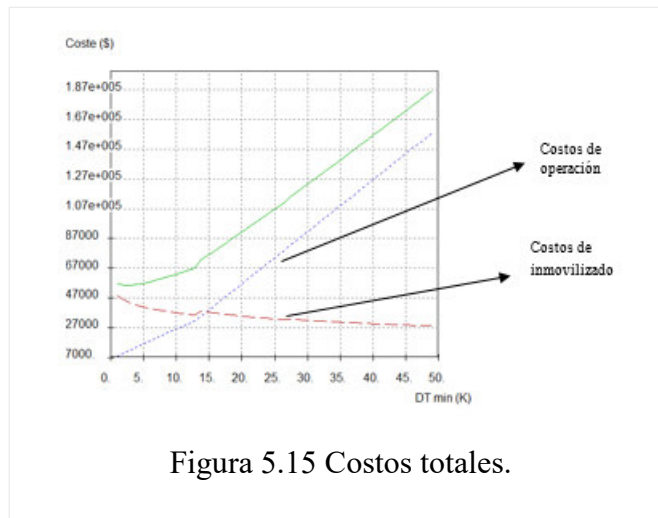


Figura 5.15 Costos totales.

CAPÍTULO VI

METODOLOGÍA

6.1 Introducción

Se utilizara el caso de estudio de obtención de etanol anhidro mediante el uso de agave.

Las etapas en las cuales se desarrollara este proyecto son las siguientes:

- Investigar los datos de diseño del sistema de separación, es decir, obtener temperaturas y flujos de las corrientes que afectan el proceso.
- Simular del proceso de deshidratación de etanol anhidro.
- Optimizar de los consumos energéticos de los rehervidores y condensadores de las corrientes de proceso.
- Realizar un análisis pinch para el proceso de deshidratación de etanol con los resultados optimizados.
- Proponer una caldera que genera la cantidad de calor necesaria para todo el proceso de deshidratación.
- Plantear una red de colectores solares de placa plana que pueda proporcionar parcialmente a los servicios de calentamiento.
- Evaluar económicamente el costo de inversión de los colectores solares de placa plana.
- Calcular la emisión de los principales gases de combustión.
- Concluir con los resultados obtenidos si es una buena alternativa un sistema de recolección de energía solar.
- Detectar aspectos de mejora para trabajo futuro.

6.2 Diseño, optimización y simulación del sistema de separación

La simulación se realiza en la versión de Aspen Plus V8.4, los componentes que deben introducirse en el simulador son agua, etanol y el solvente de extracción (etilenglicol y glicerol). El modelo termodinámico que se uso fue NTRL-RK.

El sistema de separación cuenta con dos columnas de destilación, la primera de ellas es la que se acerca al azeótropo, cuenta con treinta etapas en equilibrio, la alimentación es sobre la etapa 26, la mezcla etanol agua entra a la columna inicial como liquido saturado, se utiliza un intercambiador de calor tipo Kettle para reboiler y con un condensador total, esta columna es una Rad Frac.

La segunda columna se localiza en Aspen Plus como Rad Frac con condensador y rehervidor (recordando que es una columna de extracción) se basa en dos arreglos diferentes:

- a. El primero de ellos es una columna térmicamente acoplada a un rectificador lateral, este tipo de simulación cuenta con una columna principal la cual tiene veinte etapas en equilibrio la alimentación de la columna previa (etanol con una fracción de agua cercana al azeótropo) entra sobre la etapa diez, por una corriente diferente entra el solvente de extracción el cual puede variar entre la etapa tres y cinco debido a que en esas etapas es donde se muestra el cambio de concentración de etanol; cuenta con una segunda columna, Rad Frac en Aspen Plus cuenta con un condensador total y tiene diez etapas en equilibrio, por la etapa diez hay una corriente de salida y una de entrada. Finalmente el producto final sale por la etapa uno de la segunda columna. Para las simulaciones se activa la especificación de la pureza de etanol, mediante Specifications, en Design Specifications donde la pureza es Mass Purity con un objetivo de 0.995 se localiza como Target y la variable a modificar es el radio de reflujo Reflux ratio con un rango de 0.1 a 100. Las variables a modificar son el flujo de vapor que conecta a las columnas, la etapa de alimentación del solvente y el flujo másico de solvente.

- b. La segunda configuración es también una columna de destilación extractiva con la diferencia que es totalmente acoplada, cuenta dos columnas, la primera de ellas es una columna lateral con diez etapas sin condensador ni rehervidor, Rad Frac, a esta etapa se alimenta el etanol producto del domo de la columna de destilación convencional, cuenta con una segunda columna Rad Frac con veinte etapas en equilibrio, la cual se fija en la misma pureza con las indicaciones de Specifications del inciso a, se alimenta el extractante entre la etapa que consumo menos energía entre la tres y cinco, la razón se explicó previamente en el inciso anterior. La conexión de las columnas descritas es mediante corrientes de líquido y vapor, que salen y entran por los extremos de la columna de diez etapas, se alimentan a la columna dos en la etapa seis y dieciséis. Las variables a optimizar son la etapa de alimentación del solvente de extracción, el flujo másico de entrada de solvente, los flujos de interconexión de líquido y vapor.

Una vez que se simula el proceso, se deben realizar gráficos de comparación entre las variables y el flujo de energía requerida en los rehervidores, para analizar cuál es el valor mínimo de energía necesaria para llegar a la pureza indicada, logrando de esta manera una optimización en el consumo de combustible.

Reservar los valores obtenidos para trabajar sobre estos datos.

6.3 Análisis del punto de pliegue y servicios de calentamiento.

Para esta parte del proyecto se debe realizar un análisis del punto de pliegue, descrito en la Sección 5.8, también se puede hacer uso del software Hint de acceso libre, se ingresan los valores de las corrientes obtenidas, solamente de aquellas corrientes de servicio como lo son temperatura de entrada y salida, flujo másico y capacidad calorífica o entalpía. De este software se puede obtener la gran curva compuesta, las curvas compuestas, la cascada de calor, el ΔT_{min} y costos totales.

Cuando se determine el ΔT_{\min} óptimo teórico, se debe respetar para las corrientes de servicios de calentamiento y enfriamiento, estos valores no deben ser menores al valor de temperatura mínima óptima establecida.

Para disminuir el consumo de combustible es importante fijar un punto de evaluación para determinar si se mejora el proceso o no, esto lo va a determinar el combustible requerido por la caldera para satisfacer el consumo de los rehervidores, es importante tomar en cuenta que para una transferencia adecuado no debe existir un cambio de fase en la corriente de vapor que alimenta a los intercambiadores, por lo que debe alimentarse como vapor sobrecalentado.

6.4 Red de colectores solares.

En la obtención de la red se debe establecer el flujo de agua que desea calentarse, obtener la radiación de un día a una hora específicamente y debe obtenerse del caso más crítico, debido a que si se considera el valor de radiación más elevado en días con una nula radiación el campo de colectores no llegara a la temperatura deseada.

El modelo matemático se encuentra en la sección 5.4.1, simulado en Matlab 2013. Para la evaluación económica se basa en los datos comerciales de un colector de placas planas CR100.

6.5 Calculo de las emisiones de gases

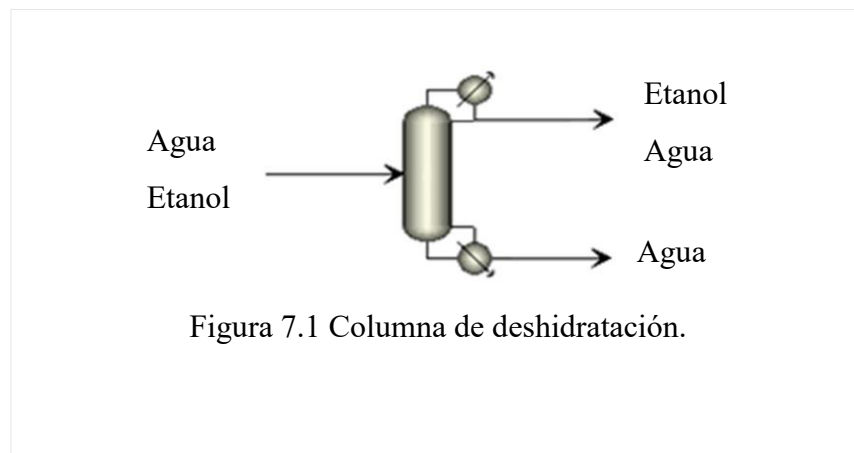
En este punto se deben realizar los balances de materia y energía de la caldera, inicialmente de cuando el flujo de combustible entra sin un precalentamiento de agua y los siguientes cálculos deben ser cuando el agua de entrada a la caldera aumenta su temperatura. Cuando se obtienen las emisiones de gases, el costo de los colectores solares, un análisis de cuanto disminuye el uso de los colectores solares se puede emitir una conclusión sobre su factibilidad en el proceso.

CAPÍTULO VII

RESULTADOS DE LAS SIMULACIONES DEL PROCESO DE PURIFICACIÓN

7.1 Resultados de la columna de deshidratación

La corriente de entrada se alimenta en la etapa 26, a 79°C a una atmósfera (Figura 7.1) es decir entra como líquido saturado con una concentración de 10% mol de etanol en agua con un flujo de 100 lb mol/hr. Se simula en equilibrio con 30 etapas, con un rehervidor tipo Kettle.



Los resultados de esta columna se observan en la Tabla 6.1, estos son tomados del simulador Aspen Plus V8.4, basándose en la lógica de la Figura 4.6 (Etapa en equilibrio con adición de calor), la columna cuenta con N número de etapas, la primera es el condensador y la última es el rehervidor. Para el condensador la etapa que lo alimenta es el vapor que sale de la etapa 2 y de la etapa 1 solo sale líquido, debido a que es un condensador total. El rehervidor es la última etapa (30 en esta columna convencional) lo alimenta el líquido que sale de la etapa 29, la vaporización es parcial por ello se obtiene líquido y vapor. En esta columna no se

realizó ninguna optimización debido a que no tiene ningún grado de libertad, el sistema está completamente especificado. La Tabla 6.2 muestra las corrientes de salida de la columna convencional, el domo se alimenta a la etapa de purificación para llegar a la pureza deseada.

Tabla 7.1. Resultados de la columna de destilación convencional

Variable	Temperatura de entrada	Temperatura de salida	Carga de calor	Masa de entrada		Masa de salida		Producto
				Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	
Unidades	°C	°C	KW	kg/hr				Kg/hr
Condensador	78.2322022	78.20894	-356.657437	0	1351.74421	1351.74421	0	225.290701
Rehervidor	99.9733789	100.0003078	279.24	1306.14686	0	719.118367	587.028491	719.118367

Tabla 7.2 Resultados de las corrientes de domo y fondo de la columna de destilación convencional

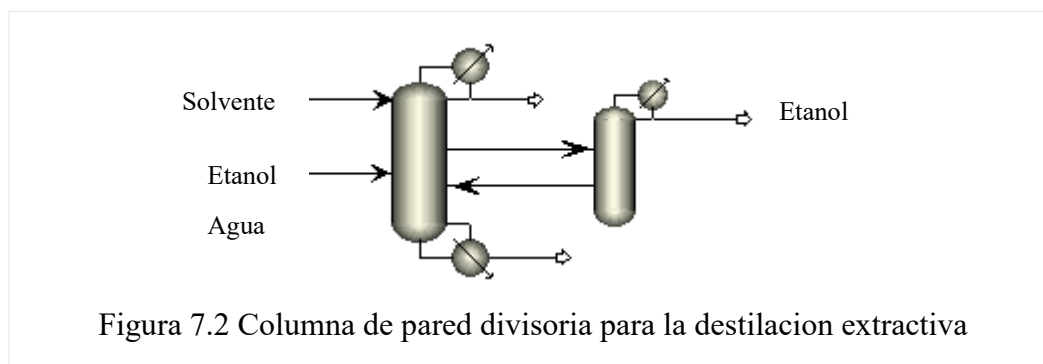
	Componente	Domo	Fondo	Unidades
Composición en masa de líquido.	Etanol	0.927407076	4.04E-05	Adimensional
	Agua	0.072592924	0.999959616	
Producto líquido	Etanol-Agua	225.2911528	719.1179181	kg/hr

7.2 Resultados de la columna de purificación.

En esta sección se va a realizar una optimización paramétrica para obtener el menor consumo de energía en función del tipo de columna de destilación extractiva, del solvente, de la etapa de alimentación y del flujo de solvente alimentado. La columna principal se simuló en equilibrio con 20 etapas y la columna lateral con 10 etapas, se alimenta del producto de domo de la columna de destilación convencional. En los subtemas siguientes se hace la descripción de los resultados de la comparación de la columna con rectificador lateral y la columna completamente acoplada (Petlyuk), con dos solventes diferentes. La destilación extractiva se lleva a cabo mediante una secuencia directa, es decir, el etanol sale por el domo mientras que el agua sale como producto intermedio y el solvente sale por el fondo. Como se mencionó en la Sección 4.4 referente a los grados de libertad de la destilación extractiva es importante

optimizar la etapa de alimentación del agente de extracción y del flujo que se alimenta. Se utilizó el comando *design specifications* con la variable *mass purity* con un valor de 0.995. Es importante hacer énfasis en el solvente que se alimenta en la columna principal independientemente de la configuración que se lleve a cabo, la columna principal se caracteriza por tener un condensador y un rehervidor.

