



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**APLICACIÓN DE LA INTENSIFICACIÓN DE PROCESOS EN EL
CAMPO DE LA DESTILACIÓN**

TRABAJO MONOGRÁFICO DE ACTUALIZACIÓN

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERA QUÍMICA**

**PRESENTA
VERÓNICA CÓRDOVA AMEZCUA**



CIUDAD DE MÉXICO

2020



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: **Profesor: JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ**
VOCAL: **Profesor: JOSÉ LANDEROS VALDEPEÑA**
SECRETARIO: **Profesor: CARLOS ÁLVAREZ MACIEL**
1er. SUPLENTE: **Profesor: ILEANA RODRÍGUEZ CASTAÑEDA**
2° SUPLENTE: **Profesor: HÉCTOR JAVIER MARTÍNEZ GRIMALDO**

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

FACULTAD DE QUÍMICA, CIUDAD UNIVERSITARIA

ASESOR DEL TEMA:

JOSÉ ANTONIO ORTÍZ RAMÍREZ

SUSTENTANTE:

VERÓNICA CÓRDOVA AMEZCUA

ÍNDICE DE CONTENIDO

Acrónimos	8
Objetivo	9
Introducción	9
CAPÍTULO 1	
Bomba de calor asistida por destilación reactiva y azeotrópica en columnas de pared divisoria	12
1.1 Aplicación de MVRHP al RDWC	14
1.2 Diseño de proceso HPRDWC	17
1.3 Aplicación de MVRHP a la ADWC	19
1.4 Conclusión	21
CAPÍTULO 2	
Destilación reactiva con pared divisoria y recompresión	22
2.1 Descripción del proceso caso base	24
2.2 Modelado y simulación de procesos de producción de ácido fórmico ...	25
2.3 DWRDC	25
2.4 Recompresión de vapor en DWRDC (DWRDC-VR)	27
2.5 Indicadores de desempeño	29
2.5.1 Análisis de energía	29
2.5.2 Análisis económico	29
2.5.3 Análisis de emisiones de CO ₂	29
2.6 Resultados	30
2.7 Conclusiones	31

CAPÍTULO 3

Mejora del rendimiento de la columna de pared divisora mediante la recompresión de vapor en varias etapas con un calderín intermedio32

3.1 Disposiciones de DWC asistidas por VRC de etapas múltiples33

3.2 Diseño y métodos de estimación económica34

3.3 Diseño de optimización34

3.4 Resultados35

3.5 Conclusión36

CAPÍTULO 4

Diseño y análisis de procesos sostenibles de separaciones híbridas37

4.1 Separación a través de membranas37

4.2 Proceso de pervaporación38

4.3 Proceso de permeación de vapor39

4.4 Proceso de separación híbrido basado en membrana de destilación....39

4.5 Método de diseño: esquemas híbridos40

4.6 Ejemplo de aplicación41

4.7 Conclusión45

CAPÍTULO 5

Optimización de presiones simultáneas de los sistemas de destilación basados en modelos rigurosos46

CAPÍTULO 6

Destilación con reactores laterales48

6.1 Optimización estructural.....48

6.2 Impacto de la presión en el diseño de SRC49

6.3 Simulación con Aspen.....51

6.3.1 Diseño económico y dimensionamiento	51
6.4 Ejemplo 1 Configuración de SRC para el proceso MMH.	53
6.5 Efecto del cambio de presión de trabajo	55
6.6 Análisis económico	59
6.7 Conclusión	61
CONCLUSIONES	62
ANEXO 1	
Origen de la destilación.....	63
Referencias.....	73

ÍNDICE DE FIGURAS

Fig. 1: Diagrama de flujo de proceso para a) MVRHP superior, b) MVRHP de parpadeo inferior y c) MVRHP de doble caldera (MVRHP- bomba de calor mecánica de recompresión de vapor)	12
Fig. 2: a) esquema de integración y b) esquema termodinámicamente equivalente para RDWC	14
Fig. 3: Diagrama de flujo de proceso de RDWC desarrollado en Aspen Plus	15
Fig. 4: Proceso de diseño de optimización para el sistema RDWC	16
Fig. 5: Esquema termodinámicamente equivalente de la columna de pared divisoria reactiva asistida por bomba de calor	17
Fig. 6: Diseño de optimización para HPRDWC	18
Fig. 7: Columna divisoria de destilación azeotrópica	19
Fig. 8: Diagrama de flujo de proceso de HPADWC implementado en Aspen Plus	20
Fig. 9: Proceso de producción de ácido fórmico basado en la configuración de proceso patentada (caso base).....	24
Fig. 10: Proceso de producción de ácido fórmico con DWRDC	26
Fig. 11: Diagrama de flujo de proceso con DWRDC y recompresión de vapor en C1	27
Fig. 12: Proceso de producción de ácido fórmico con DWRDC que incluye un mecanismo de recompresión de vapor	28
Fig. 13: Diagramas esquemáticos de a) MVRC-DWC; b) HI-MVRC-DWC; c) MVRC-DWC y d) HI-MVRC-DWC	33
Fig. 14: Esquema de un proceso de membrana típico que usa un condensador para generar el vacío permeado.	38
Fig. 15: Fuerza impulsora para la separación vs fracción mol de metanol	40
Fig. 16: Esquema de separación híbrida	41
Fig. 17: Secuencia de destilación para la separación de mezcla de alcanos	42

Fig. 18: a) RD destilación reactiva b) SRC columna con reactores laterales	50
Fig. 19: Configuración SRC para proceso MMH	53
Fig. 20: Conversión de metanol y el rendimiento de MMH frente a la presión de la columna	55
Fig. 21: Temperatura del efluente del reactor para diferentes presiones de operación.	56
Fig. 22: Temperatura del efluente del reactor frente a la velocidad de flujo de la corriente lateral	57
Fig. 23: Trabajo de caldera para la columna C1 en función del caudal de flujo lateral	57
Fig. 24: El rendimiento de MMH es de 0.1, 0.2, 0.3 y 0.4 atm vs carga de catalizador	58
Fig. 25: Costo de capital y operativos en función de la presión operativa para el proceso de MMH	59

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Comparación de especificación de equipos y costos.	20
Tabla 2: Efecto de diferentes relaciones de compresión (los valores entre paréntesis muestran el% de cambio con respecto al caso base)	30
Tabla 3: Comparación de los costos operativos y de capital estimados	36
Tabla 4: Ahorros de energía real	43
Tabla 5: Área de membrana para módulos de permeación de vapor C4 y C5.	43
Tabla 6: Periodo de recuperación de la inversión para la unidad de membrana. ...	44
Tabla 7: Alternativas de diseño para un rendimiento de 99.5% MMH.....	60

Acrónimos

ADWC- columna de pared divisoria azeotrópica

BuAc- acetato de n-butilo

BuOH- n-butanol

COM- costo de fabricación

CSTR- reactor de tanque agitado continuo

DF- fuerza impulsora

DME- dimetil-éter

DWC- columna de pared divisoria

DWRDC- columna de destilación reactiva de pared divisoria con recompresión de vapor

DWRDC-VR- recompresión de vapor en DWRDC

FA- ácido fórmico

HPDWC- columna de pared divisoria asistida por bomba de calor

HPRDWC- columna de pared divisoria reactiva asistida por bomba de calor

IP- intensificación de procesos

IR- rehervidor intermedio

MC- columna principal

MeAc- acetato de metilo

MMH- metoxy metil heptano

MVRHP- bomba de calor mecánica de recompresión de vapor

PFR- reactor de flujo tapón

PTC- pseudo transitoria

RC- columna rectificadora

RD- destilación reactiva

RDC- columna de destilación reactiva

RDWC- columna de pared divisoria reactiva

TAC- costo total anual

TCDWC- columnas de pared divisoria acopladas térmicamente

SC- columna de extracción

SRC- columna con reactores laterales

VRC- columna con recompresión de vapor

OBJETIVO

Este trabajo monográfico de actualización tiene como objetivo el dar a conocer y crear conciencia de las nuevas alternativas que se están desarrollando para mejorar los procesos químicos industriales, metodología conocida como Intensificación de Procesos, en el sentido de reducir el tamaño de los equipos y al mismo tiempo que sean más eficientes, que se aprovechen mejor los recursos que se tienen y de esta manera cuidar el medio ambiente y poder reducir los costos.

Este trabajo se basa principalmente en la investigación bibliográfica en la que se implementan nuevos métodos de aprovechamiento de torres de destilación.

INTRODUCCION

La industria química juega un papel importante en el desarrollo sostenible para un país, por lo que los procesos químicos tienen que cambiar para mejorar, ya que deben incrementar su eficiencia actual; mejorar la seguridad, consumir menos energía, abatir costos y generar menos residuos.

En México, como en todo el mundo, se requieren cambios en los procesos químicos para mejorarlos y contribuir con el desarrollo sostenible.

Desde la primera década del siglo XXI en Ingeniería Química se habla de la Intensificación de Procesos (IP), concepto que busca desarrollar procesos más seguros, con eficiencias muy altas de los equipos, reducir tamaños de estos y costos de operación, además de generar la menor cantidad posible de residuos y obtener la mayor cantidad de productos con menor consumo de materia prima.

Al diseñar equipos altamente eficientes y de tamaños reducidos, la seguridad mejora bastante, porque en lugar de tener dos o tres equipos, se tiene uno solo y el riesgo potencial se reduce en esta misma proporción; sucede lo mismo con la generación de residuos, emisión de gases, costos de operación y consumo energético. Salvo los casos particulares que requieran un equipo de relevo.

La intensificación de procesos tiene 12 principios para lograr cumplir con una “química verde”:

1. Prevención: es mejor prevenir la producción de residuos que tratar o limpiar los residuos después de que se han creado
2. Economía atómica: se deben diseñar métodos sintéticos para maximizar la incorporación de todos los materiales usados en el proceso hasta el producto final.
3. Síntesis química menos peligrosa: se deben diseñar métodos sintéticos para usar y generar sustancias que tengan pequeñas cantidades o nada de toxicidad para la salud humana y el ambiente
4. Diseño de químicos más seguros: los productos químicos deben ser diseñados para cumplir con su función deseada, mientras se minimiza su toxicidad
5. Solventes y auxiliares más seguros: el uso de sustancias auxiliares debe ser minimizado, si es posible, o emplear las menos dañinas posibles.
6. Diseño para tener eficiencia energética alta: la energía requerida para los procesos químicos debe ser seleccionada para que los impactos ambiental y económico se minimicen. Si es posible, los métodos sintéticos deben ser controlados a temperatura y presión lo más cercano a las condiciones ambientales
7. Usar materia prima renovable: la materia prima debe ser renovable
8. Reducción de sus derivados: la creación innecesaria de derivados debe minimizarse o evitarla si es posible, tomando en cuenta que algunos pasos requieren agentes adicionales, uso de energía y generan residuos.
9. Catálisis: agentes catalíticos, lo más selectivos que sea posible.
10. Diseño para la degradación: los productos químicos deben ser diseñados de tal manera que al final de su función se puedan degradar y que no afecten al ambiente

11. Análisis de prevención de contaminación en tiempo real: Se requiere desarrollar metodologías y equipos, que permitan el monitoreo y control del proceso en tiempo real, antes de la formación de sustancias peligrosas.
12. Química inherentemente más segura para la prevención de accidentes: las sustancias utilizadas en un proceso químico deben elegirse para minimizar el potencial de accidentes, incluidos escapes, explosiones e incendios

La intensificación de procesos se está implementando en los equipos tales como torres de destilación, intercambiadores de calor, reactores catalíticos, en el diseño de dinámica y lazos de control de procesos (automatización de procesos), entre otros.

La operación unitaria de destilación es una de las más empleadas en la industria química, petroquímica, alimentaria, farmacéutica y perfumería, para la separación de los componentes que forman mezclas líquidas miscibles. La destilación es una operación unitaria de transferencia de masa, tal como la absorción o la cristalización.[1]

De acuerdo con el diccionario (Valiente, 1990) la destilación es la operación cuyo fin es la separación de dos o más líquidos miscibles mediante la ebullición. Los vapores obtenidos se recuperan como producto deseable y se condensan. Esta operación recibe también los nombres de alambicación, refinación, agotamiento, fraccionamiento y rectificación.

A continuación, se menciona los artículos de investigación más recientes con aportaciones innovadoras hacia la mejora y optimización de las torres de destilación.

CAPITULO 1

Bomba de calor asistida por destilación reactiva y azeotrópica en columnas de pared divisoria

[8] Yuliang Liua, Jian Zhaia, Lumin Lia, Lanyi Suna, Cheng Zhai, **Heat pump assisted reactive and azeotropic distillations in dividing wall columns**, Chemical Engineering and Processing 95 (2015), 289–301

Yuliang Liua et al., investigan la integración energética al acoplar el condensador y la caldera ya que representan la fuente principal y el sumidero de energía, respectivamente. La configuración resultante se conoce como la bomba de calor mecánica de recompresión de vapor (MVRHP). En el MVRHP, el vapor superior se comprime a una temperatura más alta y puede usarse para calentar el líquido de fondo; o el líquido del fondo se vierte en una válvula y se puede usar para condensar el vapor superior, como se muestra en la fig.1a) y b).

Las bombas de calor de conversión funcionan bien cuando la diferencia de temperatura entre la parte superior e inferior de la columna de destilación es pequeña.