7.2.1 Resultados de la columna de destilación de pared divisoria



La columna principal cuenta con 20 etapas como se comentó inicialmente, la segunda columna cuenta con 10 etapas y la primera de ellas es el condensador, los flujos de interconexión entran en la etapa 14 y 15 en la columna principal, se ilustra en la Figura 7.2. Se realizó la simulación para obtener el menor consumo entre diferentes configuraciones de columnas de pared divisoria, entre éstas está la columna de destilación de pared divisoria con rectificador lateral, es decir se encuentra por encima de la alimentación.

Se realizaron diferentes simulaciones para encontrar el mínimo consumo en el reboiler. Se hizo la variación de flujo de vapor de interconexión desde 2 hasta 10 kg mol/hr. Después se encuentran diferentes rectas las cuales se obtuvieron variando el plato de alimentación de solvente y el flujo de masa de 15, 20 y 25 lbmol/hr (6.8090, 9.0720 y 11.34 kg mol/hr, respectivamente), los valores se reportaron en la Figura 7.3.

El menor consumo energético se encuentra cuando el solvente se alimenta en la etapa 3 y cuando se tienen 15 lb mol/hr de agente másico de extracción, para estas simulaciones fue el

glicerol. La tendencia del consumo de combustible es que mientras menor vapor sea enviado al rectificador menor consumo energético se tiene.

En la Tabla 7.3 se observan los valores de temperaturas y carga energética en la columna principal, así como la cantidad de energía que necesita disipar el condensador de la columna lateral.

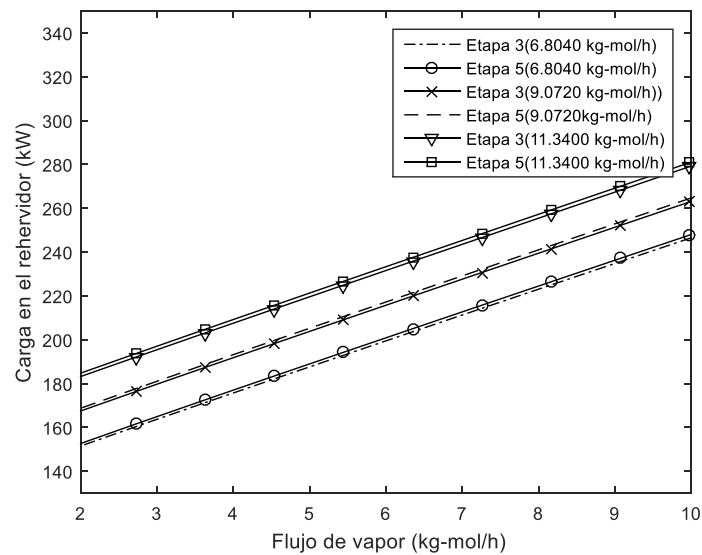


Figura 7.3 Consumo energético en el rehervidor variando el flujo de vapor y la etapa de alimentación del solvente.

Tabla 7.3 Condiciones de operación de la columna de pared divisoria del caso donde el flujo de vapor es 2.1 kg mol/hr

	Condensador	Reboiler	Condensador de la segunda columna	Unidades
Temperatura	78.2804444	285.7491	87.06991944	°C
Consumo energético	-127.08398	137.5307	-11.31765236	KW

7.2.2 Resultados de la columna Petlyuk

Las simulaciones que se realizaron con esta configuración de la columna completamente acoplada cuenta con una columna principal de 20 etapas, recordando que la primera y la última son el condensador y el rehervidor, respectivamente. En la Figura 7.4 se ilustra la simulación de la columna completamente acoplada. La segunda columna cuenta con 10 etapas sin condensador ni rehervidor. En este tipo de columna se realizaron las mismas consideraciones expuestas en el capítulo anterior sobre el solvente, en este caso el glicerol, así como la variación de los flujos de interconexión de vapor y de líquido.

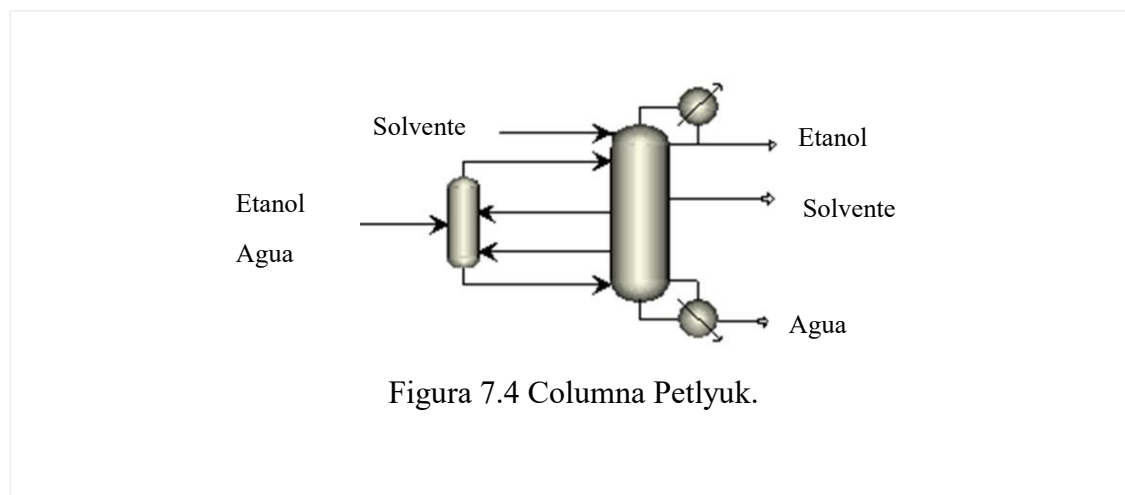
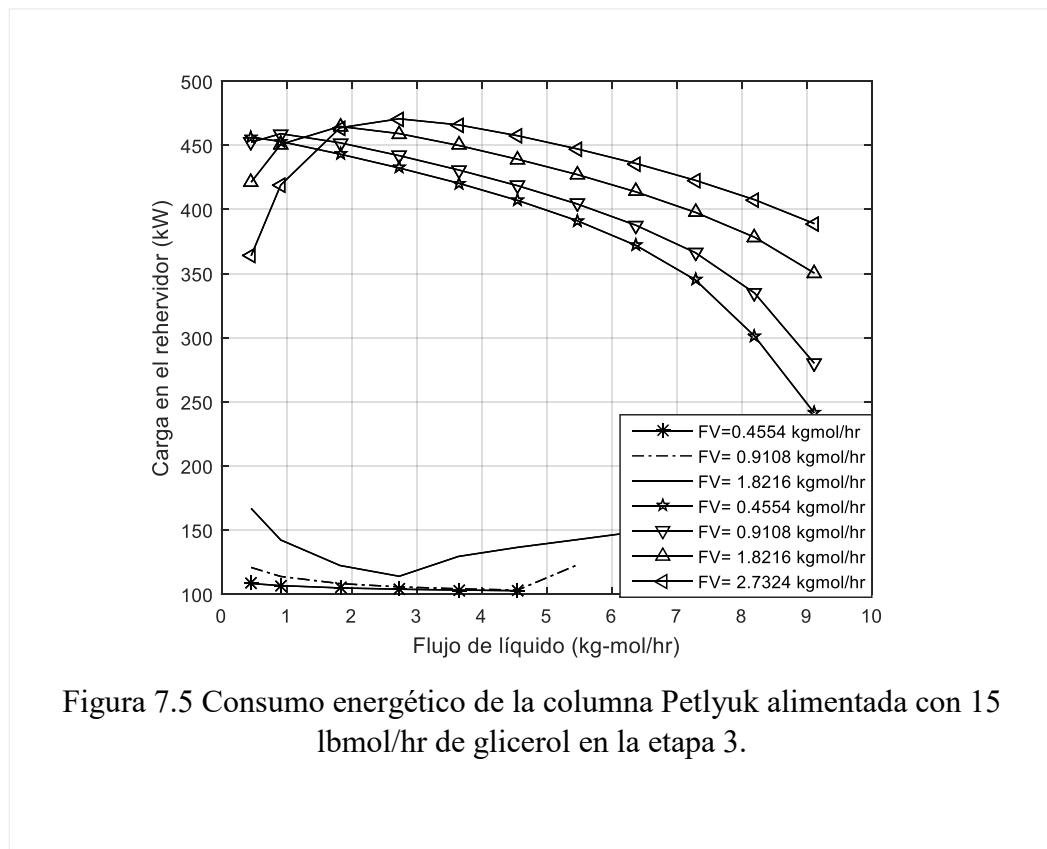


Figura 7.4 Columna Petlyuk.

Inicialmente se simuló para glicerol con un flujo de 15 lb mol/hr que se alimenta en la etapa 3, teniendo estos parámetros establecidos se realizó la variación de los flujos de interconexión de líquido y de vapor, mismas que se muestran en diferentes curvas de la Figura 7.5, se muestran dos soluciones para un conjunto de datos establecidos, esto es debido a que el modelo es altamente no lineal como se ha mencionado en la Sección 4.5.1 múltiples estados estacionarios, los valores obtenidos se deben según sea la solución más cercana, es decir, cuando se tiene un modelo altamente no lineal este puede tener más de una solución posible, no todos los resultados tienen significado físico debido a que Aspen Plus solo arroja los valores que son positivos para que estos pueden tener significado físico, estas variables son la masa, presión, temperatura (según las unidades que se estén trabajando), las soluciones físicas posibles dependen del valor inicial y a partir de este

busca la más cercana. En la simulación si se comienza por los valores más cercanos a cero y con un incremento muy pequeño entre la variable, como es el caso de las simulaciones realizadas en este proyecto, se obtienen las soluciones mínimas de las curvas y si la simulación se comienza de los valores más grandes el simulador obtiene las soluciones con un valor mayor al mínimo. En la Figura 7.6 son los valores encontrados cuando se alimentan 15 lb mol/hr en la etapa 5 en comparación con la etapa 3 muestran valores mayores para este flujo de alimentación, con la información que se ha obtenido hasta este punto se observa que el consumo mínimo en el rehervidor se encuentra en la etapa 3 para alimentar el solvente.



Es importante obtener otros resultados para poder realizar la comparación y obtener el consumo mínimo energético en cuanto a los parámetros establecidos en este proyecto. La Figura 7.7 muestra los valores obtenidos con un flujo de glicerol alimentado de 20 lb

mol/hr entra en la etapa 3, solamente se grafican los valores mínimos, para efectos de comparación con los encontrados con el flujo anterior de 15 lb mol/hr.