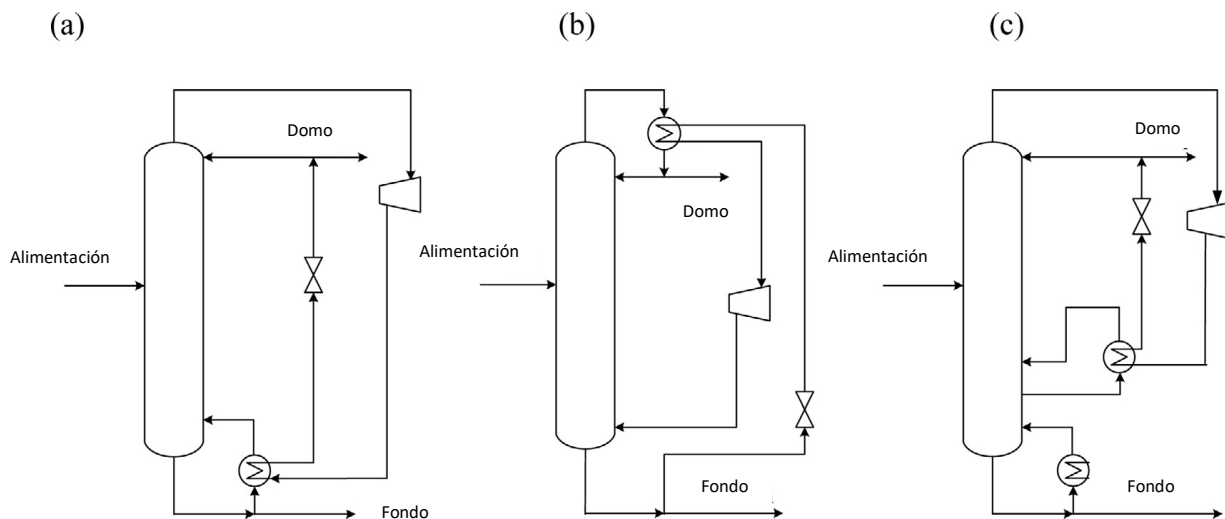


Fig.1 diagrama de flujo de proceso para a) MVRHP superior, b) MVRHP de parpadeo inferior y c) MVRHP de doble caldera (MVRHP- bomba de calor mecánica de recompresión de vapor).

Para aplicar esta técnica a mezclas de ebullición amplia, la bomba de calor puede emplearse en el inter-condensador y el inter-calentador. Jana y Kuma introdujeron el esquema MVRHP modificado para columnas de destilación reactiva multicomponente, que muestra una mejor viabilidad económica que las columnas de destilación reactiva asistida por bomba de calor convencional.

En el caso de separación de tres componentes, se necesitan al menos dos columnas. La columna de pared divisoria (DWC), que integra las columnas en un solo caparazón, proporciona una ruta sobresaliente para la intensificación del proceso. La columna de pared divisoria asistida por bomba de calor (HPDWC) aplica el MVRHP modificado al DWC. Parte del vapor superior de la columna de pared divisoria se comprime para elevar su temperatura y promover su contenido de energía. El vapor comprimido se utiliza como medio de calentamiento en el calentador intermedio y luego se condensa mediante el condensador auxiliar antes de reciclarlo nuevamente a la columna. El HPDWC es una prometedora tecnología de integración de calor, que permite una mayor reducción de los requisitos de energía en comparación con el DWC. Chew y col. investigaron la eficiencia de las columnas de pared divisoria asistida con bombas de calor y descubrió que la bomba de calor de recompresión de vapor es rentable para el proceso de DWC en lugares con electricidad barata.

La destilación azeotrópica heterogénea se usa comúnmente para separar mezclas de punto de ebullición cerrado y azeótropos mediante el uso de un agente de arrastre adicional para alterar la volatilidad relativa de los componentes. Recientemente, las intensificaciones de la columna de pared divisoria azeotrópica (ADWC) y la columna de pared divisoria reactiva (RDWC) se proponen aplicando la DWC a las destilaciones reactivas y azeotrópicas y se han investigado en numerosos sistemas. En principio, se ahorrará más energía al combinar la destilación reactiva y la destilación azeotrópica heterogénea con la tecnología HPDWC.

Yuliang Liua et al., proponen que los nuevos HPRDWC (columna de pared divisoria reactiva asistida por bomba de calor) y la HPADWC (columna de pared divisoria

azeotrópica asistida por bomba de calor) produzcan acetato de n-butilo (BuAc) y alcohol isopropílico separado (IPA) y agua, respectivamente.

Los estados estacionarios de HPRDWC y HPADWC se implementan en el simulador de procesos Aspen Plus, y los valores de los parámetros clave se obtienen realizando un análisis de sensibilidad.

1.1 Aplicación de MVRHP al RDWC

Diseño del proceso de interesterificación basado en columnas divisorias.

El primer caso involucra la transesterificación de acetato de metilo (MeAc) y n-butanol (BuOH) para reducir el acetato de n-butilo (BuAc) a través de un sistema RDWC y un sistema HPRDWC.

El DWC aplicado a este proceso reactivo y su proceso termodinámicamente equivalente para la simulación se muestra en la fig. 2

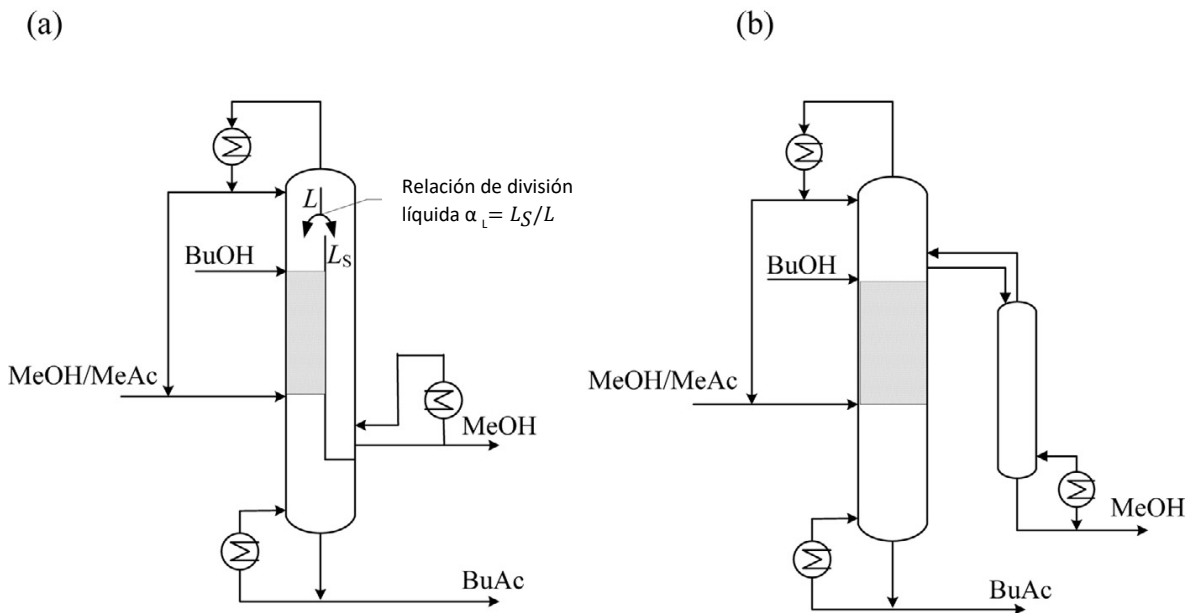
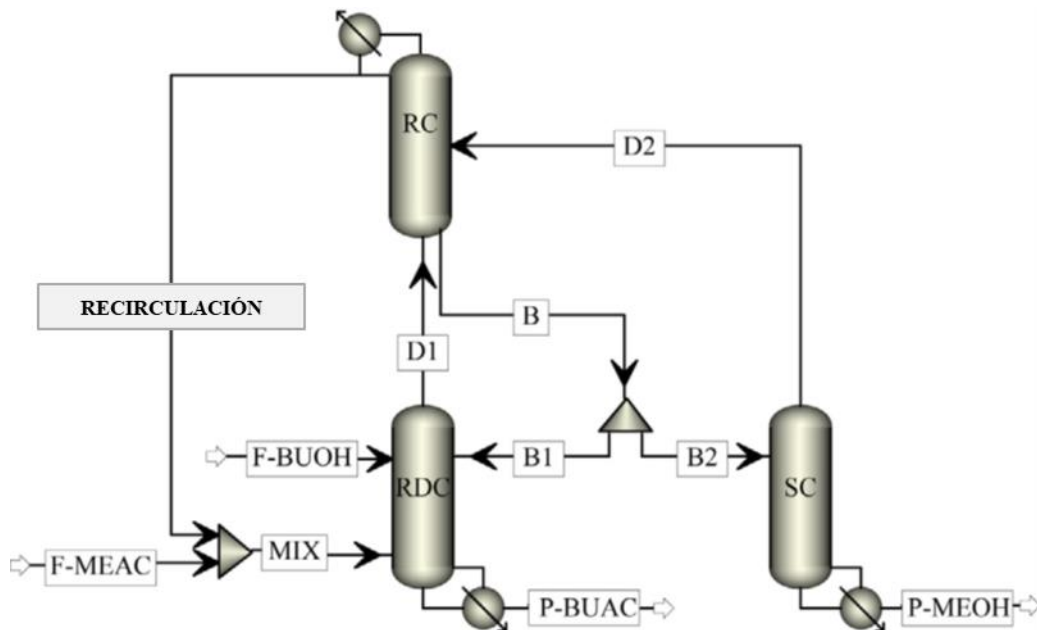


Fig.2 a) esquema de integración y b) esquema termodinámicamente equivalente para RDWC

La simulación de la columna de pared divisoria reactiva asistida por bomba de calor (HPRDWC) se lleva a cabo utilizando el riguroso módulo de destilación RadFrac de Aspen Plus. La propiedad física de UNIQUAC y los parámetros de interacción binarios incorporados se adoptan para la simulación.

Fig.3 diagrama de flujo de proceso de RDWC desarrollado en Aspen Plus



El modelo específico consta de 3 columnas: la columna rectificadora (RC), la columna de destilación reactiva (RDC) y la columna de extracción (SC), que están unidas entre sí por corrientes de líquido y vapor interconectadas.

Una mezcla de MeAc y MeOH se alimenta al fondo de la zona reactiva en el RDC y MeOH se alimenta a la parte superior de la zona reactiva. Se extrae BuAc altamente puro en la parte inferior de RDC, se recoge MeOH desde la parte inferior de SC y el azeótropo MeAc / MeOH destilado desde la parte superior de RC se recicla de nuevo a RDC.

La fig. 4 presenta el procedimiento de optimización iterativa para minimizar el TAC. RR (relación de reflujo) y α_L (relación de división líquida sobre la pared divisoria) son dos variables importantes en este proceso RDWC, que se utilizan para disminuir los costos de energía y mantener la pureza de los dos productos para un número dado de etapas en las columnas

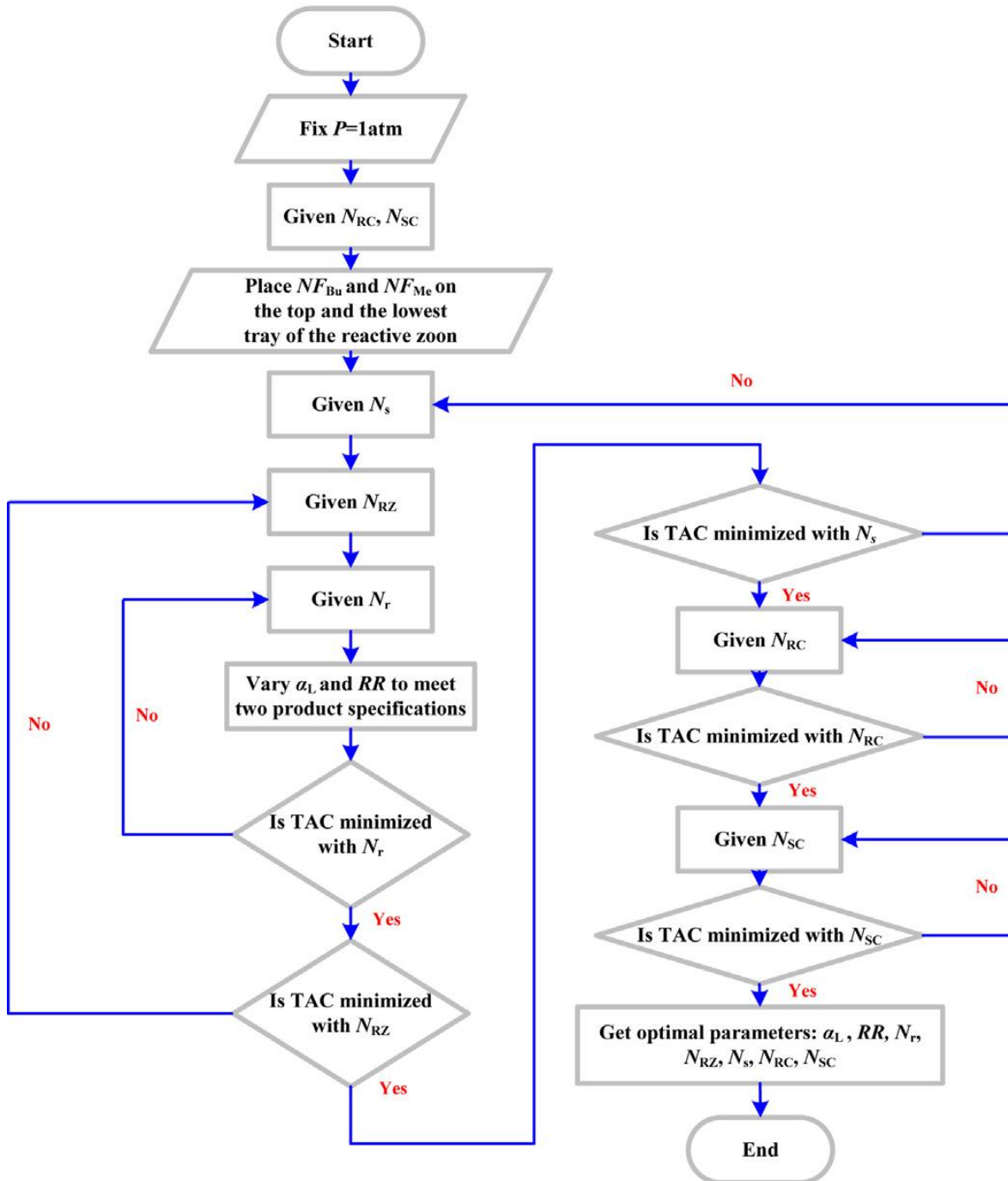


Fig. 4 proceso de diseño de optimización para el sistema RDWC

Donde:

N_s = Número de etapas en la sección de pelado

N_{RC} = Número de etapas en el RC

N_{SC} = Número de etapas en el SC

N_{RZ} = Número de etapas en la zona de reacción

N_r = Número de etapas en la sección de rectificación

α_L = Relación de división líquida sobre la pared divisoria

RR = Relación de reflujo

$N_{F_{Bu}}$ = Número de etapa de alimentación de Bu

$N_{F_{Me}}$ = Número de etapa de alimentación de Me

1.2 Diseño de proceso HPRDWC

Hay una gran diferencia de temperatura entre la parte superior e inferior del RDWC debido a los puntos de ebullición muy diferentes de los componentes. Como resultado, la aplicación de una bomba de calor convencional no es una forma económica de conservar energía. Se sugiere incluir una caldera lateral en una posición adecuada, y el esquema resultante de columna de pared divisoria reactiva asistida por bomba de calor (HPRDWC) se muestra a continuación:

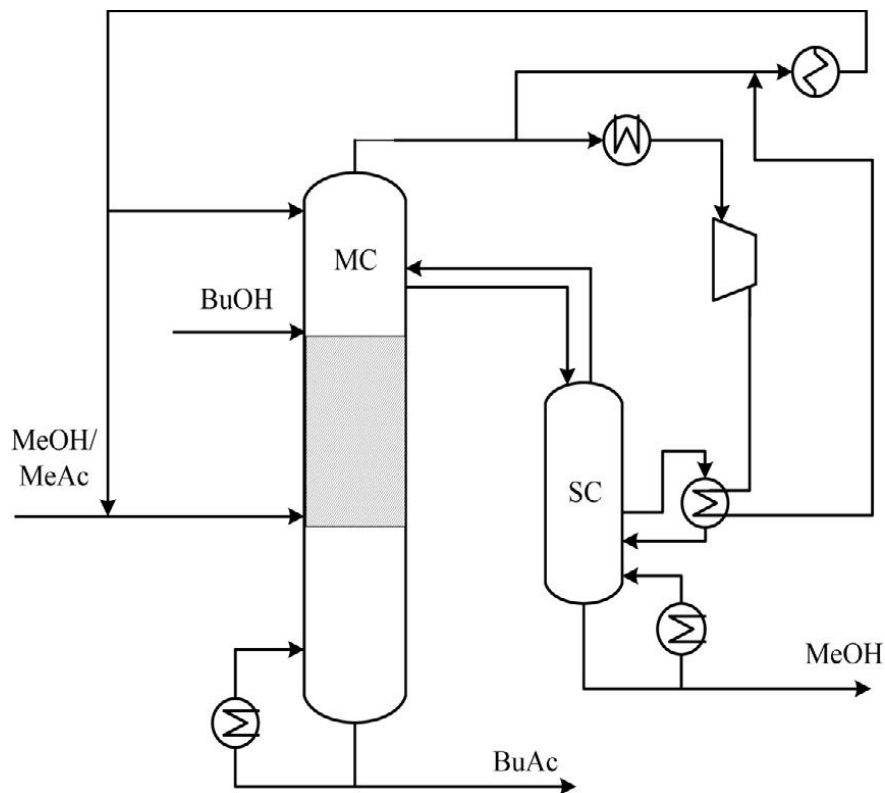
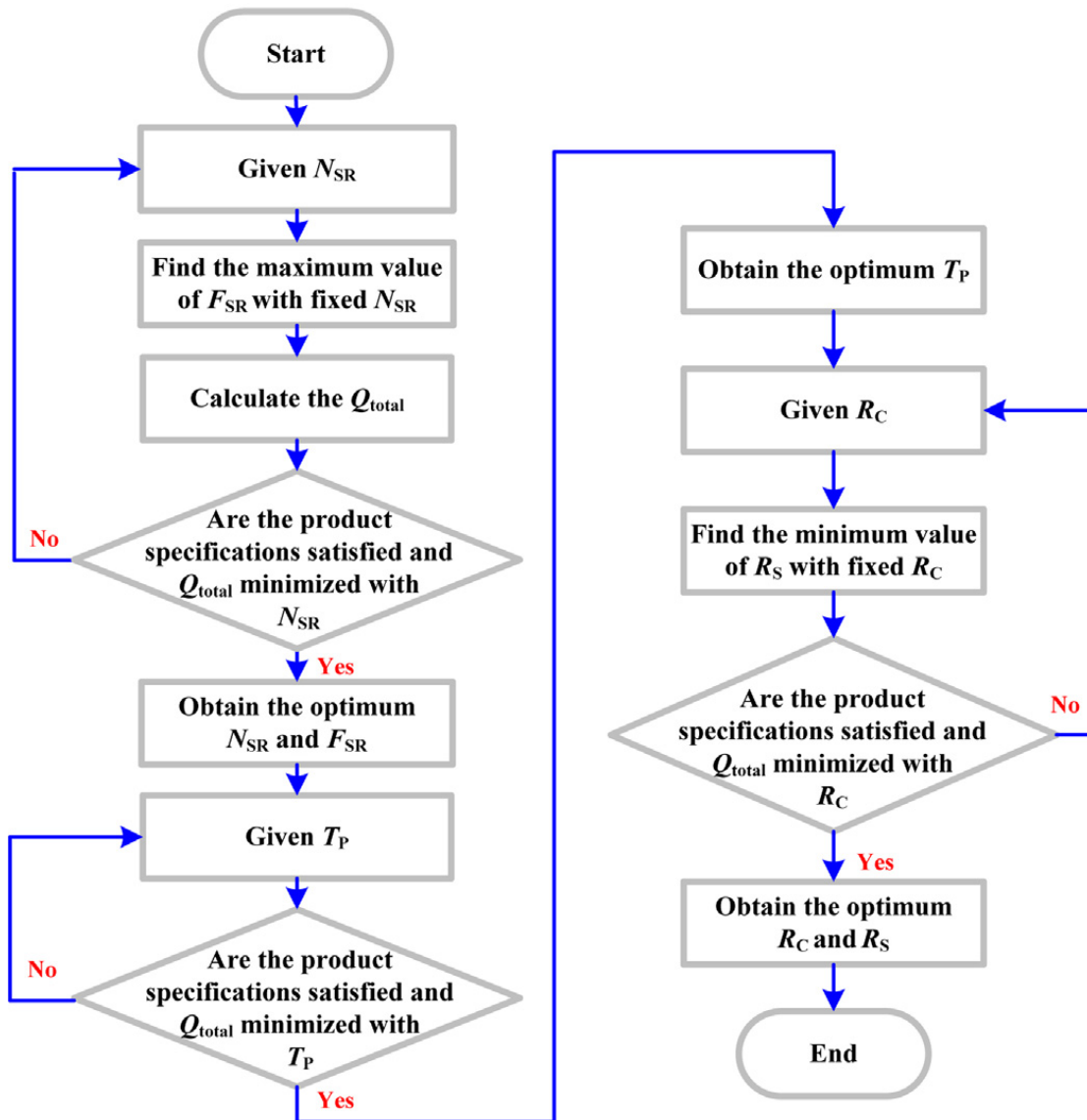


Fig.5 Esquema termodinámicamente equivalente de la columna de pared divisoria reactiva asistida por bomba de calor

La temperatura en el MC (columna principal) es más alta que la del SC. Si se introduce la caldera lateral en la sección de extracción del MC, se debe seleccionar una relación de compresión más alta para mantener una diferencia de temperatura razonable entre dos corrientes de intercambio de calor en la caldera. Por esta razón, se elige SC para la integración.

Las condiciones de alimentación, las especificaciones del producto, el número de etapas totales y la ubicación de la pared divisoria y la sección de reacción del HPRDWC son las mismas que las del RDWC respectivamente para garantizar la comparabilidad de los dos procesos.

Fig.6 diseño de optimización para HPRDWC



Donde:

N_{SR} - ubicación de la caldera lateral

F_{SR} - caudal del líquido introducido en el calentador lateral

T_P - temperatura de precalentamiento del vapor introducido en el compresor

Q_{total} - calor total

R_C - índice de compresión

R_S - relación de división de vapor

1.3 Aplicación de MVRHP a la ADWC

Diseño de la columna de pared divisoria para el sistema heterogéneo de destilación azeotrópica

El MVRHP se aplica a la columna de destilación azeotrópica de pared divisoria (ADWC) para el proceso de deshidratación del alcohol isopropílico (IPA) utilizando ciclohexano como agente de arrastre.

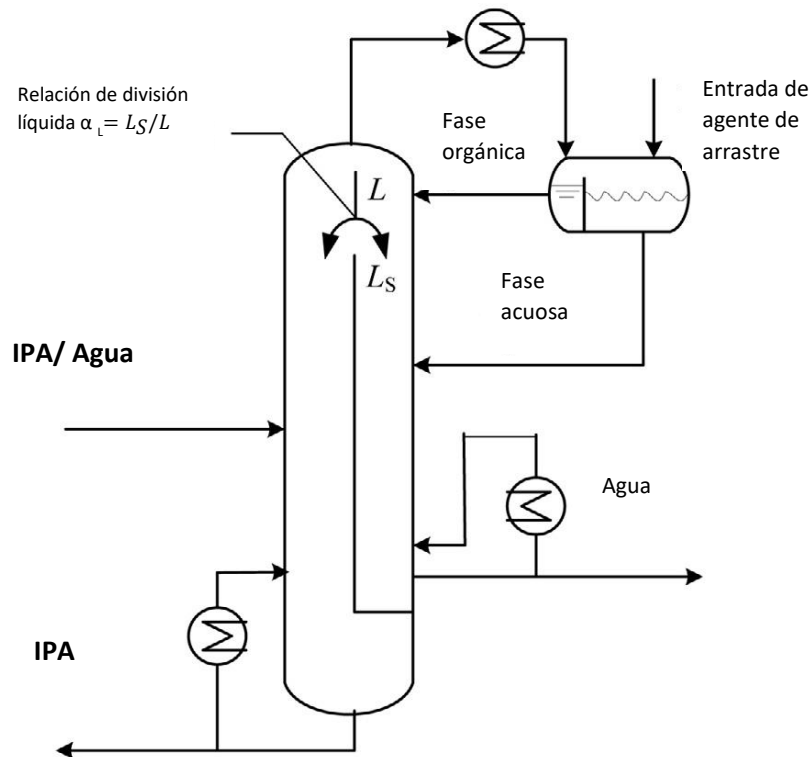


Fig.7 Columna divisoria de destilación azeotrópica

En el proceso de columna de pared divisoria azeotrópica asistida por bomba de calor (HPADWC), se introduce una caldera lateral en una posición adecuada de MC. Parte del vapor superior se comprime a una presión más alta y se usa como medio de calentamiento en el calentador lateral. Antes de comprimir, el vapor de la parte superior de MC debe precalentarse para evitar que se condense en el compresor. Se han realizado algunas mejoras en el proceso de intercambio de calor. La corriente caliente que se condensa parcialmente en el calentador lateral se usa para precalentar el vapor superior para lograr una mayor conservación de la energía.

Se supone que la fase de vapor es ideal. En este documento, las variables de diseño del HPADWC en las que se enfoca son la ubicación de la caldera lateral (N_{SR}), el caudal del líquido introducido en la caldera lateral (F_{SR}), la temperatura de precalentamiento del vapor introducido en el compresor (T_p), relación de división de vapor (R_s) y la relación de compresión (R_c), que son similares a la HPRDWC. Las cifras reales se pueden obtener realizando un análisis de sensibilidad.