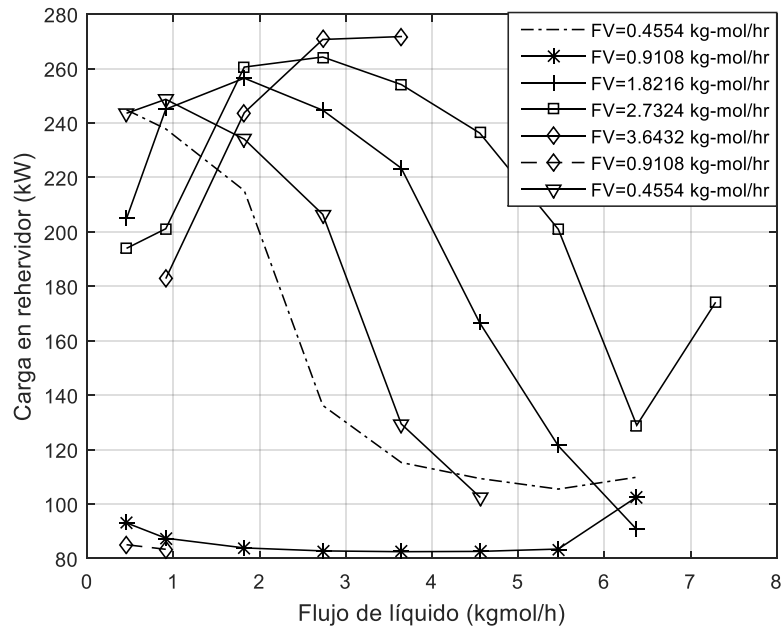


Figura 7.6 Consumo energético de la columna Petlyuk alimentada con 15 lbmol/hr de glicerol en la etapa 5.

En las Figuras 7.8 y 7.9 se tienen los valores de las simulaciones con un flujo de glicerol a 25 lb mol/hr que se alimenta en la etapa 3 y 5, respectivamente. Los valores encontrados se encuentran por encima de los valores de 15 lb mol/hr.

A partir de estos resultados se puede concluir que el valor óptimo para la alimentación de solvente, el cual es glicerol, es de 15 lb mol/hr y la etapa óptima de alimentación es la 3. Se observa que mientras es menor es el consumo de vapor será menor es el requerimiento energético, por ello es importante hacer un análisis más fino sobre los valores mínimos en los cuales pueda operar la columna, es una variación de 0.5, 0.75, 1 y 1.25 lbmol/hr. Nuevamente volvemos a encontrar los múltiples estados estacionarios, ilustrado en la Figura 7.10, pero en específico encontramos tres soluciones factibles cuando se tiene 1 lb mol/hr de vapor. En la Tabla 7.4 se muestran los valores de operación mínimos

encontrados para el glicerol, donde los flujos de interconexión son de 9.5 lbmol/hr de líquido y 1 lbmol/hr.

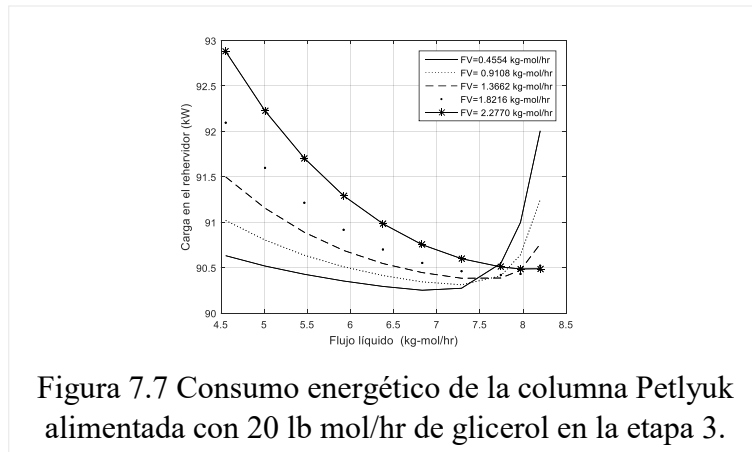


Figura 7.7 Consumo energético de la columna Petlyuk alimentada con 20 lb mol/hr de glicerol en la etapa 3.

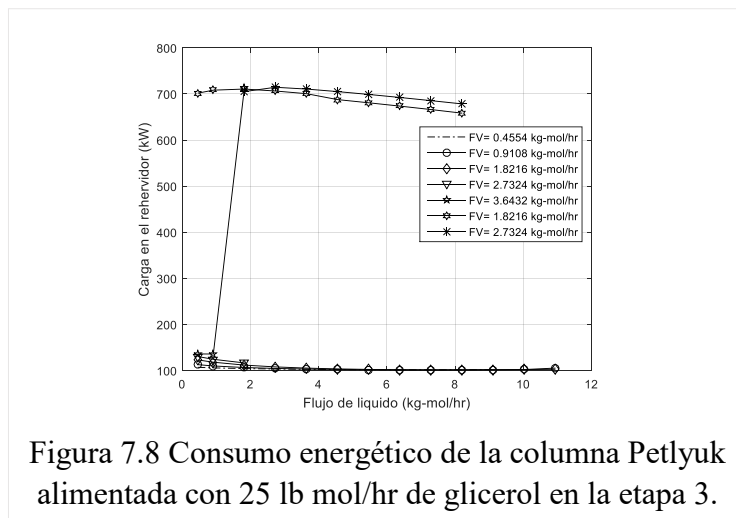


Figura 7.8 Consumo energético de la columna Petlyuk alimentada con 25 lb mol/hr de glicerol en la etapa 3.

Tabla 7.4 Consumo mínimo de energía, temperaturas y flujos máscos obtenidos.

Variable	Temperatura de entrada	Temperatura de salida	Carga de calor	Masa de entrada		Masa de salida		Producto
				Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	
Unidades	°C	°C	KW	kg/hr				Kg/hr
Condensador	78.56	78.28	125.99	0	584.72	584.72	0	206.31
Rehervidor	107.68	194.88	80.92	761.89	0	591.66	170.23	591.66

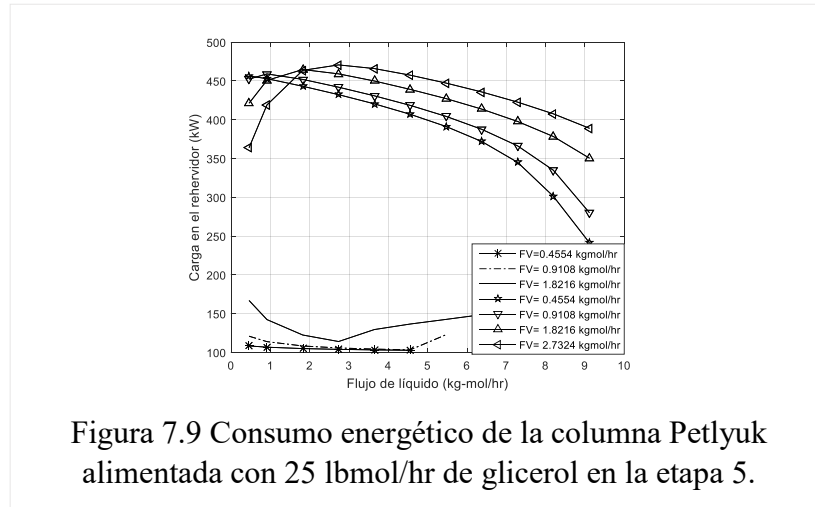


Figura 7.9 Consumo energético de la columna Petlyuk alimentada con 25 lbmol/hr de glicerol en la etapa 5.

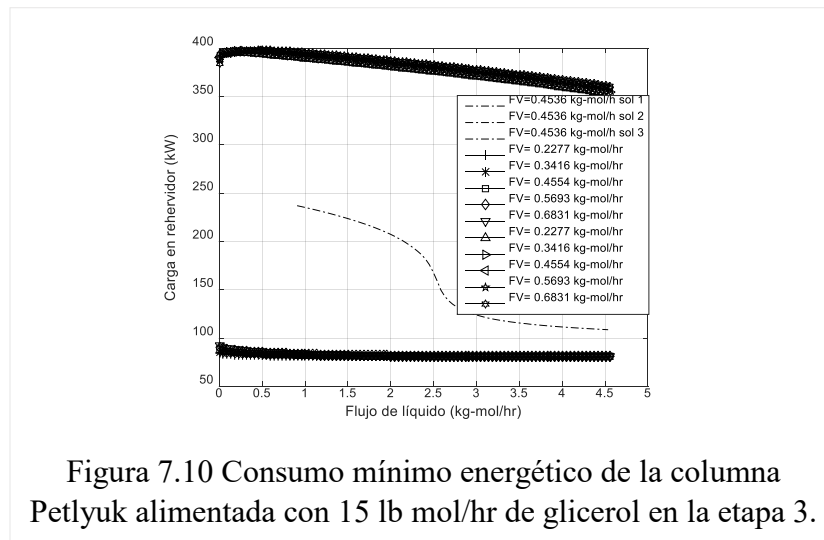


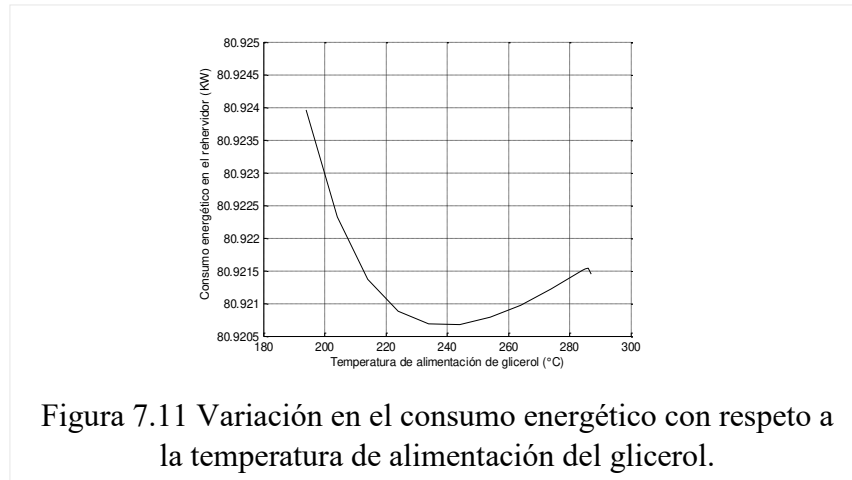
Figura 7.10 Consumo mínimo energético de la columna Petlyuk alimentada con 15 lb mol/hr de glicerol en la etapa 3.

7.2.3 Corriente de solvente

En las simulaciones anteriores el glicerol (agente másico de extracción) entra a la columna como líquido saturado a presión atmosférica, esto es 289°C. Esta temperatura lleva a pensar en diferentes alternativas para reducir ese nivel de temperatura en la corriente de entrada de glicerol, pero debe alcanzar la pureza deseada.

Antes de pensar en el cambio de solvente se puede investigar mediante simulaciones el comportamiento al disminuir la temperatura de entrada del solvente, el primer criterio para la corriente es la temperatura de fondos de la columna extractiva y es de aproximadamente

194°C, el resultado de comparación del consumo energético en el rehervidor se observa en la Figura 7.11. Los cambios en el consumo de energía son en decimales, el cambio no es muy significativo.



En la Tabla 7.5 se muestran los resultados de los requerimientos energéticos del rehervidor y el condensador. Al variar la temperatura de alimentación del glicerol, se mantuvo siempre la pureza del producto de domo, otros aspectos importantes es saber si esto puede afectar en el comportamiento de la columna. En la Figura 7.12 se espera que los perfiles de composición sean similares a los que se obtiene cuando la corriente lateral entra como líquido saturado.

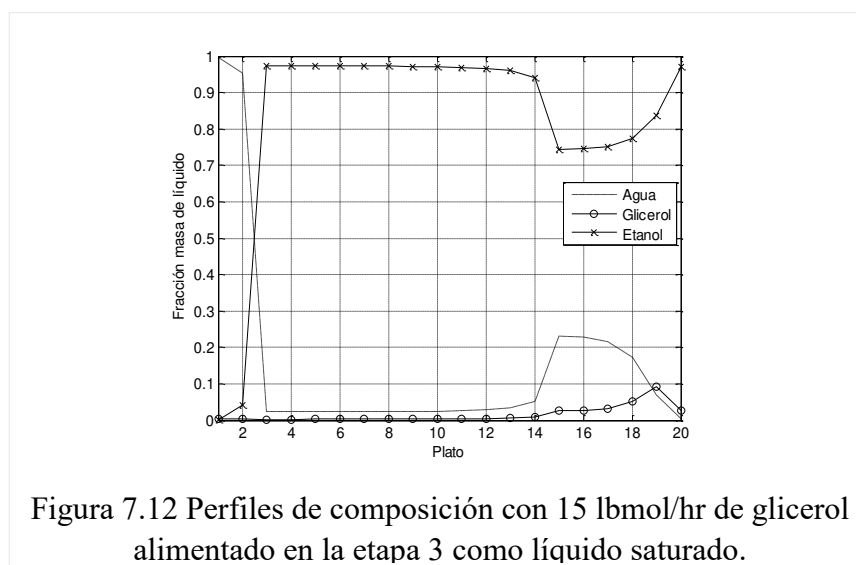


Tabla 7.5 Consumo energético en función del cambio de temperatura de la corriente de glicerol.

Temperatura Glicerol	Presión de entrada	Rehervidor		Condensador	
		Carga térmica	Temperatura	Carga térmica	Temperatura
°C	KPa	KW	°C	KW	°C
194	14.7	80.9239615	194.892547	-79.4918272	78.2805278
204	14.7	80.9223258	194.889758	-84.1426965	78.28051
244	14.7	80.9206755	194.884676	-103.473668	78.2804733
274	14.7	80.9212212	194.883664	-118.763421	78.28046
284	14.7	80.9215055	194.883666	-124.015593	78.2804572
285	14.7	80.9215325	194.88365	-124.545156	78.2804567
286	14.7	80.9215354	194.883558	-125.075511	78.2804567
287	14.7	80.9214437	194.883092	-125.606665	78.2804561

En comparación con los perfiles de composición de la Figura 7.13 donde sale la corriente lateral en la etapa 10 y cuando la corriente entra a 194°C, una atmósfera de presión, un flujo de 15 lb mol/hr y la corriente lateral sale por la etapa 17 se muestran en la Figura 7.14, se muestra una gran variación en el composición por etapa. La corriente lateral de la columna Petlyuk debe ser donde el componente intermedio presenta su punto más alto, en este caso es en la etapa 17, en las simulaciones anteriores que se hicieron la corriente lateral salió por el plato 10. El flujo másico que sale de la corriente 10 de la columna es de 35.1871 kg/hr con una composición en masa de líquido de 0.30901 de agua, 0.103802 de etanol y 0.587188 de glicerol, es decir, salen 3.6525 kg/hr de etanol.

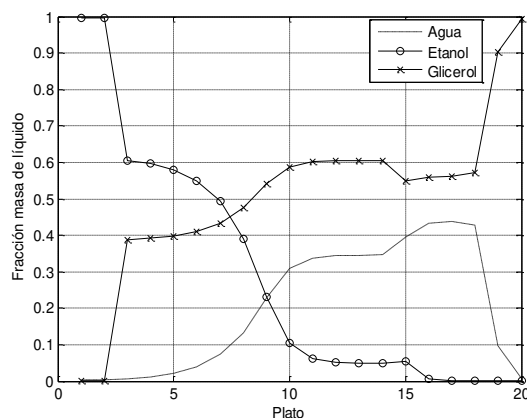


Figura 7.13 Perfiles de composición con 15 lbmol/hr de glicerol alimentado en la etapa 3 a 194°C, 1 atmósfera de presión y la corriente lateral sale en 10.

El cambio de la corriente lateral en el perfil de composiciones es de gran interés para determinar si la corriente lateral en las simulaciones anteriores es correcta, en la Tabla 7.6 se muestra el efecto en el consumo del rehervidor y temperatura de fondos en el cambio de la corriente lateral cuando la corriente de solvente entra a 194°C, una atmósfera de presión, con un flujo de 15 lbmol/hr y entra a la columna por la etapa 3. Aumentó en el consumo energético en el rehervidor con forme la corriente lateral se acerca a la última etapa y la temperatura de fondos aumenta. En la Figura 7.14 la corriente lateral se encuentra más agua presente, seguido de glicerol y finalmente un poco de etanol, la composición en fracción masa de líquido en esta etapa es de 0.5299 agua, 0.3246 glicerol y 0.1453 de etanol, es un comportamiento deseado debido a que el etanol se pierde en menor proporción, la cantidad que sale de la columna en la corriente lateral es de 25.1695 kg/hr por lo que solo se pierde 3.6571 kg/hr de etanol.

Tabla 7.6 Efecto del cambio de la temperatura de la corriente lateral cuando la corriente de glicerol entra por la etapa 3, una atmosfera de presión y 15 lbmol/hr.

Corriente lateral	Consumo en el rehervidor		Producto liquido etapa 1
	T(°C)	Q(KW)	Etanol (kg/hr)
10	194.8830872	80.92146566	206.3161597
12	196.5711794	81.52290699	206.3161375
14	207.457555	85.77011082	206.3160472
16	238.8818	113.657020340181	206.3144397
17	235.448082	101.443924144113	206.3144393

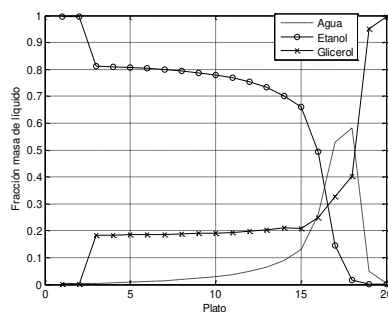


Figura 7.14 Perfiles de composición con 15 lbmol/hr de glicerol alimentado en la etapa 3 a 194°C, 1 atmosfera de presión y la corriente lateral sale en 17.

7.2.4 Simulaciones con cambio de solvente.

La elección de solvente es una tarea importante en la destilación extractiva no solamente por las razones expuestas en la Sección 4.2 sino también es importante considerar la temperatura de ebullición del extractante que modifica los servicios auxiliares que se suministran en la corriente de entrada del solvente o en el rehervidor.

El glicerol fue el solvente usado en las simulaciones anteriores para encontrar el consumo mínimo de las columnas de destilación, sin embargo, tiene un punto de ebullición muy elevado en consecuencia los servicios auxiliares que se suministran para alcanzar ese nivel de temperatura y la carga térmica necesaria para que se lleve a cabo la separación; una elección puede ser cambiarlo por un solvente de menor punto de ebullición como el etilenglicol.

La elección del solvente debe cumplir las características que se han mencionado en este proyecto con anterioridad (Sección 4.2 destilación extractiva) entre ellas es elegir el solvente menos tóxico, el etilenglicol se usa comúnmente como anticongelante en el sistema de refrigeración del automóvil, en soluciones para deshelar aviones y barcos, en industrias de pinturas y plásticos, entre otros; en publicaciones se reporta su uso como agente másico de extracción cuando se generan azeótropos se usa solo o en mezcla con algunas sales, posee la desventaja de ser dañino para la salud.

En la Figura 7.15 se observa el comportamiento de la temperatura de fondo cuando se cambia de solvente (ambos solventes muestran multiplicidad en su solución), en la gráfica se observa un comportamiento lineal pero se encuentran variaciones de decimales conforme aumenta el flujo de interconexión de líquido, el etilenglicol tiene en ambas soluciones un nivel de temperatura menor lo que implica que el vapor o agua caliente que se proporciona de servicios auxiliares consume menos combustible para llegar a ese nivel de temperatura de operación, debido a su alta toxicidad se seleccionó el glicerol como solvente de extracción.

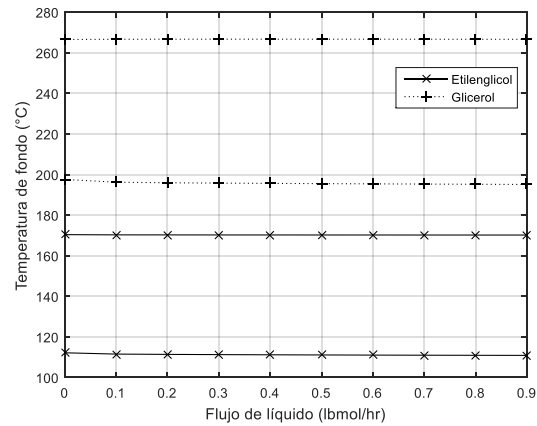


Figura 7.15 Comparación de las temperaturas de fondo entre glicerol y etilenglicol con un flujo de interconexión de vapor de 0.5 lbmol/hr.

7.3 Estimación del diámetro de las columnas

En el cálculo del diámetro de la columna se usaron diferentes platos que ya se encuentran en el simulador. El diámetro menor se encuentra cuando se usa el plato *koch flexitray*, mientras que el valor más grande se tiene cuando se usa el plato *bubble cap*.

Los diámetros tan pequeños de los platos se deben a que el flujo que se le alimenta al proceso es muy pequeño. Los resultados se muestran en la Tabla 7.7.

Tabla 7.7 Diámetros de las columnas en función del tipo de plato.

Tipo de plato	Diámetro (cm)		
	Columna convencional	Columna principal	Lateral
Bubble Cap	41.59635562	25.17527924	8.73706341
Sieve	41.5963547	25.17527924	8.73706341
Glitsch Ballast	41.5963547	25.17527924	8.73706341
Koch Flexitray	37.58994494	22.44267887	8.33068055
Nutter Float Valve	40.90077032	26.08717104	9.303352884

7.4 Resultados y conclusiones del consumo energético en las columnas de destilación del proceso de purificación en la obtención de etanol anhidro.

En la Figura 7.16 se observa el proceso de purificación de etanol anhidro con el consumo de energía en los rehervidores (de color rojo) y la disipación de energía en los condensadores (de color azul), se indican de colores las corrientes calientes (rojas) que requieren enfriarse y aquellas que son corrientes frías que requieren calentamiento (azul). Se muestran las temperaturas y la cantidad de masa que pasa por cada equipo suponiendo que no hay acumulación, todo lo que entra es igual a lo que sale. En la optimización se realizó un análisis de sensibilidad para determinar que variables afectan en el consumo de energía, como lo son el flujo másico de solvente, el tipo de solvente (función de la temperatura de ebullición del rehervidor), el plato en el que se alimenta el solvente ya sea por arriba o por debajo de la alimentación tomando que este no corra el peligro de irse con el condensador, los flujos de interconexión también son de gran interés y se observó que mientras menor sea la cantidad de vapor menor es el consumo de energía en el rehervidor, ya que para mantener esa cantidad de vapor en el rehervidor se necesita consumir más combustible. Es importante señalar que para lograr que la separación se lleve a cabo se debe cumplir dos factores: el primero es el nivel de temperatura y el segundo es el flujo de calor necesario. En cuanto al nivel de temperatura siempre se debe transferir calor de una zona “más caliente” a una zona menos caliente, por lo que si la temperatura en el rehervidor es de 194°C, la caldera debe manejar temperaturas por encima de los 194°C para que se dé la transferencia.

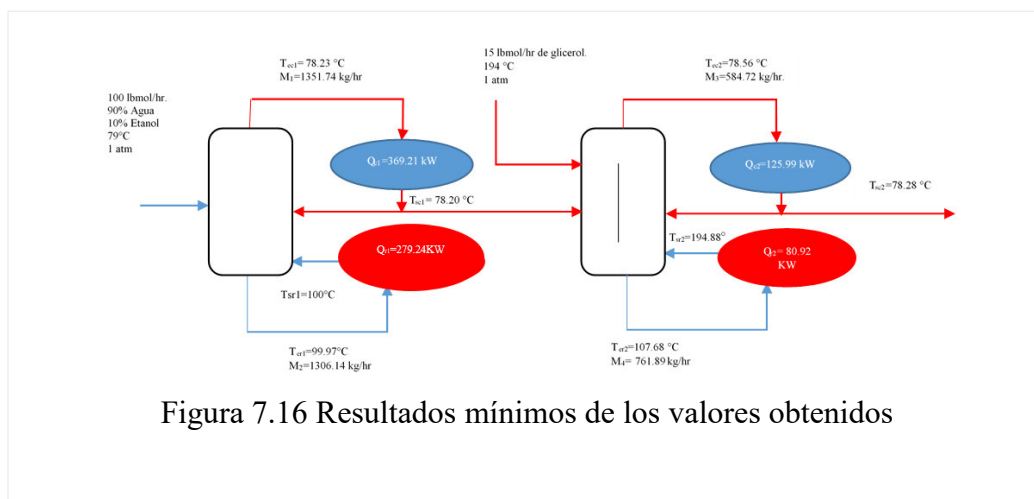


Figura 7.16 Resultados mínimos de los valores obtenidos

7.5 Servicios auxiliares para el proceso de purificación de etanol anhidro

Para los requerimientos de calor en el proceso se cuenta con una caldera comercial descrita en el Sección 4.7.1, el rehervidor número 2 (de la columna Petlyuk) se debe alimentar con una corriente mayor a 194°C para este caso se va utilizar el vapor que se produce de la caldera, al realizar el balance de energía se tiene que la corriente de salida tiene el nivel de temperatura y el flujo de energía suficiente para que pueda ser alimentado al rehervidor número 1 (columna convencional), las temperaturas de cada rehervidor se pueden observar en la Tabla 7.8. Los balances de los condensadores también se incluyen, estos se alimentan con agua de enfriamiento a temperatura ambiente. Para los balances de energía se hizo la suposición de que las resistencias a la transferencia de calor son nulas, es decir, el calor que requiere una corriente es el mismo calor que transfiere la corriente de servicio auxiliar. En la Figura 7.17 se muestra la circulación de la corriente de vapor y las corrientes de agua de enfriamiento de los condensadores.