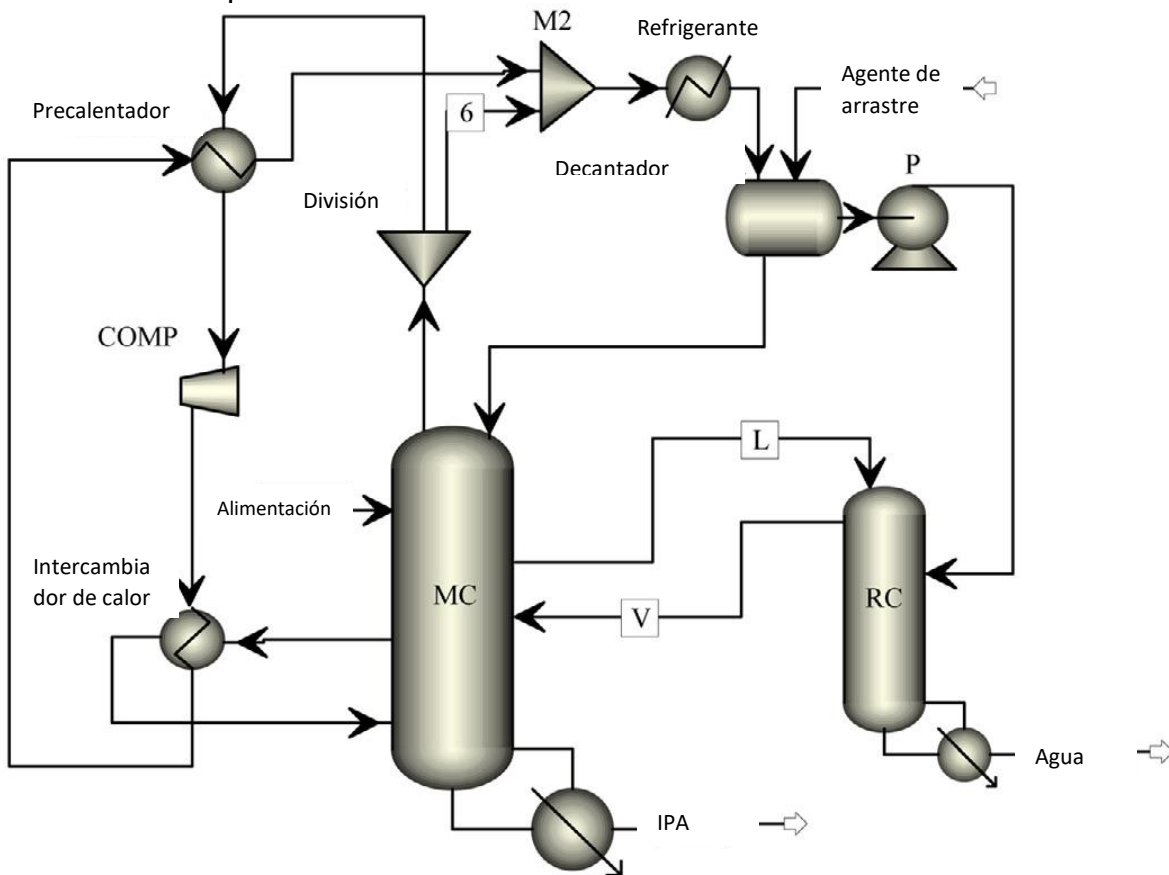


Fig.8 diagrama de flujo de proceso de HPADWC implementado en Aspen Plus

Tabla 1. Comparación de especificación de equipos y costos

Parámetro	RDWC	HPRDWC	ADWC	HPADWC
Diámetro (m)	3.2	3.2	2,0	2,0
Altura (m)	45,1	45,1	21,0	21,0
Área de transferencia de calor del rehervidor (m ²)	270,1	200,1	259,3	157,2
Área de transferencia de calor entre calderas (m ²)	-	120,3	-	113,1
Área de transferencia de calor del condensador (m ²)	445,5	445,5	413,5	464,1
Área de transferencia de calor del precalentador (m ²)	-	80,7	-	120,1
Costo del compresor instalado (10 ³ \$)	-	780,0	-	760,2
El costo de los depósitos de columnas instalados (10 ³ \$)	1653,4	1653,4	493,6	493,6
Costo de platos de columnas instaladas (10 ³ \$)	238,1	238,1	34,6	34,6
Costo de caldera instalada (10 ³ \$)	393,7	210,0	352,0	240,0
Costo instalado entre calderas (10 ³ \$)	-	150,0	-	165,3
Costo del precalentador instalado (10 ³ \$)	-	50,0	-	50,0
Costo del condensador instalado (10 ³ \$)	494,1	494,1	413,0	445,0
Costo de capital total (10 ³ \$)	2778,7	3575,6	1293,2	2188,7
Costo de electricidad (10 ³ \$ / año)	-	141,0	-	120,0
Costo de vapor (10 ³ \$ / año)	948,2	579,8	564,1	240,4
Costo del agua de enfriamiento (10 ³ \$ / año)	17,2	19,2	8,0	10,1
Costo operativo total (10 ³ \$ / año)	965,0	749,0	572,1	370,5
TAC con periodo de recuperación de capital de 3 años (10 ³ \$ / año)	1891,2	1931,9	1003,2	1100,1
TAC con período de recuperación de capital de 5 años (10 ³ \$ / año)	1520,7	1455,1	830,7	808,2
TAC con período de recuperación de capital de 8 años (10 ³ \$ / año)	1312,3	1186,9	733,7	644,1

1.4 Conclusión

Los nuevos HPRDWC y HPADWC propuestos en este documento se basan en una combinación eficiente de bomba de calor de recompresión mecánica de vapor y tecnología de columna de pared divisoria. En estas configuraciones, los calentadores laterales se introducen en la posición adecuada de las columnas de pared divisoria. El vapor de arriba de los DWC se comprime y se usa para impulsar los calentadores laterales. Las eficiencias termodinámicas y económicas y las emisiones de CO₂ se comparan entre los esquemas propuestos y las alternativas de DWC correspondientes. Está claro que, con respecto a la eficiencia económica, los procesos HPDWC no son opciones favorables en un corto período de recuperación de capital. Sin embargo, las empresas que pueden permitirse una mayor inversión deberían considerar los HPDWC para obtener un mejor rendimiento a largo plazo. Las eficiencias termodinámicas de los procesos HPDWC están estrechamente relacionadas con la generación ineficiente de electricidad. Además,

HPDWC pueden reducir las emisiones de CO₂, que están estrechamente relacionadas con los requisitos de energía primaria, en comparación con las DWC, especialmente cuando los recursos renovables como la energía hidroeléctrica se utilizan para la generación de electricidad. [8]

CAPITULO 2

Destilación reactiva de pared divisoria con recompresión de vapor

[6] Swapnil Sharmaa, Dipesh S. Patlea, Akhil Premkumar Gadhamsettia, Sanket Pandita, Davide Mancab, G S Nirmalaa, **Intensification and performance assessment of the formic acid production process through a dividing wall reactive distillation column with vapor recompression**, Chemical Engineering & Processing: Process Intensification 123 (2018), 204–213

La intensificación de procesos es crucial para minimizar el consumo de energía y la inversión. La columna de pared divisoria (DWC) es una de esas formas de lograrlo. El objetivo del estudio realizado por Swapnil Sharmaa et al., es diseñar una columna de destilación reactiva de pared divisoria (DWRDC) con recompresión de vapor en la producción de FA (ácido fórmico) en lugar de la destilación reactiva normal, e investigar el rendimiento en términos de energía, costo y emisión de carbono. Un proceso de producción de FA patentado se elige como caso base.

Se observa un ahorro impresionante de 18.33% en el costo de servicios públicos, 8.4% en el costo total anual (TAC), 2.55% en el costo de fabricación (COM) y 17.68% en las emisiones de carbono, se puede asegurar con la nueva intensificación propuesta en comparación a su contraparte convencional por un periodo de recuperación de la inversión de 4 años.

Una gran cantidad de energía requerida en la producción de FA está en el proceso de destilación. Para un sistema de columna de destilación, el acoplamiento térmico proporciona un enfoque de este tipo para adaptar las configuraciones de columna simple existentes mediante la eliminación del condensador o del calentador después de integrar dos columnas en una. La columna de pared divisoria (DWC) integra las dos columnas en un solo caparazón proporcionando una ruta excelente

para la intensificación del proceso. Con este proceso de intensificación se obtienen ahorros de energía considerables con una reducción del espacio para la instalación en un 35-45% debido al reemplazo de dos columnas por una sola columna. Los beneficios de las columnas de pared divisoria acopladas térmicamente (TCDWC) son:

- 1) Diseño integrado con menor inversión de capital y huella de carbono
- 2) Productos de alta pureza
- 3) Mayor eficiencia termodinámica debido a la reducción de los efectos de remezcla
- 4) Menor energía requerida en comparación con las secuencias de separación convencionales
- 5) Bajos costos de mantenimiento

Los estudios sugieren que los sistemas DWC pueden reducir el requerimiento de energía hasta en un 30% sobre las secuencias convencionales de destilación. Sin embargo, la implementación práctica y la operación de esta estructura intensificada es difícil debido a la estructura altamente integrada. El consumo de energía se puede reducir aún más mediante una tecnología de integración de calor adecuada, como el esquema de recompresión de vapor (VRC), donde una fracción del vapor superior se comprime y se usa como medio de calentamiento en la caldera. La técnica VRC convencional es más eficiente energéticamente con un pequeño intervalo de temperatura en las diferentes etapas y un gran trabajo térmico. El esquema VRC, con configuraciones de intercambiador de calor lateral, se ha aplicado tanto en destilación convencional como en destilaciones reactivas para separar mezclas de ebullición amplia. En configuración intensificada, el VRC convencional se agrega entre la parte superior y la parte inferior de DWC para recuperar el calor de los vapores tanto como sea posible. Luo y col. agregaron una bomba de calor VRC para aumentar más el ahorro de energía hasta un 40% en la destilación extractiva para el proceso de purificación de bioetanol. Johri y col. propusieron una recompresión de vapor a velocidad variable en la destilación reactiva por lotes, en la que se obtuvo un ahorro de energía del 65.85% con un

periodo de recuperación de la inversión de 4 años. Luyben y sus coautores informaron que VRC en DWC azeotrópico asegura un menor costo total anual (TAC) con un periodo de recuperación de 5 años a pesar de los mayores costos de capital.

Al principio, el proceso del caso base se simula usando Aspen Plus v8.8. posteriormente, el proceso se estudia para la aplicación de DWRDC, recompresión de vapor en columna de destilación y recompresión de vapor en DWRDC.

2.1 Descripción del proceso caso base

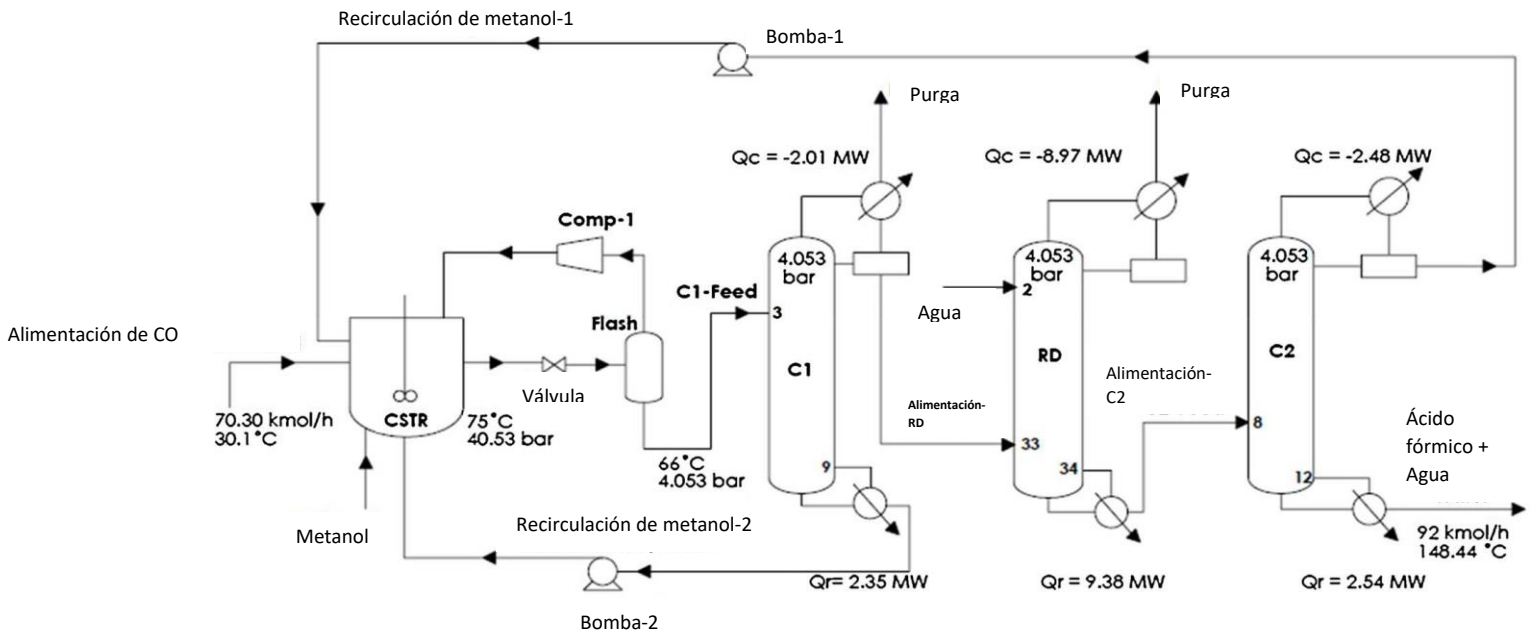


Fig. 9 proceso de producción de ácido fórmico basado en la configuración de proceso patentada (caso base)

Se elige la configuración patentada de Haung y coautores para la producción de FA. El sistema de fabricación de FA consta de un reactor y tres columnas de destilación, que incluyen una columna de destilación reactiva (RD). Se utiliza un CSTR adiabático a alta presión para la reacción, funciona a 75°C y 40.53 bar. La alimentación entra al reactor, el producto del CSTR se introduce rápidamente en el separador de fases y luego se alimenta a una columna de destilación para separar MF de la parte superior de la unidad de recuperación de metanol (C1). Finalmente, se alimenta a la unidad RD. La pequeña cantidad restante de CO se purga utilizando un condensador de líquido vapor parcial en la columna de separación. El metanol no convertido obtenido del fondo de la columna de separación (C1) se recicla

nuevamente al CSTR. La producción de FA y metanol por hidrólisis de MF tiene lugar en la columna RD junto con su separación. La cantidad requerida de agua dulce se agrega al RD en el segundo plato y el MF del C1 ingresa al RD en el 33° plato. La separación entre los reactivos y los productos tiene lugar simultáneamente en la unidad RD, que consta de 35 etapas. La mezcla líquida obtenida de RD se alimenta a la columna de separación (C2). El FA y el agua se separan en la columna C2 como producto de fondo, mientras que el metanol y el MF se reciclan de regreso desde la parte superior.

2.2 Modelado y simulación de procesos de producción de ácido fórmico

Se selecciona el modelo termodinámico UNIQUAC-HOC de Aspen Plus, el método UNIQUAC (UNIFAC) se aplica para estimar los parámetros faltantes. El modelo RADFRAC se adopta para simular una unidad de destilación explícitamente al considerar los tres equilibrios de fase. Se utiliza un modelo de etapa de equilibrio (RADFRAC) para la simulación de todas las columnas de destilación y RD.

2.3 DWRDC (columna de destilación de pared divisoria con recompresión de vapor)

La columna de pared divisoria es un buen ejemplo de intensificación que combina dos columnas convencionales y puede reducir enormemente los costos operativos y de capital de destilación junto con el espacio para la instalación. La eficiencia energética se mejora modificando las columnas RD y C2 a la configuración DWRDC.