La corriente de glicerol en el balance necesita las condiciones de alimentación de una sola caldera, es decir, para calentarse de la temperatura ambiente a 194°C necesita vapor a 204°C y 1.66 kg/hr, esto se debe los rehervidores por si solos necesitan toda la masa de vapor generada para alcanzar la separación. La corriente de etanol-agua que se alimenta a la columna de destilación convencional necesita calentamiento de la temperatura de 20 °C a 79°C. Se tienen la corriente lateral a (T_{cl}) 106 °C y las corrientes de fondos de las columnas las cuales se pueden usar para la integración de calor.

Tabla 7.8 Temperaturas y flujos de energía de las corrientes de proceso y servicios auxiliares para un vapor sobrecalentado de 204°C a 16 bar.

Equipo de transferencia	Corrientes de proceso		Servicios auxiliares			Flujo de energía (KW)
	Temperatura (°C)		Temperatura (°C)		Masa (kg/s)	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida		
Condensador 1	78.23	78.2	20	62.87	2	356.66
Rehervidor 1	99.97	100	185.22	100	1.666	279.241
Condensador 2	78.57	78.28	20	35.0706	2	125.99
Rehervidor 2	107.68	194.88	204	185.22	1.666	80.36

7.6 Estimado de los gases de combustión para el consumo de combustible de la caldera.

Si se toma en cuenta las reacciones de una combustión incompleta, se muestran a partir de la Ecuación (7.1) a la Ecuación (7.4), se puede obtener los gases emitidos a partir de un balance estequiometrico en función del avance de reacción, ilustrados de la Ecuación (7.5) a la Ecuación (7.10).



$$\eta_{\text{CH}_4} = \eta_{\text{CH}_4}^0 - \xi_1 - 2\xi_2 \quad (7.5)$$

$$\eta_{\text{C}_2\text{H}_6} = \eta_{\text{C}_2\text{H}_6}^0 - 2\xi_2 \quad (7.6)$$

$$\eta_{\text{C}_3\text{H}_8} = \eta_{\text{C}_3\text{H}_8}^0 - \xi_4 \quad (7.7)$$

$$\eta_{\text{CO}_2} = \xi_1 + 4\xi_3 + 3\xi_4 \quad (7.8)$$

$$\eta_{\text{CO}} = 2\xi_2 \quad (7.9)$$

$$\eta_{\text{O}_2} = \eta_{\text{O}_2}^0 - 2\xi_1 - 3\xi_2 - 7\xi_3 - 5\xi_4 \quad (7.10)$$

Para los resultados que se obtuvieron se hizo la suposición de que metano, etano, propano y oxígeno se consumen en su totalidad.

Los resultados de la generación de CO y CO₂ se muestran en la Tabla 7.9 y Tabla 7.10 para diferentes temperaturas de alimentación del agua. La generación de los gases se encuentra en función del combustible alimentado a la caldera. Con el campo de colectores es posible llevar el agua de alimentación a la caldera, desde la temperatura ambiente hasta los 80°C con lo cual se reduce de manera sustancial la generación de CO y CO₂. Inicialmente la caldera se alimenta a 20°C, posteriormente se realizan los balances de materia y energía, a diferentes temperaturas de alimentación, este análisis es válido si y solo si el ΔT_{min} es de 10 °C debido que la temperatura de operación de la caldera es de 204°C, en donde se conocen los datos de

operación de una caldera real proporcionada por Zhengzhou Boiler Co⁶, la cual opera a 1.6 MPa, para producir 6 ton/hr de vapor, con un consumo de combustible 460.9 kg/hr de gas natural, la temperatura de alimentación es de agua fresca es de 20 °C. Se tomaron los valores de un proceso de producción de papel el cual tiene vapor de alta, media y baja, se decidió trabajar con el vapor de media para realizar los cálculos atendiendo los siguientes datos: 260°C de vapor sobrecalentado, con una producción de vapor 12.6 ton/hr de vapor, en la Tabla 7.12 muestra las emisiones de gases de efecto invernadero a diferentes temperaturas de alimentación de agua fresca. La caldera de tubos de humo es usada para demandas de baja capacidad (mencionado en la Sección 4.7.1) que opera entre 6 a 10 Bar y tienen una eficiencia común de 0.76. Mientras que las calderas de tubos de agua tienen una eficiencia típica de 0.74, ambas calderas son para gas natural o L.P. como combustible, conforme entra el agua a una mayor temperatura CO y CO₂ su flujo másico decrece.

Tabla 7.9 Emisiones de los gases de chimenea para un vapor sobrecalentado de 204°C.

Temperatura de entrada de alimentación a la caldera (°C)	Emisiones de los gases de combustión (kg/mes)	
	CO	CO ₂
20	81574.8842	731950.049
80	74254.6531	666267.534
90	73029.6596	655275.989
95	72416.156	649771.183

Tabla 7.10 Emisiones de los gases de chimenea para un vapor sobrecalentado de 260°C.

Temperatura de entrada de alimentación a la caldera (°C)	Emisiones de los gases de combustión (kg/mes)	
	nCO	nCO ₂
20	213409.573	1914868.15
80	182578.152	1638225.89
90	179583.731	1611357.73
95	178084.059	1597901.57

⁶ <https://www.zbgboiler.com/> Revisado 01 de abril 2016.

CAPÍTULO VIII

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

8.1 Análisis del punto de pliegue

En la sección 5.8 se describió la metodología para la integración de calor, en este capítulo se muestran los resultados de la integración de calor obtenidos en Hint. En la Figura 8.1 se localizan las curvas compuestas de las corrientes para la producción de etanol anhidro.

Las corrientes consideradas en el análisis son: las corrientes de los rehervidores, condensadores, la corriente lateral de la columna Petlyuk, las corrientes de salida del producto de fondos de las corrientes de las columnas de destilación. Dichas corrientes se citan a detalle en la Tabla 8.1.

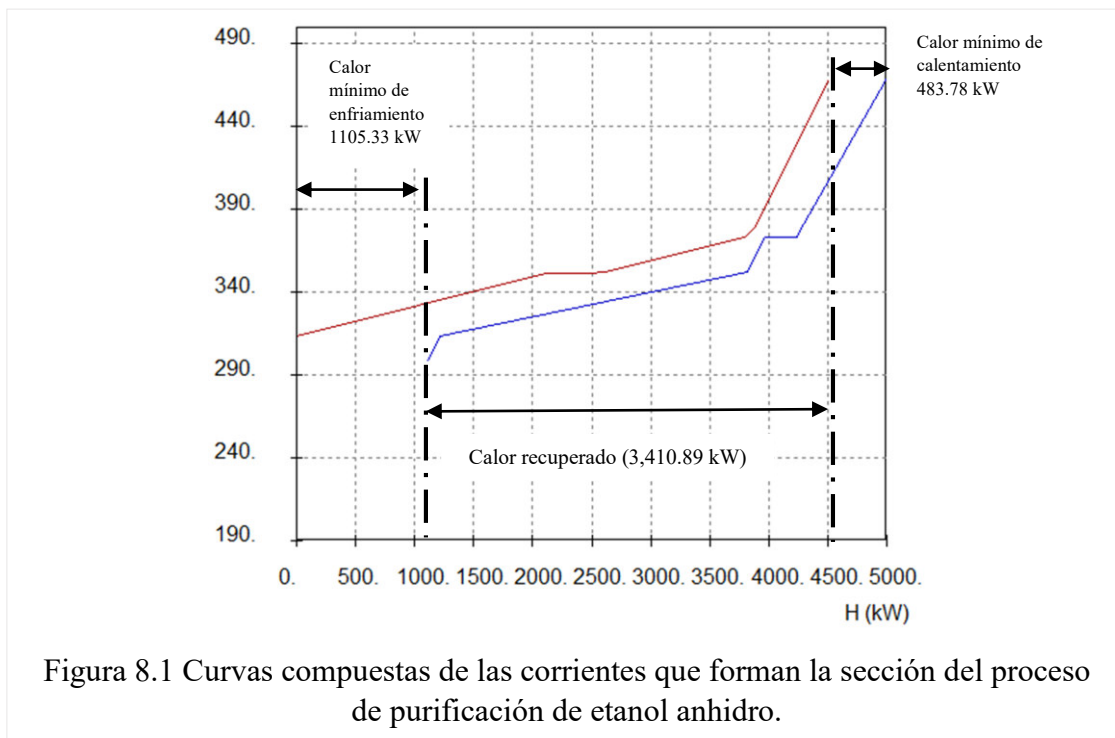


Tabla 8.1 Descripción de las corrientes del proceso de separación

Corriente	Descripción	Tipo	Tipo calor	T1 (K)	T2 (K)	H (kW)	mcp (kW/K)
1	MIX_ENT	Fría	Sensible	313.15	352.15	2333.41	59.83119
2	C1M1	Caliente	Sensible	351.38	351.35	-358.74	11958
3	R1M1	Fría	Sensible	373.12	373.15	279.24	9307.999
4	C2M2	Caliente	Sensible	351.72	351.43	-125.99	434.4483
5	R2M2	Fría	Sensible	380.83	468.03	80.92	0.9279817
6	GLICEROL	Fría	Sensible	298.15	467.15	1190.7	7.045562
7	CORRIENTE_LATERAL	Caliente	Sensible	379.15	313.15	-451.64	6.843103
8	CORRR1	Caliente	Sensible	373.15	313.15	-2485	41.41667
9	CORRR2	Caliente	Sensible	467.15	313.15	-1084.45	7.041893