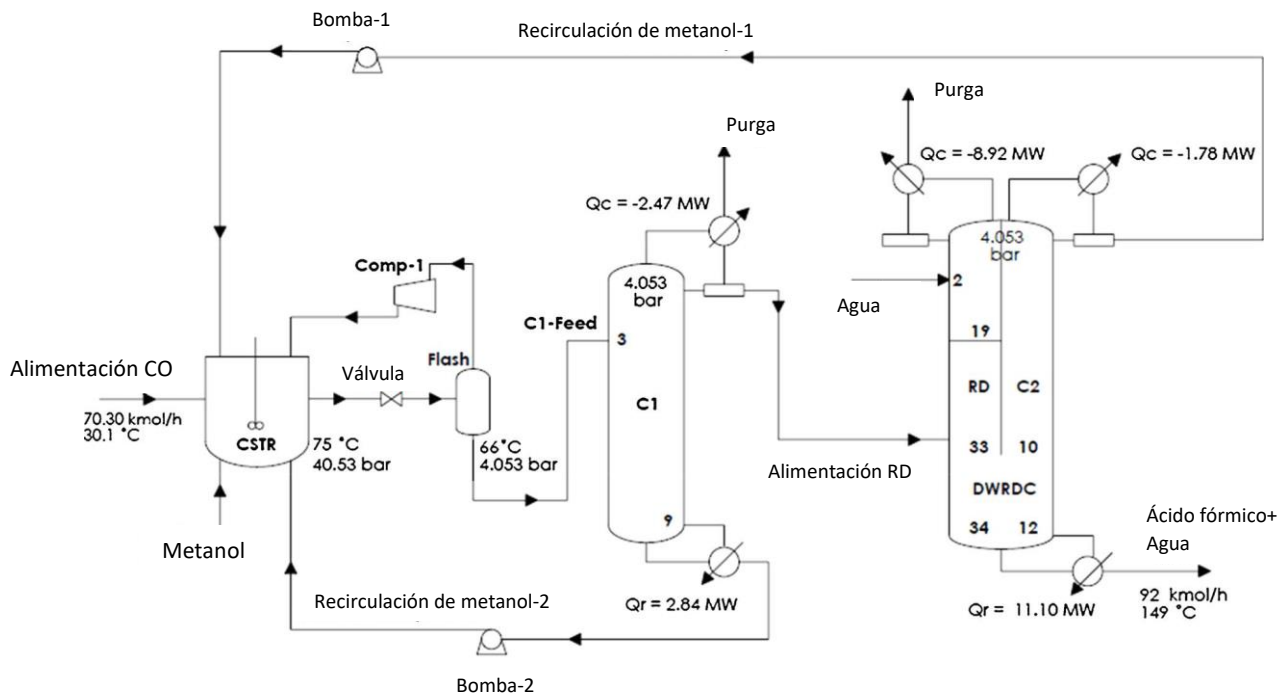


Fig.10 proceso de producción de ácido fórmico con DWRDC

La figura 10 muestra una configuración de columna de pared divisoria donde hay una pared divisoria en la sección superior de la columna. Esta disposición ayuda a minimizar el trabajo térmico en la unidad RD. La temperatura de funcionamiento en RD y C2 permite integrarlos en un solo DWRDC. Se usa una pared divisoria superior ya que se requiere recircular MF no convertida en la sección izquierda de DWRDC al tener un reflujo total. Para implementar la configuración DWRDC en Aspen Plus, se utilizan dos columnas RADFRAC para representar 'RD' (la sección izquierda de DWRDC) y 'C2' (la sección derecha de DWRDC). Se usa una única caldera para ambas secciones, mientras que se usan dos condensadores debido al mecanismo de división superior. El vapor de la caldera a través del plato 33 se divide y se envía a ambas secciones como se muestra en la figura anterior. Los caudales óptimos y la ubicación del plato se seleccionan realizando un análisis de sensibilidad dirigido a reducir el trabajo de la caldera. El resto del proceso permanece como se muestra en la primera figura (figura 9).

A continuación, se muestra el diagrama de flujo del proceso de destilación de pared dividida con recompresión de vapor en C1 (C1-VR).

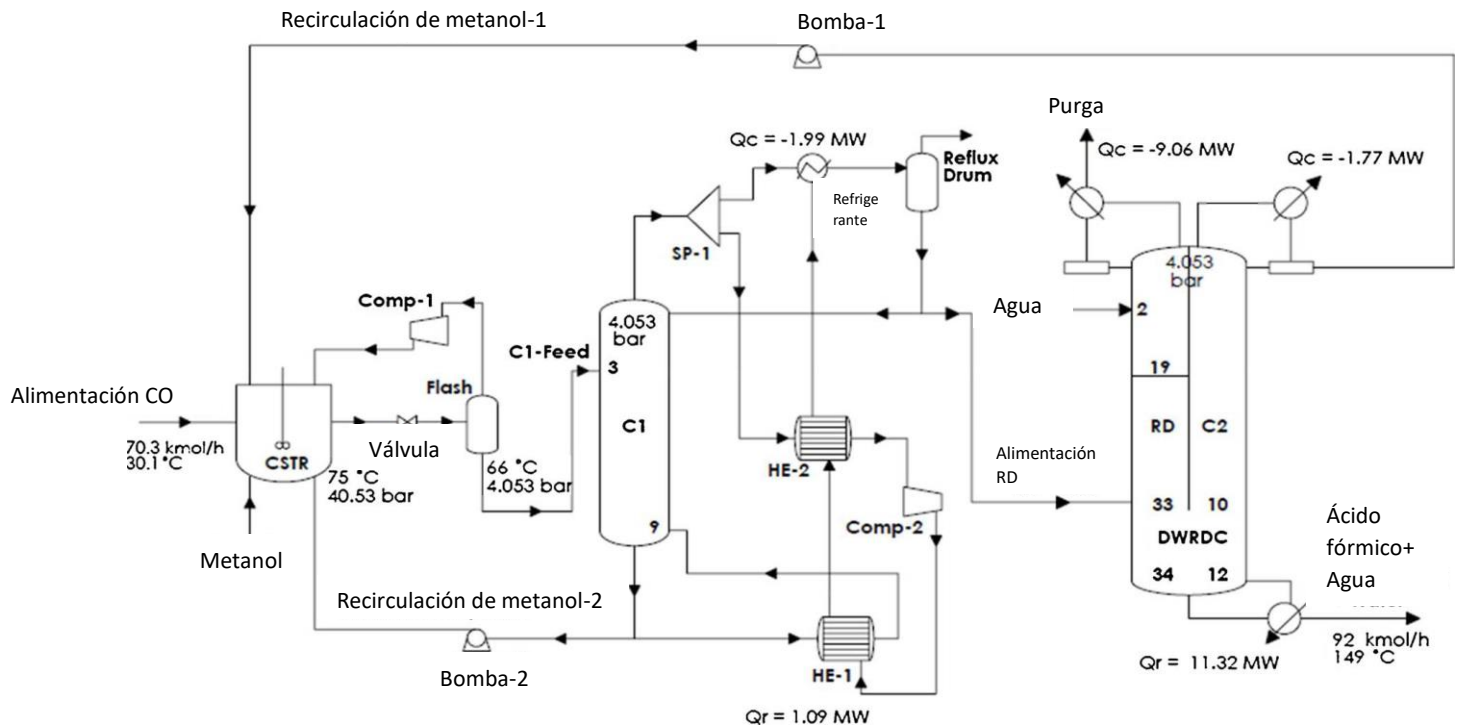


Fig.11 diagrama de flujo de proceso con DRWDC y recompresión de vapor en C1

En la parte superior de la columna, la presión es de 4.053 bar y la temperatura es de 86.5°C. los vapores superiores desde la parte superior de la columna se dividen en dos corrientes: una fracción de los vapores se envía al condensador y posteriormente al tambor de reflujo; la fracción restante de vapores se envía al compresor a través de un intercambiador de calor, HE-2, donde intercambia la energía de la corriente proveniente de HE-1. La fracción dividida se asigna de manera óptima según el análisis de sensibilidad para obtener la menor carga de caldera. La temperatura del vapor se envía luego al intercambiador de calor 'HE-1', donde se calienta la corriente de líquido que proviene del fondo de la columna. En esencia, el calor se proporciona a la caldera a través de una corriente de vapor caliente que viene de Comp-2. La corriente que sale de HE-1 se condensa y se envía al tambor de reflujo, desde el cual un caudal se devuelve a la columna. La alimentación RD finalmente se envía al DWRDC para su posterior procesamiento.

2.4 Recompresión de vapor en DWRDC (DWRDC-VR)

El software comercial no proporciona ningún modelo incorporado para dicha simulación, por lo tanto, la división de vapor, la posición de la pared divisoria, la

relación de compresión y el plato de alimentación deben encontrarse de manera óptima para que la simulación converja de manera confiable. Estos parámetros se determinaron realizando un análisis de sensibilidad. Algunas corrientes de reciclaje de material se rompen para converger la simulación; los valores del flujo descendente deben actualizarse manualmente como lo hicieron Luyben y sus coautores.

A continuación, se muestra el diagrama de flujo del proceso de producción de FA con DWRDC que incorpora la compresión de vapor.

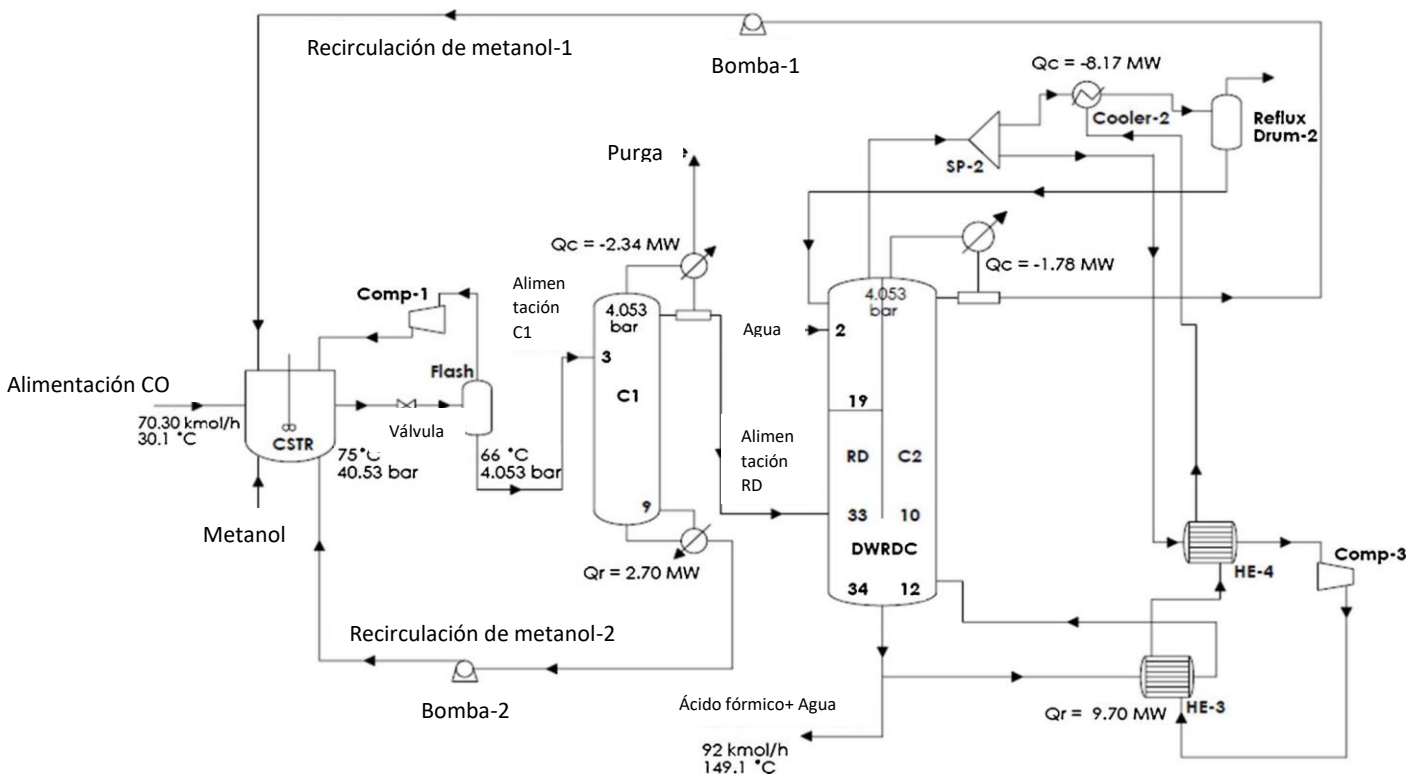


Fig.12 Proceso de producción de ácido fórmico con DWRDC que incluye un mecanismo de recompresión de vapor

Los vapores que salen de la parte superior de la sección de rectificación se dividen y alimentan al condensador y al compresor. El vapor se comprime y se condensa en HE-3 y se enfría en HE-4 y se condensa usando agua de enfriamiento antes de ingresar al tambor de reflujo. La corriente de reflujo se envía al RD desde el acumulador de condensados Reflux Drum-2. Se proporciona un reflujo total para convertir la cantidad máxima de MF no convertida.

2.5 Indicadores de desempeño

2.5.1 Análisis de energía

El primer índice de rendimiento para evaluar la intensificación del proceso sobre el proceso convencional es el ahorro de energía.

%ahorro de energía

$$= \frac{\text{utilidad en proceso de caso base} - \text{utilidad en proceso modificado}}{\text{utilidad en proceso caso base}} \times 100$$

2.5.2 Análisis económico

Se consideran tanto los costos de capital como los operativos. El segundo índice de rendimiento para la comparación económica es TAC. El costo total instalado, considerado como inversión de capital o inversión de capital fijo (FCI), se calcula sumando el costo instalado de cada equipo, como la columna de destilación, el intercambiador de calor, el calentador, el refrigerador, el compresor y el flash. El costo instalado, que se basa en el costo de un módulo simple, se obtiene de Aspen ICARUS Process Evaluator. Sin embargo, no existe un método único establecido en la literatura para determinar el costo de un DWC. Muchos autores han asumido el diámetro del DWC como el de la columna de destilación existente para su evaluación de costos con una penalización del 20-50% debido al costo adicional de las complejidades involucradas. El costo de instalación de DWRDC se obtiene restando el costo de instalación de C2 del costo total de instalación de RD y C2, que tiene una penalización de aproximadamente el 30%.

$$TAC = \text{costo de operación} + \frac{\text{inversión de capital}}{\text{periodo de recuperación}}$$

2.5.3 Análisis de emisiones de CO₂

Otro criterio importante para el análisis ambiental son las emisiones de carbono asociadas con los aportes de energía. Las emisiones de carbono han sido un foco de atención debido al aumento de la degradación ambiental. La huella de carbono,

expresada como kg de emisiones equivalentes a CO₂, es un indicador ambiental que expresa cuantitativamente los efectos sobre el clima de los gases de efecto invernadero. Las bajas emisiones de carbono significan que el producto involucrado aporta una baja contribución al cambio climático. La huella de carbono es un indicador ambiental vital que está emergiendo como una herramienta para la sostenibilidad y se está convirtiendo cada vez más en una herramienta de marketing utilizada por los fabricantes para expresar su compromiso de reducir el cambio climático. Las emisiones de carbono se calculan en este estudio y se muestra que una reducción significativa de CO₂ emitido es posible con las intensificaciones de proceso propuestas.