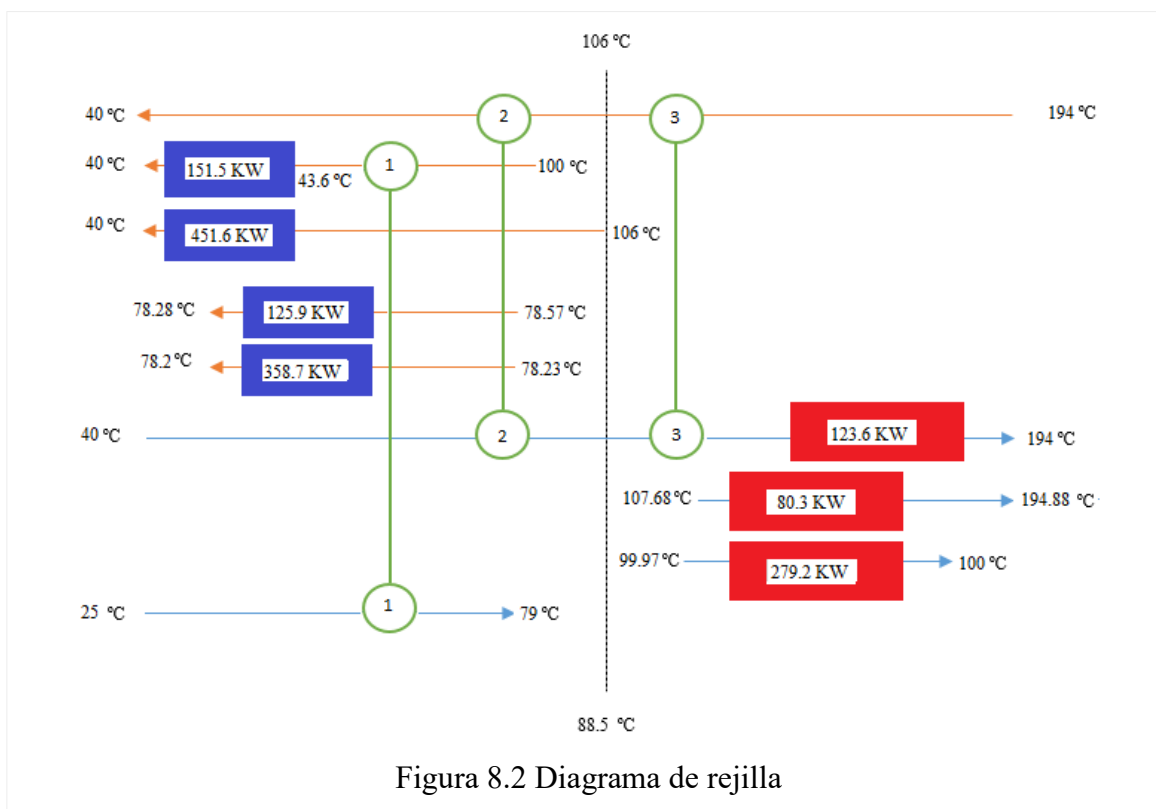
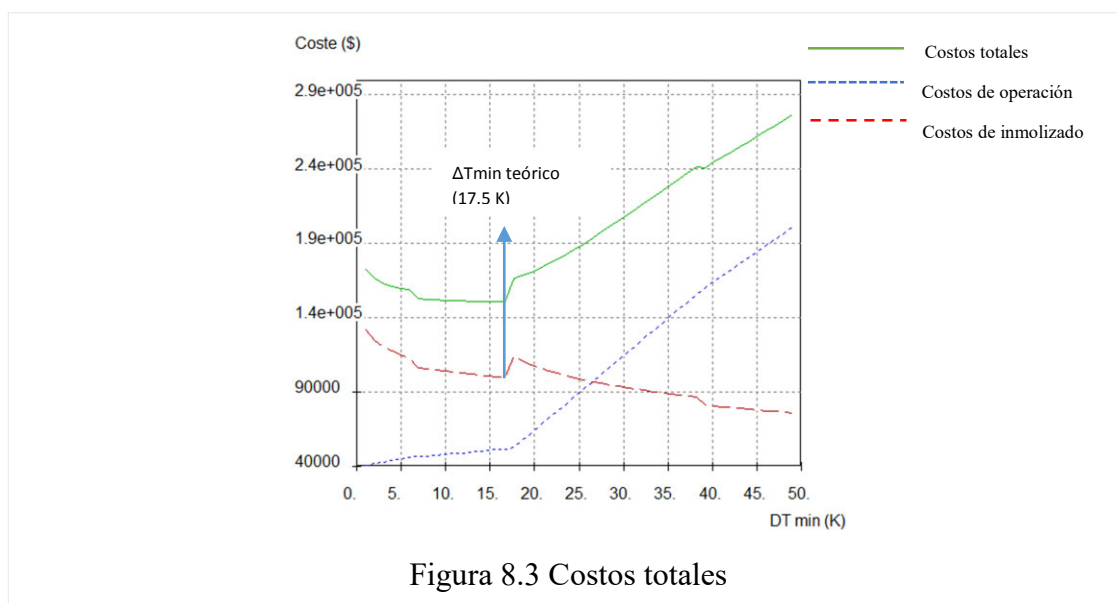


Figura 8.2 Diagrama de rejilla

Los intercambios del análisis pinch se muestran en el Diagrama de rejilla de la Figura 8.2, mientras que los intercambiadores en el proceso se muestran en la Figura 8.3.

8.2 Conclusiones del análisis del punto de pliegue

La integración energética se realizó en la sección de deshidratación del proceso de producción de etanol anhidro, donde el calor recuperado fue de 3,410.9 KW, el mínimo servicio de calentamiento es de 483.74 KW y el mínimo servicio de enfriamiento es de 1105.33 KW, la transferencia de calor es vertical, ninguno de los intercambios viola el ΔT_{min} óptimo teórico el cual es de 17.5, de los intercambiadores propuestos solo uno de ellos es factible en la operación continua del proceso de purificación el cual es el intercambiador #1, en el arranque donde aún no posee calor la corriente de fondos, es importante que el intercambiador sea conectado a una fuente de calor como es la caldera. En el arranque del proceso toda la carga térmica que requiere el proceso de purificación debe ser suministrado por la caldera, una vez estabiliza la operación de la columna convencional y la columna Petlyuk se llevan a cabo los intercambios de calor proceso y se podría alimentar el glicerol del corte del fondo de la columna Petlyuk. La desventaja de que cuando comienza la operación esos intercambiadores no tienen la cantidad suficiente para calentar la corriente de glicerol, razón tal que no es tan factible la implementación de ellos, sin embargo en intercambiador uno es favorable en toda la operación del proceso debido a que puede usarse en el arranque y la operación continua del proceso.



A partir del análisis pinch y del análisis de costos realizado en esta sección del proceso se determinó el ΔT_{\min} óptimo teórico en 17.5 K, la fuerza impulsora mínima óptima teórica se encuentra dentro del rango recomendado para la industria química. El análisis de costos se muestra en la Figura 8.4. Con los resultados obtenidos hasta este punto de la investigación se concluye que el diagrama que caracteriza el proceso con el análisis pinch se ilustra en la Figura 8.5.

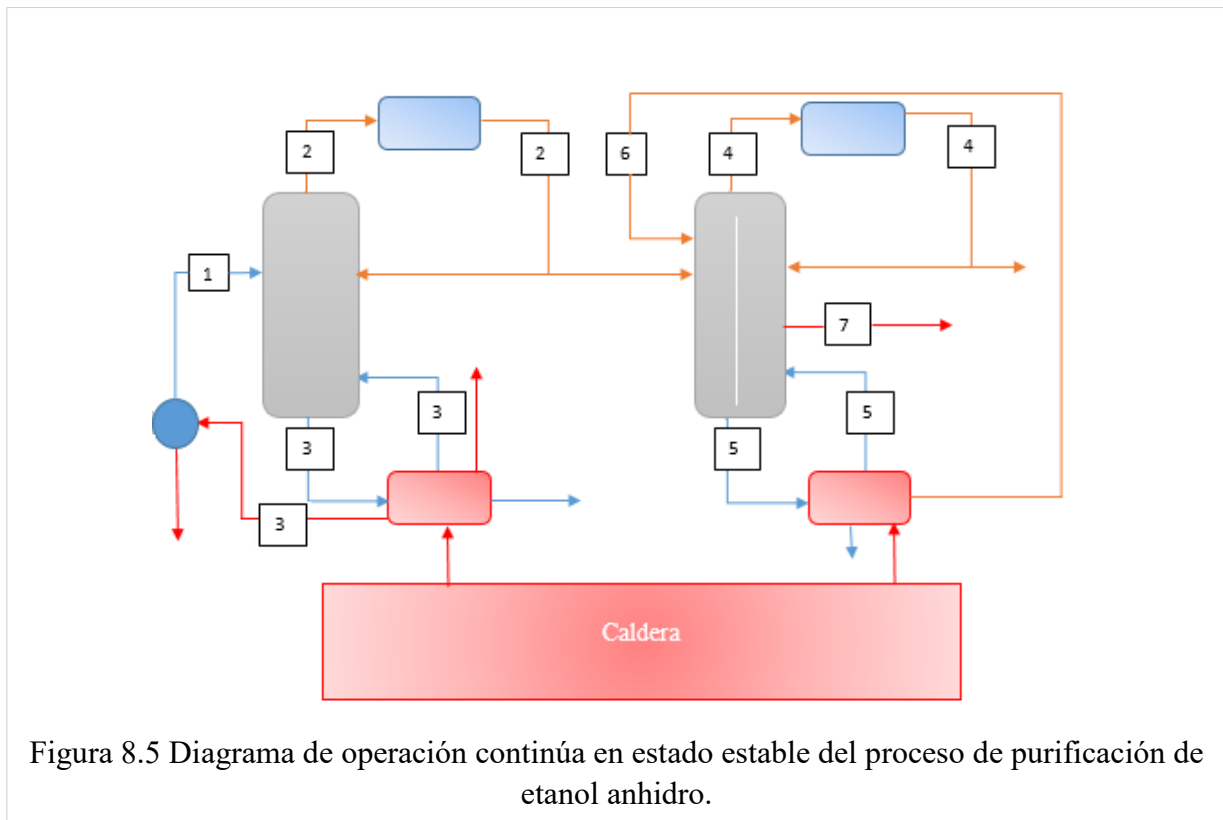


Figura 8.5 Diagrama de operación continua en estado estable del proceso de purificación de etanol anhidro.

La reducción de los consumos energéticos por medio de nueva tecnología, como las columnas Petlyuk, identificando el extractante, el plato de alimentación y el corte lateral, se determinó las mínimas utilidades calientes y frías son los aspectos que se han trabajado hasta este punto de la investigación, se propone que en el suministro de los servicios auxiliares utilice energía solar por medio de un campo de colectores solares en el tren de precalentamiento disminuyendo el consumo de combustible y la generación de CO y CO₂. Además, se identificó la ΔT_{\min} óptima teórica en base al costo total de la red de intercambio de calor.

CAPÍTULO IX

RESULTADOS ENERGÍA SOLAR

9.1 Resultados de la red de colectores solares de placa plana.

Para el diseño de la red de colectores solares se diseñó con los datos proporcionados por la Universidad de Guanajuato del 05 de enero de 2010 con una irradiancia de 405.56 W/m^2 a las 9:05 am, de los datos disponibles y con los valores de radiación más críticos. Basándose en la literatura (Picón y col, 2014) para dimensionar el campo solar se trabajó en base a las siguientes suposiciones: todos los colectores tienen un desempeño térmico e hidráulico similar, la distribución de flujo másico es la misma fracción de la entrada, el ΔT_{ML} es constante en todos los cálculos, solo se consideran las pérdidas de calor por convección y radiación hacia la cubierta ya que se encuentran aislados los colectores la carga térmica es constante así como la caída de presión constante. El delta de temperatura medio logarítmico ΔT_{ML} se considera constante y se selecciona aquel que garantice un incremento de temperatura de por lo menos un grado Celsius. En colectores conectados en serie los mayores incrementos de temperatura se observan cuando la temperatura del agua de alimentación al colector es cercana al ambiente, a medida que dicha temperatura aumenta los incrementos de temperatura llegan a ser menores a un grado Celsius, el grafico temperatura vs número de colectores presenta un comportamiento asintótico, como se observar en la Figura 9.1 extraída de la literatura.

Para obtener la red de colectores más favorable se utilizó el modelo matemático que se presentó en la Sección 5.4.2.1, donde se realiza el cruce de la longitud térmica y la longitud hidráulica es el número óptimo donde se cumple la carga térmica y la caída de presión constante, si estos valores no coinciden en un número entero de colectores en paralelo (U_p es una variable entera 1,2,...25), algunos datos se muestran en la Tabla 9.1.

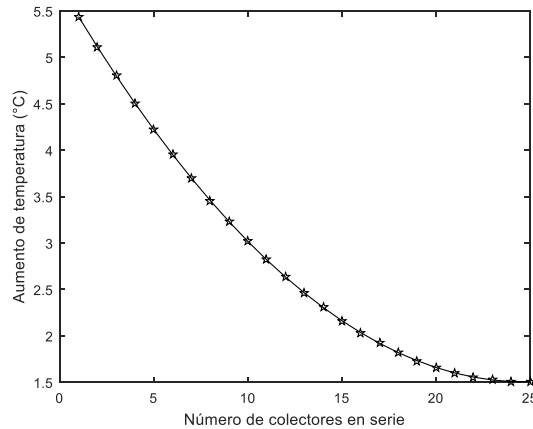


Figura 9.1 Aumento de temperatura como función del número de colectores solares en serie (Picón y col, 2014)

La carga térmica para este proyecto es de 707.757 kW a un nivel de temperatura de 80°C, aunque este valor puede incrementarse hasta 95°C según la radiación solar, pero siempre esta red de colectores asegura una temperatura de 80°C en todas las temporadas del año, siempre y cuando se tenga una irradiancia mayor o igual a la cual fue diseñada esta red.

La red de colectores que se obtuvo en este proyecto es de dos colectores en paralelo y 135 colectores en serie lo equivalente a un área de colección de aproximadamente 494 m², es un área pequeña comparada con la que se muestra en la literatura de 1405.44 m² (Picón y col, 2014), los valores se grafican en la Figura 9.2.

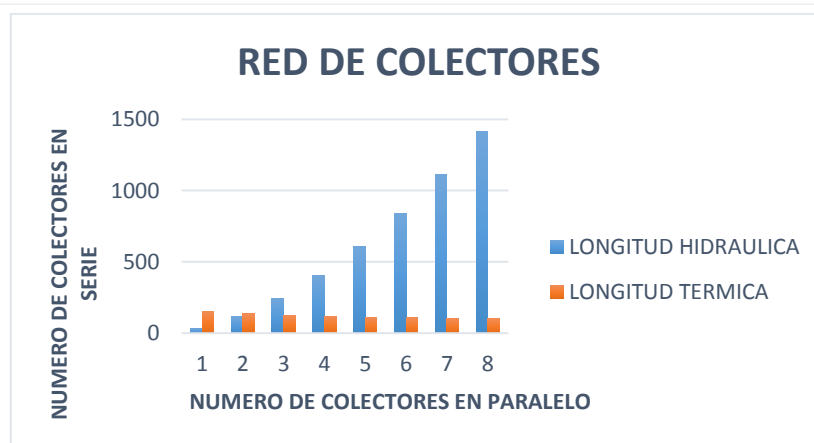


Figura 9.2 Diseño de la red de colectores solares de placa plana

Tabla 9.1 Parámetros variables para la red de colectores solares de placa plana.

Up	Ac(m ²)	Velocidad (m/s)	h(W/m ² C)	Re	f	Longitud térmica	Longitud hidráulica
1	0.001478685	1.911319641	7053.184228	31298.62365	0.006812221	154.5735026	33.43697945
5	0.007393424	0.382263928	1946.297497	6259.72473	0.009399023	112.0317312	605.861068
10	0.014786848	0.191131964	1117.854367	3129.862365	0.010796642	97.52928673	2109.730776
15	0.022180272	0.127421309	808.18767	2086.57491	0.007668069	89.93252689	6683.62795
20	0.029573697	0.095565982	642.0387361	1564.931183	0.010224092	84.9041755	8911.503933

9.2 Efectos en el consumo de combustible con el aumento de temperatura del agua en la alimentación para la caldera

Si la temperatura se aumenta en la entrada a la caldera, se observan beneficios en el consumo de combustible y en consecuencia menos emisiones a la atmósfera y un ahorro en los gastos por energía térmica. Los resultados se observan en la Tabla 9.2.

En la obtención de los costos se obtuvo a partir de los precios que se proporcionan por el Diario Oficial en “Aviso al público en general y a los usuarios del sistema de distribución de gas natural en la zona geográfica del bajío”⁷ en específico de mercado gran industrial para el bloque III más de 6,975 a 174,447 GJ/mes.

Tabla 9.2 Variación en el costo de combustible en función de la variación de la temperatura de entrada en la caldera a 204°C.

Temperatura de entrada de alimentación a la caldera (°C)	Masa de combustible		Consumo energético (GJ/mes)	Costo por combustible (pesos/mes)	Ahorro (pesos/mes)
	kg/hr	(kg/mes)			
20	460.908	331853.76	13921.2652	\$146,155.19	\$0.00
80	419.548	302074.42	12672.0219	\$133,039.76	\$13,115.43
85	416.089	299583.976	12567.5478	\$131,942.91	\$14,212.27
90	412.626	297091.039	12462.9691	\$130,844.97	\$15,310.21
95	409.160	294595.253	12358.2709	\$129,745.78	\$16,409.41

⁷ <http://www.cre.gob.mx/documento/1498.pdf> Revisado 30 de mayo de 2016.

9.3 Estimación preliminar económica de los colectores solares de placa plana

El costo de los colectores solares puede ser estimado por la correlación $C_e = a + bS^n$, a, b son constantes de coste (Sinnott y col., 2004). En la Tabla 9.3, el valor se multiplica por 270, debido a que son 270 los intercambiadores necesarios para el proyecto. Es importante señalar que para el costo de los colectores solares se tomó como referencia un intercambiador de calor de plato y marco para obtener la estimación.

Tabla 9.3 Costo preliminar del equipo

S	1.82
A	1350
B	180
N	0.95
Costo de 270 intercambiadores	\$450,342.84

Para la estimación del costo de todos los colectores solares instalados se usa el método de porcentaje del costo del equipo, se fundamenta en el manejo de factores para los elementos del costo en función del costo del equipo adquirido, existen diferentes factores para cada tipo de proceso que se esté manejando, la suma de los costos directos e indirectos es la inversión de capital fijo, los porcentajes y resultados se muestran en la Tabla 9.4.

Tabla 8.4 Método de porcentaje del costo de los colectores solares.

Método de porcentaje del costo del equipo	Proceso fluido	Costos de los colectores solares de placa plana (pesos MN)
Costos directos		
Equipo adquirido	100	\$450,342.84
Instalación del equipo	45	\$202,654.28
Instrumentación y control	17	\$76,558.28
Eléctricos	11	\$49,537.71
Costos indirectos		
Ingeniería y supervisión	32	\$144,109.71
Inversión de capital fijo		
Costos directos + costos indirectos		\$923,202.83

La inversión de capital fijo es de \$923,202.83, para determinar el tiempo en el que el proyecto puede ser pagado se utilizó el ahorro en el consumo de combustible de \$13,115.43 pesos/mes, con lo cual se tendría un ahorro de \$157,385.17 en el primer año, para los demás años se utilizó la inflación en México promedio anual en junio de 2.54% con respecto al año anterior.

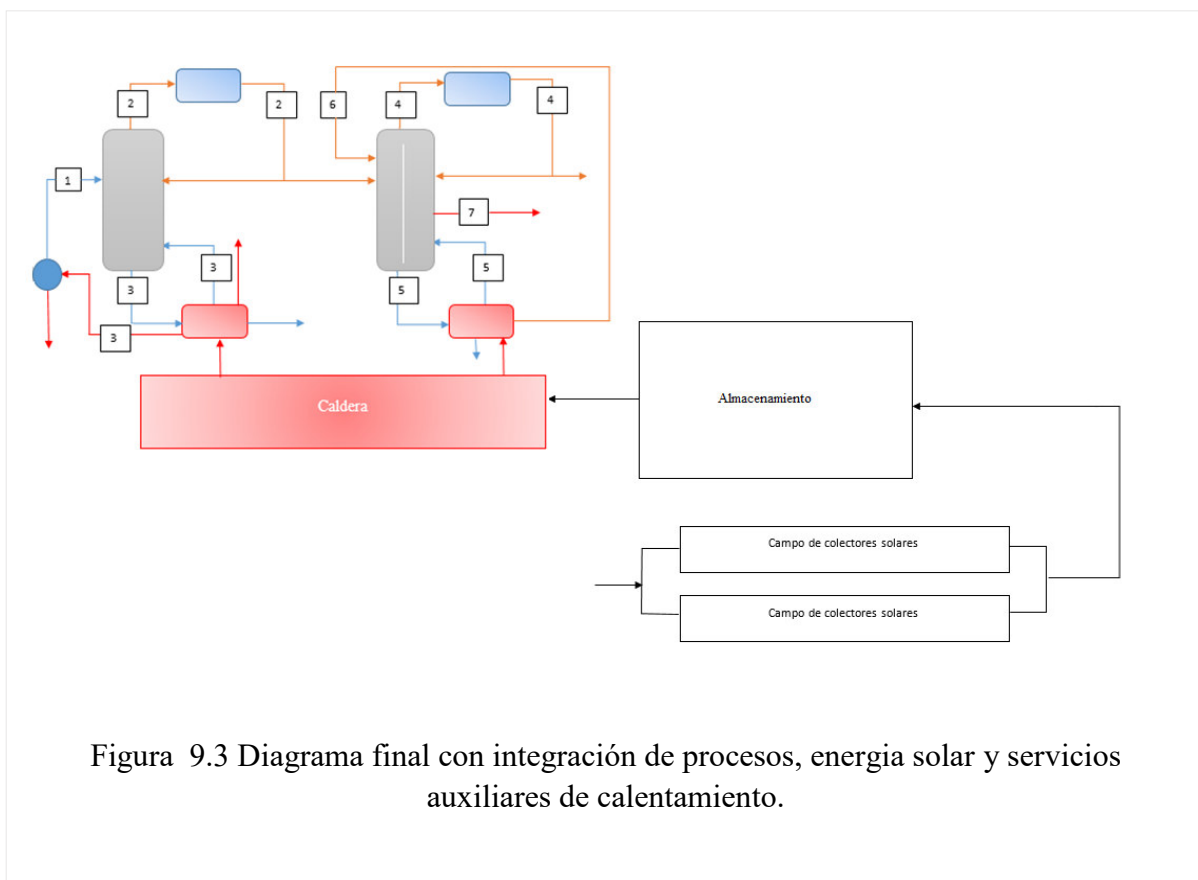
El valor actual neto (VAN) es definido como el valor actualizado de los beneficios futuros, menos el valor actualizado de los costos futuros, descontados a la tasa de descuento convenida. La tasa interna de retorno (TIR) se define como la tasa de actualización por medio de la cual el valor actual de ingresos de efectivo, es igual al valor actual de los egresos o salidas de efectivo. Con los cálculos preliminares realizados se tiene que el proyecto se paga en 7 años, el tiempo de vida de los colectores solares es de aproximadamente 20 años.

La red de colectores se especifica para una determinada temperatura de entrada, la cual se especificó a 20°C, sin embargo, se puede aprovechar la temperatura de otra sección del proceso, la cual puede ser de 36 °C como temperatura mínima que puede ser aprovechada, al alimentar a la corriente de entrada con una mayor temperatura se reduce la red de colectores, este comportamiento se observa en la Tabla 9.5, donde se incluye la cantidad de años estimada para poder recuperar la inversión a partir del ahorro del combustible, contiene datos de dos tipos de calderas que producen vapor sobrecalentado a diferentes condiciones , así como su comparación con la temperatura de entrada del agua a la red.

Tabla 9.5 Número de colectores en función de la temperatura de entrada a diferentes temperaturas de vapor sobrecalentado.

Vapor sobrecalentado producido			204°C	260°C
T _{entrada} colectores	Número total de colectores	Inversión de capital fijo	Retorno de la inversión	
°C		\$ (Pesos)	Años	Años
20	270	923202.83	7	4
24	252	861655.97	7	3
28	234	800109.12	6	3
32	216	738562.26	6	3
36	198	677015.41	5	3

Independientemente de la temporada del año la diferencia de temperatura mínima no deben ser menores a 17.5 tanto para la red de recuperación como para el campo de colectores, es decir, si se desea calentar una corriente fría hasta 79°C aproximadamente la temperatura de la corriente caliente debe estar en 96.5 °C. El diseño de la red fue considerando los niveles de irradiancia más bajos del año, que se presentan en el periodo invernal, por lo cual en temporadas donde la radiación es muy grande como marzo con 6.55 KW/m²/día, abril con 6.5 KW/m²/día y mayo 6.24 KW/m²/día (datos obtenidos por la NASA para 2015) la temperatura reportada por el laboratorio de la Universidad de Guanajuato. El escenario más favorable para la corriente de alimentación de etanol diluido en agua es para el arranque calentar con vapor de la caldera y para la operación continua se tiene el intercambiador 1 de la Figura 9.3.