2.6 Resultados

Tabla 2 Efecto de diferentes relaciones de compresión (los valores entre paréntesis muestran el % de cambio con respecto al caso base).

Parámetros	Relación de compresión (CR)		
	2	2.5	3
Servicio de condensador acumulativo (kW)	-13210 (-1,97%)	-12978 (-3.70%)	-12839 (-4,73%)
Servicio acumulador de caldera (kW)	12817 (-10,2%)	12568 (-11,97%)	12421 (-13.01%)
Costo de servicios públicos (millones \$ / año)	3.96 (-8.76%)	3.90 (-10.20%)	3.86 (-1.06%)
TAC (millones \$ / año)	5.01 (-4.83%)	4.94 (-6.02%)	4.91 (-6.73%)
COM (millones \$ / año)	22,50 (-1,43%)	22,42 (-1,77%)	22,37 (-1,97%)

Parámetros	Relación de compresión (CR)		
	2	2.5	3
Servicio de condensador acumulativo (kW)	-12300 (-8,73%)	-12290 (-8,80%)	-12268 (-8,96%)
Servicio acumulador de caldera (kW)	12411 (-13,09%)	12341 (-13.57%)	-12267 (-14.09%)
Costo de servicios públicos (millones \$ / año)	3.95 (-8.92%)	3.98 (-8.40%)	3.99 (-8.06%)
TAC (millones \$ / año)	5.05 (-4.01%)	5.08 (-3.59%)	5.09 (-3.31%)
COM (millones \$ / año)	22,54 (-1,22%)	22,57 (-1,10%)	22,59 (-1,025%)

Parámetros	Caso base [A]	DWRDC [B]	C1-VR (CR = 3) [C]	DWRDC-VR (CR = 2) [D]	VRC en C1 (CR = 3) y DWRDC (CR = 2) [E]
Servicio de condensador acumulativo	-	-2.17	-4,73	-8,73	-11,29
Servicio acumulador de caldera	-	-2,36	-13.01	-13.09	-24,37
Costo instalado	-	-5,41	+13,5	+19,2	+38,4
Costo de utilidad	-	-1,65	-11.06	-8,92	-18,33
Emisiones de carbón	-	-2,22	-12,72	-12	-17,68
TAC	-	-2,35	-6,73	-4.01	-8,4
COM	-	-0,64	-1,97	-1,23	-2,55

2.7 Conclusiones

Se aplicó una nueva configuración de columna de destilación reactiva de pared divisoria (DWRDC) con recompresión de vapor para mejorar la eficiencia energética del proceso de producción de FA. Se presentó, evaluó y discutió un análisis comparativo de los procesos modificados y su contraparte convencional en términos de múltiples indicadores de rendimiento. Con el proceso intensificado, se obtuvo una gran cantidad significativa de ahorro de energía y TAC en comparación con el caso base. Se obtuvieron los mayores ahorros para el caso donde la recompresión de vapor se lleva a cabo en columnas C1 y DWRDC con reducciones de 18.33% en el costo de servicios, 17.68% en emisiones de carbono, 8.4% en TAC.[6]

CAPITULO 3

Mejora del rendimiento de la columna de pared divisora mediante la recompresión de vapor en varias etapas con una caldera intermedia

[7] Lianghua Xua, Lianrui Gaoa, Xiaohong Yina, Xigang Yuanb, **Improving performance of dividing wall column using multistage vapor recompression with intermediate reboiler**, Chemical Engineering Research and Design 134 (2018), 382–391

Para mejorar el rendimiento energético del DWC, la tecnología de recompresión de vapor (VRC) se ha incorporado al DWC en los últimos años. Hasta ahora, existen principalmente dos tipos de arreglos DWC asistidos por VRC. Una es la disposición convencional de DWC asistida por VRC en la que el VRC está ubicado entre la parte superior y la parte inferior de la columna. Otro es el arreglo de DWC asistido por VRC lateral en el que el VRC está ubicado en la etapa lateral. Para el DWC, la diferencia de temperatura entre la parte superior e inferior siempre es mayor que la de la columna convencional, se consumirá una gran cantidad de trabajo de compresión en la disposición de DWC asistida por VRC convencional, por lo tanto, su eficiencia energética siempre es limitada. La disposición de DWC asistida por VRC lateral siempre tiene un requisito de elevación de baja temperatura, pero el flujo de vapor y líquido en la columna no puede retirarse totalmente de la etapa lateral, significa que el calor integrado en el ciclo de VRC lateral no es tan grande como el del ciclo VRC convencional, por lo que su eficiencia energética sigue siendo limitada.

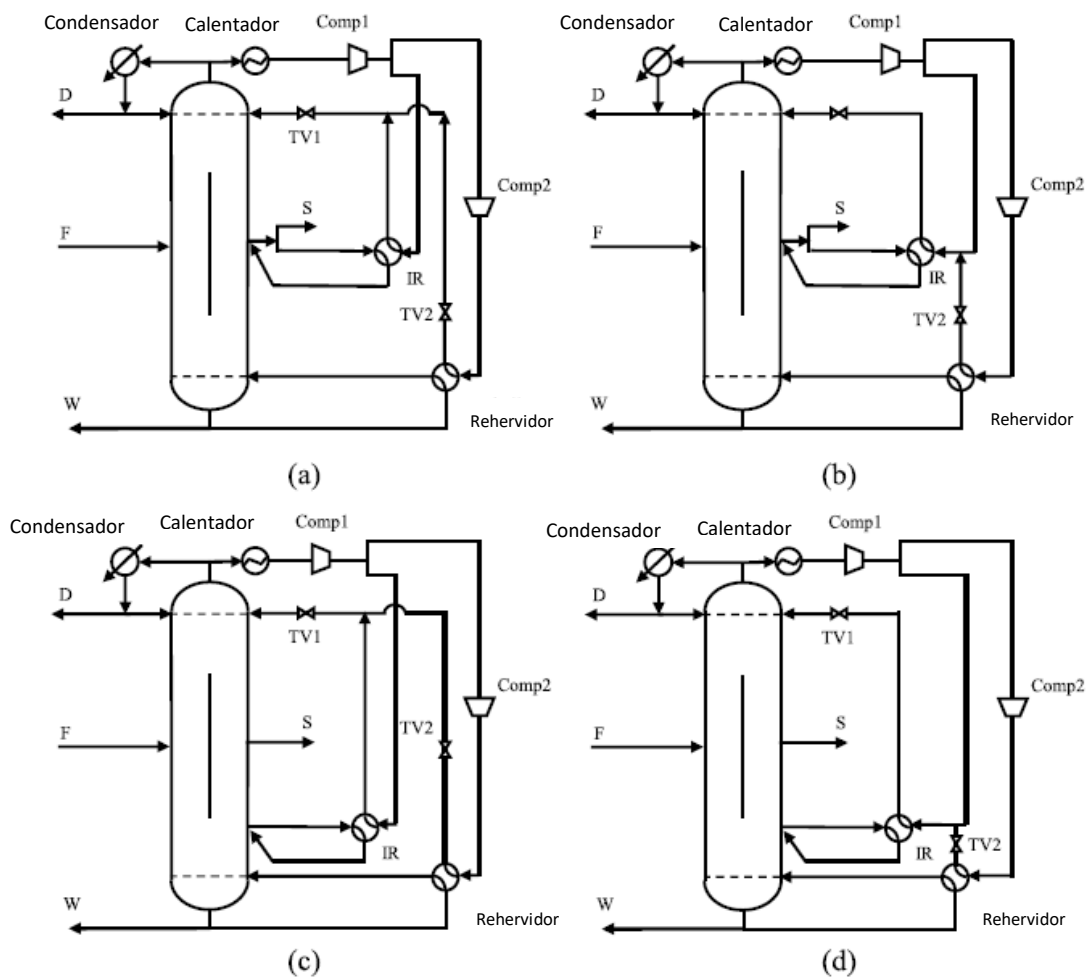
La configuración de DWC asistida por VRC multietapa fue propuesta por primera vez por Chew et al.(2014), en el que se agregó VRC multietapa entre la parte superior y la parte inferior del DWC para hacer que cada compresor funcione con bajas relaciones de compresión. Recientemente, el esquema VRC de etapas múltiples con calderas intermedias mostró una alta eficiencia energética en el calor integrado y las destilaciones reactivas. Si se utiliza VRC de varias etapas con calderas intermedias en el DWC, la caldera intermedia recibirá suficiente fuerza impulsora de transferencia de calor del vapor comprimido.

Lianghua Xua et al. proponen el DWC asistido por VRC multietapa con arreglos de caldera intermedios. En estas disposiciones, el primer compresor comprime el vapor superior y parte del vapor comprimido es para vaporizar el líquido lateral en la caldera intermedia, luego el vapor comprimido restante es comprimido por el segundo compresor para vaporizar el líquido inferior en la caldera inferior. Debido a que dos ciclos VRC tienen diferentes niveles de temperatura, se puede realizar la integración de calor entre dos ciclos VRC.

A continuación, se describe en detalle el DWC asistido por VRC multietapa con disposiciones de caldera intermedia.

3.1 Disposiciones de DWC asistidas por VRC de etapas múltiples

Fig.13 Diagramas esquemáticos de a) MVRC-DWC; b) HI-MVRC-DWC; c) MVRC-DWC y d) HI-MVRC-DWC



En la columna principal del DWC, la etapa del producto lateral es la conexión de las secciones de rectificación y decapado (eliminación de impurezas), se puede considerar como la ubicación de la caldera o condensador intermedios. Cuando la caldera intermedia se encuentra en la etapa de producto lateral, la disposición de DWC asistida por VRC de múltiples etapas se puede clasificar como MVRC-DWC. En esta disposición, la diferencia de temperatura entre la etapa superior y la etapa lateral del producto debe ser menor que la existente entre la etapa superior y la sección de separación. Si la temperatura del líquido condensado de la caldera inferior es lo suficientemente alta, el líquido condensado se puede usar para vaporizar el líquido lateral en la caldera intermedia, entonces la configuración de integración de calor (HI-MVRC-DWC) se puede lograr.

Cuando la etapa de producto lateral es adecuada para ser la posición del condensador intermedio, la posición de la caldera intermedia debe elegirse de la sección de separación de la columna principal, y esta disposición puede clasificarse como MVRC-DWC (c). En esta disposición, la posición intermedia de la caldera está cerca de la caldera inferior, la diferencia de temperatura entre la etapa superior y la lateral debe ser mayor que la del MVRC-DWC. El líquido condensado de la caldera inferior puede usarse para vaporizar el líquido lateral, y la disposición de integración de calor (HI-MVRC-DWC) puede lograrse.

3.2 Diseño y métodos de estimación económica

Para obtener las configuraciones MVRC-DWC, se realiza un procedimiento de diseño sistemático. La configuración DWC convencional se logra de acuerdo con las demandas de separación; el perfil etapa-entalpía (SH) del DWC se genera para identificar si la posición IR (rehervidor intermedio) es adecuada para ubicarse en la etapa lateral del producto; se diseñan las configuraciones MVRC-DWC, y finalmente, se logran las configuraciones HI-MVRC-DWC.

3.3 Diseño de la optimización

Las variables estructurales de DWC y las variables operativas, se calculan primero por el método de corte basado en las ecuaciones de Fenske-Underwood-Gilliland-

Kirkbride. Luego, las rigurosas simulaciones son realizadas por Aspen Plus v7.3. En la simulación, se supone que el líquido y el vapor que salen de cada plato están en equilibrio, la caída de presión de cada plato se establece en 0.0068 atm. Para hacer que la simulación converja rápidamente, las corrientes de conexión entre el prefraccionador y la columna principal del DWC se sustituyen por una corriente saturada de vapor y líquido más una corriente de calor. Luego, todas las variables estructurales y variables operativas deben optimizarse para obtener el costo mínimo total anual (TAC) del DWC.

Después de obtener la configuración DWC óptima, se logra el perfil de etapa-entalpía (Aspen Technology) del DWC para identificar qué tipo de configuración MVRC-DWC debe diseñarse. El análisis de sensibilidad se realiza para obtener el caudal óptimo de extracción lateral de líquido. Después de agregar la caldera intermedia (IR) al DWC, los números de etapas en todas las secciones del DWC se optimizan aún más para obtener una relación de reflujo mínima, debido a que la adición de la caldera intermedia cambiará la línea de operación de la columna.

3.4 Resultados

Para evaluar el ahorro de energía de los arreglos DWC asistidos por MVRC, se eligen dos casos de separación, el caso 1 es la mezcla de i-pentano, n-pentano y n-hexano, el caso 2 es la mezcla de benceno, tolueno y etilbenceno. El ahorro de TAC de dos configuraciones de MVRC-DWC es alto, hasta un 27.6% y un 32% respectivamente, que es mucho mayor que el ahorro de TAC del 10.3% en la configuración de VRC-DWC. Significa que la etapa múltiple del VRC con caldera intermedia es más adecuado para aplicarse en el DWC que el VRC convencional cuando la diferencia de temperatura entre la etapa superior y la etapa lateral del producto es mucho menor que la existente entre la parte superior y la parte inferior del DWC.

Tabla 3. Comparación de los costos operativos y de capital estimados

Artículos	DWC	VRC-DWC	MVRC-DWC (I)	HI-MVRC-DWC (I)
Servicio del condensador (kW)	5848	0 0	1682	1492
Servicio más frío (kW)	0 0	2746	0 0	0 0
Costo del agua de enfriamiento (10 ³ \$ / a)	62	29	18	16
Servicio de caldera (kW) (calentado a vapor)	5954	848	0 0	0 0
Servicio de caldera (kW) (calentado por vapor comprimido)	0 0	5105	2687	2687
Servicio de caldera intermedia (kW)	0 0	0.0	3466	3466
Costo del vapor a media presión (10 ³ \$ / a)	2531	361	0 0	0 0
Servicio del calentador (kW)	0 0	635	642	553
Costo del vapor a baja presión (10 ³ \$ / a)	0 0	253	255	220
Consumo del compresor 1 (kW)	0 0	1373	708	609
Costo de electricidad (10 ³ \$ / a)	0 0	768	396	341
Consumo del compresor 2 (kW)	0 0	0 0	407	407
Costo de electricidad (10 ³ \$ / a)	0 0	0 0	228	228
Costo operativo (10 ³ \$ / a)	2593	1411	897	805
Ahorro de costos operativos (%)	0 0	45,6	65,4	69,0
Costo de capital (10 ³ \$)				
Columna	1615	1615	1615	1615
Platos	186	186	186	186
Condensador superior	440	0.0	196	181
Enfriador	0.0	270	0 0	0 0
Caldera	152	520	343	343
Recorte-caldera	0.0	43	0 0	0 0
Caldera intermedia	0 0	0 0	349	411
Calentador	0 0	45	45	40
Compresor 1	0 0	4016	2333	2062
Compresor 2	0 0	0 0	1482	1482
Costo de capital total (10 ³ \$)	2753	7055	6909	6680
TAC (10 ³ \$ / a)	3142	2817	2274	2136
Ahorro de TAC (%)	0.0	10,3	27,6	32,0

3.5 Conclusión

El VRC multietapa con caldera intermedia se utiliza para mejorar el ahorro de energía del DWC. En las configuraciones de DWC asistidas por MVRC, los vapores superiores son comprimidos por dos compresores para proporcionar funciones térmicas a los calentadores intermedios e inferiores respectivamente. Los resultados del diseño en dos casos muestran que el consumo de energía del DWC puede reducirse significativamente mediante el VRC de varias etapas con una caldera intermedia. Los resultados de costos económicos muestran que el ahorro de energía de las configuraciones propuestas es más sobresaliente cuando el

primer compresor funciona con una relación de compresión pequeña y se puede extraer mucho líquido lateral de la columna. La integración de calor entre los dos ciclos VRC puede mejorar aún más la eficiencia energética de la configuración DWC. [7]

CAPÍTULO 4

DISEÑO Y ANÁLISIS DE PROCESOS SOSTENIBLES DE SEPARACIONES HÍBRIDAS

[4] Anjan K. Tulaa, Bridgette Befortb, Nipun Garga, Kyle V. Camardab, Rafiqul Gani, **Sustainable process design & analysis of hybrid separations**, Computers and Chemical Engineering 105 (2017), 96–104

Anjan K. et al, proponen un método general para el diseño de síntesis de esquemas híbridos de separación basados en membranas de destilación teniendo en cuenta la mezcla que se va a separar, las dificultades de usar sólo operaciones de destilación o basadas en membrana para lograr la separación deseada, la destilación óptima, el esquema híbrido basado en membrana, el potencial de ahorro de energía sin comprometer las especificaciones del producto y los costos de capital y operación.

4.1 Separación a través de membranas

Una técnica de separación potencial, que puede considerarse para el esquema híbrido es el uso de técnicas de separación basadas en membranas como la **pervaporación** o las membranas de **permeación de vapor/líquido**. En este tipo de técnicas de separación, una membrana tiene afinidad preferencial hacia uno o más de los compuestos en la mezcla a separar. Dado que las técnicas de separación de membrana no requieren ningún calentamiento, a diferencia de los procesos convencionales de separación térmica, podrían ser buenos candidatos para esquemas híbridos si se pudieran encontrar las membranas apropiadas que tienen las permeabilidades requeridas.

Sin embargo, la principal limitación asociada con el uso de separaciones basadas en membranas es su incapacidad para manejar grandes volúmenes de alimentación de la mezcla que se va a separar y su inversión de capital asociada. El área de

membrana requerida en cualquier técnica de separación basada en membrana está dictada por la velocidad de flujo del compuesto de permeación y la permeabilidad de la membrana. Esto hace que el uso de una solución de membrana sea muy intensivo en capital y prácticamente inviable para un proceso continuo con altos caudales.

$$A_m \propto \mu$$

$$A_m \propto 1/P_i$$

Donde A_m es el área de la membrana y μ y P_i representan el caudal de permeado y la permeabilidad del compuesto i , respectivamente. Por lo tanto, a diferencia de las columnas de destilación, el factor limitante en el caso de las membranas es el flujo y el área de la membrana necesaria para realizar la separación deseada.

4.2 Proceso de pervaporación

Este proceso se basa en membranas densas no porosas que generalmente están hechas de cerámica, zeolita o materiales poliméricos. Cuando una mezcla líquida binaria/multicomponente se pone en contacto con el lado de alimentación activo de la membrana, el compuesto permeable de la mezcla se difunde a través de la membrana y luego este compuesto permeado se evapora debido a la baja presión predominante en el lado de permeado que será más tarde recuperado por el sistema de vacío.

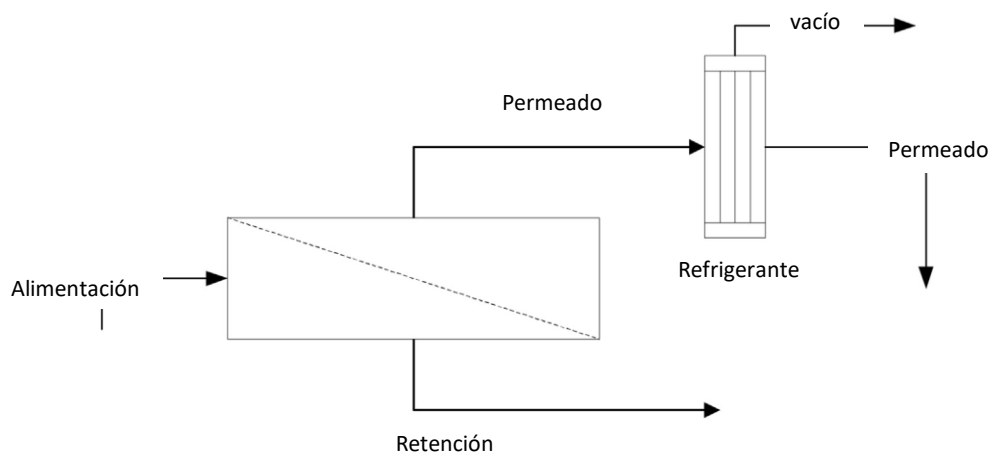


Fig. 14 Esquema de un proceso de membrana típico que usa un condensador para generar el vacío permeado.

Dado que la pervaporación es casi independiente del equilibrio líquido-vapor, esta técnica de separación también se puede utilizar para separar mezclas difíciles que involucran azeótropos y sistemas cerrados de ebullición. Actualmente, la técnica de pervaporación se usa ampliamente en la deshidratación de disolventes orgánicos como etanol, isopropanol, etc., que de otro modo son difíciles de separar utilizando técnicas tradicionales de separación basadas en calor.

4.3 Proceso de permeación de vapor.

Esta técnica de separación es similar a la pervaporación, excepto que la alimentación está en fase de vapor y no hay cambio de fase durante el proceso de separación. La alimentación de gas a presión elevada se pone en contacto con la membrana que impregna selectivamente uno de los componentes de la mezcla de alimentación. La principal ventaja de este proceso en comparación con la pervaporación es que, dado que no se trata de un cambio de fase, se evita la energía necesaria para el calor de vaporización en la pervaporación y tampoco suele haber una caída de temperatura a través de la membrana (Böddeker, 1990, Ito et al., 1997). Actualmente esta técnica se usa ampliamente en la separación de hidrógeno de nitrógeno (Baker, 2004), monóxido de carbono de argón y deshumidificación de gas.

4.4 Proceso de separación híbrido basado en membrana de destilación

Para lograr cualquier separación, la fuerza impulsora del sistema debe ser mayor que cero. Considere la separación de metanol y agua.

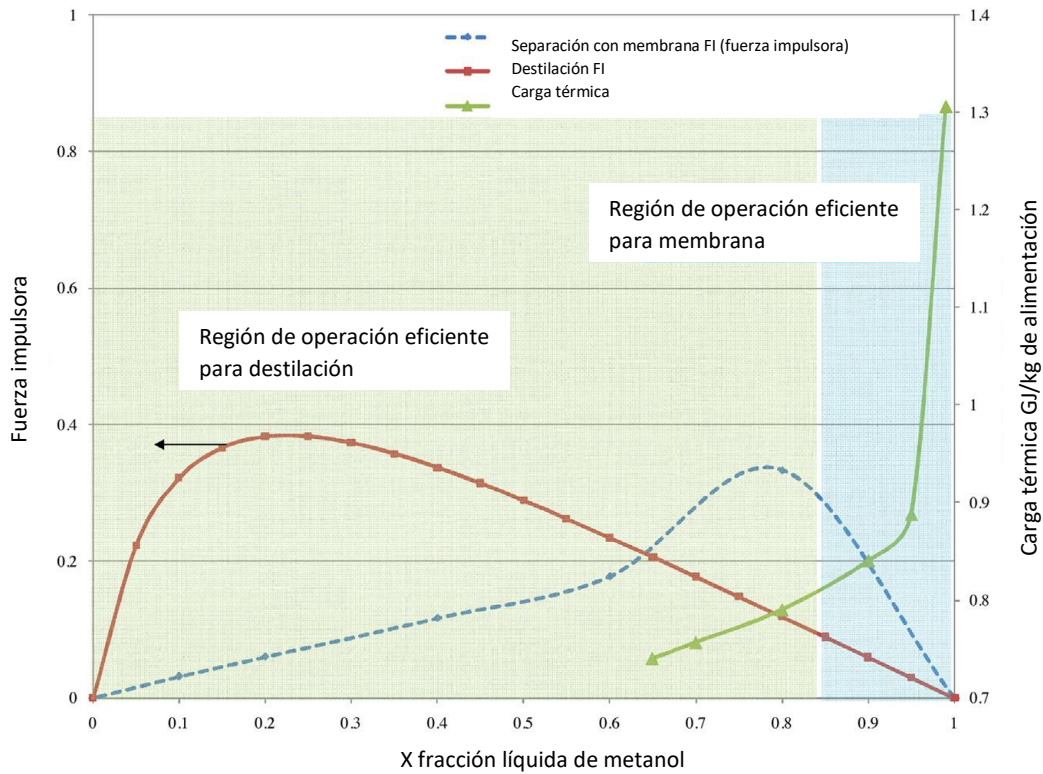


Fig.15 fuerza impulsora para la separación vs fracción mol de metanol

La figura muestra la fuerza impulsora para la tarea de separación utilizando operaciones de destilación y unidades de membrana, respectivamente. Sin embargo, al observar de cerca la figura, está claro que tanto las tareas de destilación como de separación de membrana tienen sus regiones de operaciones eficientes, que son funciones de la separación deseada. Por lo tanto, reemplazar la parte de la separación donde la destilación tiene una fuerza impulsora muy baja con un módulo de membrana que tiene una mayor eficiencia de separación en esta región garantizará que ambas técnicas de separación se operen en sus regiones de alta eficiencia. De este modo, se desarrolla un esquema híbrido de ahorro de energía potencialmente muy prometedor (en comparación con el uso de solo destilación) o de bajo costo de capital (en comparación con el uso de solo separación basada en membrana).

4.5 Método de diseño: esquemas híbridos

El objetivo es combinar dos técnicas de separación (una columna de destilación y un módulo de membrana) para que funcionen en sus regiones de alta eficiencia.

Para la destilación, esto debería ahorrar al menos un 50% de energía y para los módulos de membrana esto ahorra el área (o material) de la membrana.

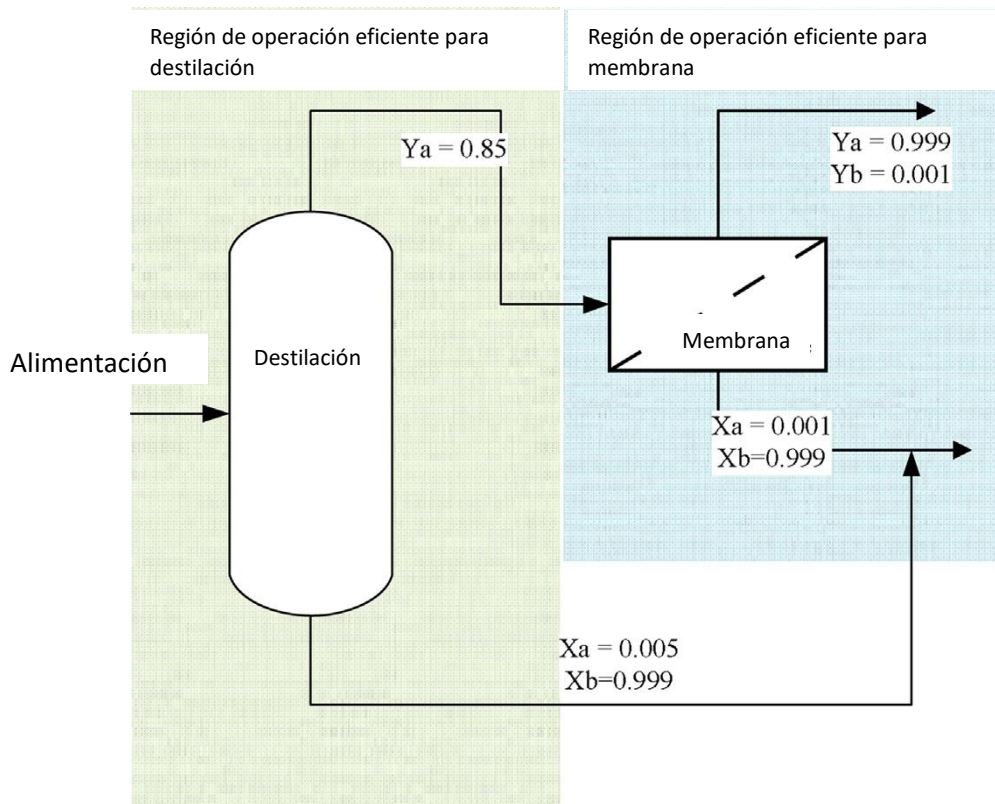


Fig.16 esquema de separación híbrida

4.6 Ejemplo de aplicación

Implica la separación de una mezcla de alcanos en productos (componentes) relativamente puros. En base a las condiciones dadas se proponen 2 diseños (Smith y Bek-Pedersen). Para las especificaciones dadas, el diseño propuesto por Bek-Pedersen tiene un menor consumo de energía (208 GJ/h) en comparación con el diseño informado por Smith (243 GJ/h). En este ejemplo, las comparaciones de energía se realizan con respecto al diseño de Bek-Pedersen.