En la Sección 5.7 se describió el almacenamiento de energía mediante sales, sin embargo estas sales poseen la desventaja de ser sustancias de costo elevado para la cantidad de energía que se desea almacenarse.

CAPTULO IX

CONCLUSIONES

El uso de biocombustibles como alternativa sustentable para disminuir el consumo de combustibles fósiles es una excelente manera de administrar nuestros recursos para las generaciones futuras, aunque también una propuesta favorable es usar energías renovables para los procesos industriales y uso doméstico.

La obtención del bioetanol mediante esta materia prima, y la caracterización de cada proceso se desarrollaron por un grupo de investigadores de diferentes instituciones como lo son la Universidad de Guanajuato, el Tecnológico de Celaya y la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, el proceso de separación previamente fue desarrollado por investigadores de la Universidad de Guanajuato.

En este proyecto se desarrolló una estimación preliminar para disminuir el consumo de combustible fósil mediante la optimización en el consumo de energía en los rehervidores del proceso de purificación de etanol anhidro. Las variables que modifican el consumo energético son: temperatura y el tipo de solvente, etapa de alimentación y flujos de interconexión de la columna Petlyuk a su vez esta columna disminuye el consumo de energía en comparación con las columnas de destilación convencionales. Mediante la integración de calor se determinó la mínima utilidad caliente y la mínima utilidad fría, identificando los intercambios de energía proceso-proceso entre las corrientes calientes y frías. Se diseñó una red de colectores solares de placa plana para disminuir una cantidad de combustible usado en la caldera, partiendo de estas evaluaciones las alternativas se dividen en diferentes propuestas para poderse distinguir y comparar entre ellas cual solución es más conveniente para el proceso desde el punto de vista ambiental y económico.

En la literatura se encuentra una gran variedad de solventes que pueden ser utilizados como solventes de extracción los cuales incluyen mezclas con sales, líquidos iónicos y sustancias puras, sin embargo, en este proyecto la elección del solvente se centró en etilenglicol y glicerol y aunque el etilenglicol posee una menor temperatura de ebullición y en conclusión

una menor temperatura de operación en el rehervidor posee la desventaja de ser una sustancia altamente tóxica por lo que se decidió trabajar con el glicerol.

La primera descripción del proceso con la optimización que se realizó en las columnas de destilación convencional y Petlyuk, se muestra en el diagrama de flujo donde la disminución del consumo de combustible fue en los consumos energéticos de ambos equipos de separación mediante las variables que se han mencionado anteriormente, las alimentaciones de la corriente de solvente, de etanol diluido en agua y los rehervidores provienen de la caldera, debido a que si cada parte del proceso tiene su alimentación independiente favorece en el momento en el que se presenta un disturbio o algún equipo sale de funcionamiento. Se decidió trabajar con la caldera que produce vapor sobrecalentado a 260°C debido a que tiene un margen mayor de operación, el consumo de combustible es de $\$385,033.5$ al mes si se alimenta el agua fresca a 20°C , lo que equivale a 95.69 kg de gas natural por una tonelada de vapor producido, los gases que se envían a la atmósfera son 213.5 toneladas de CO al mes y 1914.8 toneladas de CO_2 al mes.

Para la corriente de glicerol se tendrá un intercambiador de calor para el arranque, el vapor proporcionado será mediante la caldera a 260°C y para la operación continua se tendrá la recirculación de los fondos de la columna Petlyuk. Para la selección de la caldera se consideró ΔT_{min} óptimo teórico de 17.5°C , el flujo másico y la temperatura de saturación.

La red de colectores solares se eligió de placa de plana debido a que ya existía un estudio reportado en la literatura que sirvió como punto de partida para el presente proyecto, sin embargo, se sabe que los colectores solares de tubos de vacío tienen la ventaja de tener menos pérdidas de calor a los alrededores y pueden alcanzar temperaturas mayores.

Con respecto al consumo de combustible que necesita la caldera que produce vapor a 260°C como vapor sobrecalentado (se satura a 201°C), al alimentar agua a una temperatura de 80°C con lo cual se tiene un beneficio económico y un beneficio ambiental. Utilizando un campo de colectores solares en el tren de precalentamiento se tiene una reducción en el consumo energético de 7.31% , con esto, el precio por tonelada de vapor es de $\$36.31$ mensuales (exclusivamente en el consumo de gas natural) disminuye $\$6.13$ pesos al mes por tonelada de vapor producido, las emisiones de CO y CO_2 disminuyen en 14% cada una. Utilizando la

metodología implementada por Picón y colaboradores se diseñó un campo solar como el que se obtuvo de 270 colectores (2 colectores en paralelo y 135 en serie) con lo que se reduce el costo por tonelada de vapor, pagándose la inversión del campo de colectores en un periodo de cuatro años.

En el campo de colectores solares de placa plana utiliza un área de 488.7 m², considerando únicamente el área total de los equipos, sin embargo entre ellos se necesita un espacio disponible para mantenimiento o cualquier maniobra. Si se aumentara en un 15% el área de los equipos de transferencia de calor se tiene un área de 23 m de largo por 23 metros de ancho lo equivalente a una cuadra de viviendas o a un veinteavo de una cancha de fútbol. Los espacios disponibles en una empresa deben ser considerados en la etapa de diseño de la planta debido a que en una industria es importante que los techos tengan la menor cantidad de peso en caso de una contingencia, sin embargo se puede disponer de los espacios de oficinas cuando se realiza el diseño detallado de la industria.

TRABAJO FUTURO

El trabajo futuro que se puede realizar en el diseño y dimensionamiento de los equipos de transferencia de calor, las especificaciones y materiales de los recipientes, análisis de seguridad, diagrama y especificaciones de tuberías e instrumentación, distribución de la planta, ingeniería civil, para finalizar su construcción.

En cuanto a las oportunidades de mejora se planea trabajar en análisis más específico de los intercambiadores de calor, un campo de colectores solares con otros dispositivos con menores pérdidas de calor a los alrededores como los son con colectores de tubos de vacío y concentradores solares para alcanzar temperaturas más altas, un sistema de almacenamiento de energía más detallado para predecir costos, diseño estructural y adiabático, tiempo de vida de los PCM, análisis económico de los intercambios proceso-proceso para determinar si es factible.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

Bechara R., Gomez A., Saint A. V., Schweitzer J. M., Maréchal F., Methodology for the optimal design of an integrated first and second generation ethanol production plant combined with power cogeneration. *Bioresouruce Technology*, (2016), 214, 441-449.

Cardona, C.A., Posada, J.A. y Quintero, J.A., 2010, Aprovechamiento de productos y residuos agroindustriales: Glicerina y Lignocelulósicos, Universidad Nacional de Colombia, Manizales Colombia.

Castro M. A., Salcedo E. L.I., Saucedo L. J., Maximo E. E., Tiscareño L. F., Coronado V. C., Quintana H. P. A., Hernandez C. S., Segovia H. J.G., Ponce O. J.M., Serna G. M., Nápoles R. F., Jimenez G. A., Cardona S. C. A., Mahmoud M., Desarrollo y puesta en marcha de tecnología de producción de etanol a partir del aprovechamiento integral del jugo y la biomasa sólida del agave tequilero y mezcalero. Informe técnico sagarpa. (2013)

El-Nashar A. M., Seasonal effect of dust deposition on a field of evacuated tube collectors on the performance of a solar desalination plant, *Desalination*, (2009), 239, 66-81.

Flores A. O., Cárdenas J. C., Hernández C. S., Rico R. V., Thermodynamic Analysis of Thermally Coupled Distillation Sequences, *Ind. Eng. Chem. Res.* (2003), 42, 5940-5945

Fogler S. H., Elementos de ingeniería de las reacciones químicas, editorial Pearson Education, cuarta edición, (2008).

Fu J., Simulation of salt-containing extractive distillation for the system of ethanol7water/KAc. 2. Simulation of salt-containing extractive distillation, *Ind. End. Chem. Res.*, (2004), 43, 1279-1283.

Gani R., Jorsen S. B., Multiplicity in numerical solution of non-linear models: separation process, *Computers chem. Eng.* (1994), Vol 18, suppl., s55-s61.

Gil I. D., Uyazán A. M., Aguilar J.L., Rodríguez G., Caice A. L., Separation of ethanol and water by extractive distillation with salt and solvent as entrainer: process simulation, *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 25 (01) (2008), 207-215.

- Hernández S., Jiménez A., Design of Optimal Thermally-Coupled Distillation System Using a Dynamic Model, *Trans IChemE.*, (1996), 74-357
- Hernández S., Analysis of energy-efficient complex distillation options to purify bioethanol, *Chem. Eng. Technol.* 31 (4) (2008), 597-603.
- Hollands K. G. T., Unny T.E., Raithby G.D., Konicek L., Free convection heat transfer across inclined air layers, *Trans. ASME, J. Heat Transfer* 98 (2), (1976), 189-193.
- Iñiguez C., G. Lange, S.E., Rowell, R.M., *Bioresource Technology*, 77, (2001b), 25–32.
- Iñiguez C., G., Díaz-Teres, R., Sanjuan-Deñas, R., Anzaldo-Hernández, J. y Rowell, R.M., *BioresourceTechnology*, 77, (2001a), 101-108.
- Jiménez G. A., *Diseño de procesos en ingeniería química*, editorial reverté, (2003).
- Jones R.P., Pamment, N, & Greenfield R.F. Alcohol fermentation by yeasts—the effect of environmental and other variables. *Process Biochemistry* 16 (1981), 42–49.
- Kister H. Z., *Distillation design*, editorial Mc Graw Hill, (1992).
- Klimes J., Dhole V. R., Raissi K., Perry S. J., Puigjanert L., Targeting and design methodology for reduction of fuel, power and CO₂, on total sites., *Applied Thermal Engineering*, 17 (1997), nos. 8-10, 993-1003.
- Lin M., Sumathy K., Dai R.Z., Wang R.Z., Chen Y., Experimental and theoretical analysis on a linear Fresnel reflector solar collector prototype with V-shaped cavity receiver, *Applied Thermal Engineering*, 51 (2013), 963-972
- Ludivine P., Bertrand L., Laurie S., Nicolas J., Ethanolbiodiesel-Diesel fuel blends: performances and emissions in conventional Diesel and advanced Low temperature Combustions, *Fuel* 93, (2012), 329-338.
- Martínez R. G., Fuentes S. A. L., Picón N. M., *Potencial energético solar del estado de Guanajuato*, AMIDIQ (2016).
- McNeil A. D., Bamardouf K., Burnside M. B., Almeshaal Mohammed, Investigation of flow phenomena in a kettle reboiler. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 53, (2010), 836-848.

- Nadir Y., Francisco M. V., Burl D. A., Tariq darabseh, Investigation of CI engine emissions in biodiesel-ethanol-diesel blends as a function of ethanol concentration, *Fuel* 115, (2014), 790-793.
- Picón N. M., Martínez R. G., Fuentes S. A. L., Design of solar collector networks for industrial applications. *Applied Thermal Engineering*, 70, (2014), 1238-1245.
- Pielichowska K., Pielichowski, Phase change materials for thermal energy storage, *Progress in Materials Science*, 65, (2014), 67-123.
- Quijera P. J. A., Desarrollo de una metodología para la integración de las energías renovables en los procesos químicos, Universidad del País vasco. (2012).
- Renon H. y Prausnitz J. M., *AIChE J.*, 21, (1975), 116-128.
- Seader J. D., Henley J. Ernest, Keith Roper D., separation process principles chemical and biochemical operations, editorial John Wiley & sons, third edition. (2010).
- Sinnott R., Towler G., Diseño en ingeniería química, editorial Reverte, traducción de la quinta edición original.
- Smith J. M., Van Ness H. C., Abbott M. M., Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química, editorial Mc Graw Hill, séptima edición, (2007).
- Stichlmair J., Stemmer A., Reduction of energy requirements in distillation. *Chem. Eng. Technol*, 12, (1989), 163-169.
- Tedder D. W., Rudd D.F. Parametric studies in industrial distillation: Part I. Design comparisons. *AIChE Journal*, 24, (1978), 3030-315.
- Wilson G.M., *J. Am. Chem Soc.*, 86 (1964) 127-130.