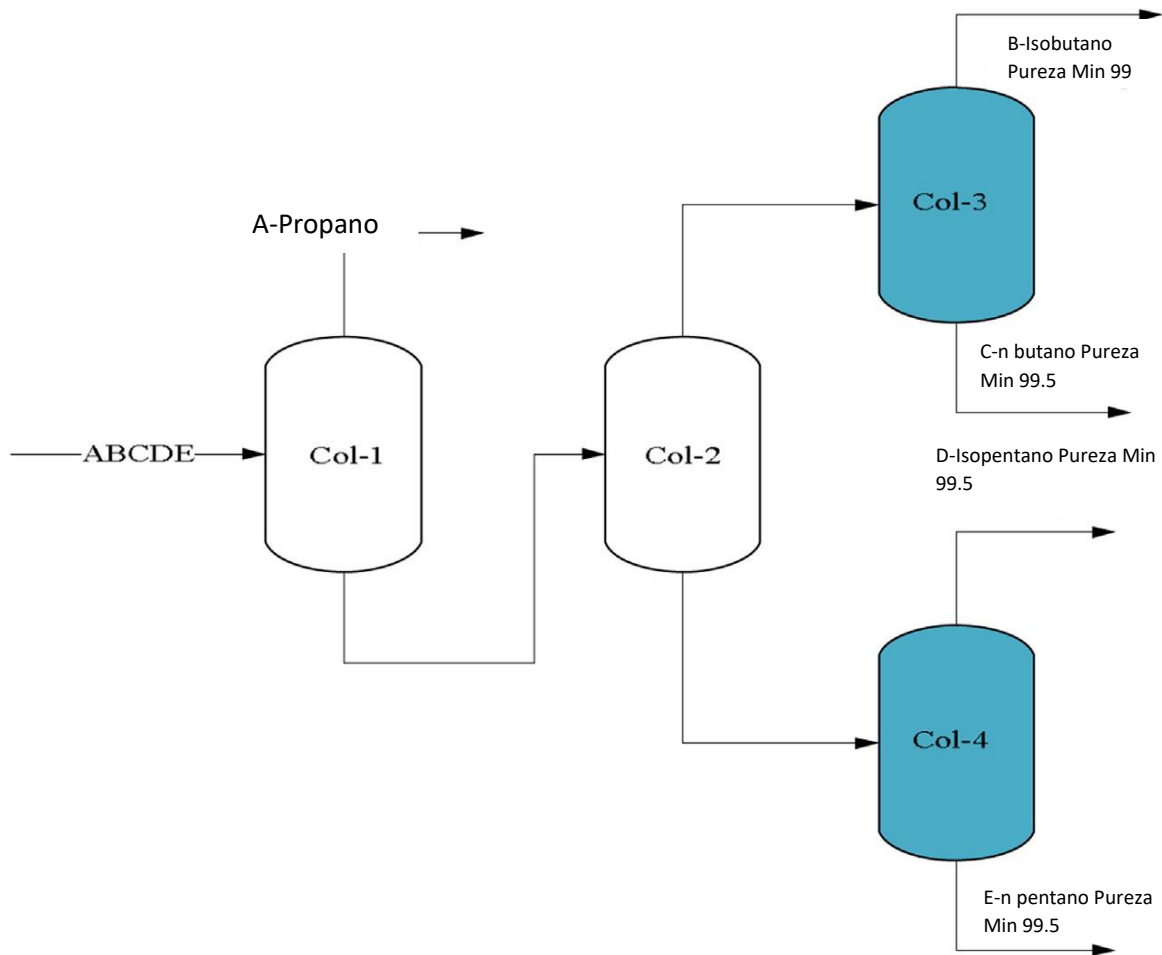


Fig.17 secuencia de destilación para la separación de mezcla de alcanos

Las dos columnas resaltadas (Col-3 y Col-4) están involucradas con separaciones binarias y son, en este ejemplo, los objetivos para los esquemas de separación híbrida. A continuación, se presenta el algoritmo para la integración de la separación híbrida:

Paso 1: Calcule el diagrama de fuerza impulsora para la tarea de separación dada. Para una mezcla de múltiples componentes, seleccione los dos componentes clave que definen la división y úselos como la mezcla binaria para generar el gráfico de la fuerza motriz.

Paso 2: Utilizando la fuerza motriz calculada y la base de conocimiento de los valores precalculados de las tareas de la caldera-condensador en función de la pureza del producto, identifique Q_{objetivo} e $Q_{\text{intermedio}}$ (energía requerida para la separación en la región-1).

Paso 3: Estime los ahorros potenciales de energía Q_{ahorros} usando la ecuación:

$$Q_{\text{ahorros}} = \left(\frac{Q_{\text{objetivo}} - Q_{\text{intermedio}}}{Q_{\text{objetivo}}} \right) \times 100$$

Paso 4: Realice la simulación del proceso híbrido como se muestra en la Fig.16 para verificar el ahorro total de energía.

Tabla 4 ahorros de energía real

Datos de simulación rigurosa (GJ / h)			
	Destilación	Destilación (hasta la región I)	Ahorros %
Energía (Col-3)	32,33	17,98	44,4
Energía (Col-4)	89	55,5	37,6

Paso 5: Calcule el área de membrana requerida para la separación en la región 2 para calcular el costo de capital adicional. El área de la membrana requerida para la separación de la región 2 para ambas tareas de separación se estima utilizando los resultados del paso 4 y los datos de membrana de la literatura. Christophe et al. proporcionan datos para la membrana de zeolita utilizadas en el diseño del módulo de membrana (permeación de vapor) para separar los isómeros C4 de butano de la parte superior (producto de vapor) de Col-3. Y para la separación de isómeros de pentano, se han utilizado datos de membrana proporcionados por Bandot y Bournay. El área de membrana requerida para ambas tareas de separación se presenta a continuación. Además, la pureza del producto final de los isómeros de butano e isómeros de pentano es mejor que la especificación del caso base de 99.5% (mol).

Tabla 5 Área de membrana para módulos de permeación de vapor C4 y C5

	Valor	Unidades
Permeabilidad de n-butano	0.2196	kgmol / m ² h
Permeabilidad del isobutano	0,0008	kgmol / m ² h
Área de membrana de separación C4	109,24	m ²
Pureza de isobutano	99,7	% mol
Pureza de n-butano	99,5	% mol
Permeabilidad del pentano	0,0249	kgmol / m ² h

	Valor	Unidades
Permeabilidad del isopentano	0.001108801	kgmol / m ² h
Área de membrana de separación C5	1297,6	m ²
Pureza de isopentano	99,9	% mol
Pureza del pentano	99,5	% mol

Debido a que la separación híbrida contiene una nueva operación de la unidad (membrana) en comparación con el diagrama de flujo del proceso del caso base, se ha realizado un análisis para el periodo de recuperación relacionado con la inversión de capital adicional para el módulo de membrana. Al precio actual de 2000-3000 Eur/m² para una membrana de zeolita, el periodo de recuperación de la inversión de la unidad de membrana usado en el esquema híbrido de isómeros de butano es cercano a 4 meses, lo cual es muy bajo y hace que el esquema híbrido sea económicamente factible. Si bien el periodo de recuperación de la inversión de la unidad de membrana para la columna de separación de isómeros de pentano es cercano a 1.4 años, lo que puede reducirse aún más mediante el uso de otras membranas con mayor flujo. Para todo el proceso, el periodo de recuperación de la inversión para las dos unidades de membrana juntas es de 1.05 años.

Tabla 6 periodo de recuperación de la inversión para la unidad de membrana

	i-butano-n-butano	Pentano-I-pentano	
Costo de la membrana	2500	2500	Eur / m ²
Estuche base (Opex)	258,64	712	Eur / h
Carcasa Híbrida (Opex)	143,84	444	Eur / h
Área de la membrana	109,24	1297,6	m ²
Capex total	273100	3244000	EUR
Ahorro operacional	114,8	268	Eur / h
Periodo de recuperación	2378,92	12104.48	H
	0.27	1,38	Años

4.7 Conclusión

La energía de cualquier sistema de destilación puede reducirse sustancialmente utilizando un esquema híbrido que implica destilación y una membrana. Esto es posible debido al hecho de que la mayor parte de la energía utilizada en las columnas de destilación se puede evitar reemplazando la región menos eficiente de la tarea de separación con un módulo de membrana más eficiente. Estos esquemas híbridos se pueden aplicar a muchos procesos de separación de gases en los que actualmente sólo se utiliza la destilación. En principio, las recuperaciones de un compuesto de ebullición ligera presente en una cantidad relativamente menor son los principales candidatos para el uso de esquemas híbridos. Si bien los ejemplos de aplicación resaltados en este documento y otros utilizados para desarrollar el método muestran la posibilidad de una reducción significativa de energía y, por lo tanto, también indirectamente, el potencial de reducción del calentamiento global, ya que la separación basada en la membrana está involucrada, la verificación por experimento es necesario.[4]

CAPÍTULO 5

Hacia el diseño realmente óptimo de los sistemas de destilación: optimización de presiones simultáneas de los sistemas de destilación basados en modelos rigurosos

[5] Yingjie Ma, Yiqing Luo, *, Xigang Yuan, **Towards the really optimal design of distillation systems: Simultaneous pressures optimization of distillation systems based on rigorous models**, Computers and Chemical Engineering 126 (2019), 54–67

Yingjie Ma et al, analizan cualitativamente los impactos de la influencia de las presiones operativas en los resultados de diseño basados en la optimización. Primero, las presiones influyen en la volatilidad relativa de las mezclas a separar (Seader et al., 2011, Luyben, 2016). Las presiones más bajas normalmente hacen que la volatilidad relativa esté más lejos de 1 y facilita la separación, disminuyendo el costo de energía. Segundo, presiones más bajas causan una disminución en la densidad del vapor y hacen que los diámetros de las columnas sean mayores, incrementando el costo de capital. En tercer lugar, las presiones de la columna influyen en las diferencias de temperatura entre las corrientes de proceso y los servicios públicos en los calentadores y condensadores, e incluso influyen en la selección de servicios públicos. Una presión más alta aumenta la diferencia de temperatura de intercambio de calor en el condensador y puede evitar el uso de un refrigerante costoso, mientras que disminuye la diferencia de temperatura en el calentador y puede provocar la adopción de vapor costoso a alta presión.

En este trabajo, con las presiones operativas consideradas simultáneamente, realizaron un diseño riguroso basado en la optimización matemática para los sistemas de destilación. Las optimizaciones se basaron en un riguroso modelo de destilación de etapa de equilibrio, que podría garantizar la precisión y fiabilidad de los diseños óptimos. El modelo resultante se resolvió utilizando el algoritmo de optimización de estado estable asistido por modelos de continuación pseudo transitoria (PTC) que combinan el método de eficiencia de derivación. Para resolver el problema de que pueden existir diferencias de derivación fraccionada en los puntos óptimos, un método de redondeo sucesivo con criterios de detención razonables se propuso combinar con el algoritmo de optimización basado en el

modelo PTC. Tres estudios de caso y comparaciones relevantes en el trabajo actual muestran que:

- 1) las presiones operativas tuvieron una influencia significativa en la economía de los sistemas de destilación, y realizar un diseño con presiones consideradas simultáneamente podría ahorrar TAC en más del 10% en comparación con el establecimiento de presiones arbitrarias
- 2) el diseño basado en la optimización matemática utilizando modelos rigurosos podría obtener mejores resultados que el diseño basado en heurística y el diseño basado en modelos de atajo
- 3) el algoritmo de optimización de estado estable asistido por modelos PTC fue capaz de resolver el problema matemático intratable y fue bastante eficiente
- 4) el método de redondeo sucesivo podría garantizar la obtención de soluciones enteras dentro de 8 (generalmente 5) iteraciones.

En general, este trabajo destaca que la optimización simultánea de la presión, el diseño basado en la optimización matemática y los modelos rigurosos fueron la clave para lograr el diseño realmente óptimo de los sistemas de destilación. Al mismo tiempo, el marco de optimización basado en el modelo PTC que incorpora el método de redondeo sucesivo es una herramienta poderosa para implementar dicho diseño. Sin embargo, debido a los efectos complicados de las presiones operativas, puede ser necesario un escalado adecuado y es posible que se deban evitar soluciones locales de baja calidad con cuidado para la optimización de algunos procesos. Por lo tanto, el algoritmo adoptado todavía necesita más mejoras para ser más confiable.[5]

CAPÍTULO 6

DESTILACIÓN CON REACTORES LATERALES

Arif Hussaina, Yus Donald Chaniagoa, Amjad Riaza, Moonyong Leea, “**Significance of operating pressure on process intensification in a distillation with side-reactor configuration**”, Separation and Purification Technology 213 (2019), 533–544.

Arif Hussaina et al, realizaron una simulación de 3 procesos químicos reales, para ver la importancia de la presión en una configuración de columnas de destilación con reactores laterales (SRC). El diseño óptimo de las configuraciones de SRC se obtuvo optimizando la presión.

En la operación de destilación convencional, la presión se ajusta de manera que permita el uso de agua de refrigeración menos costosa en el condensador. Sin embargo, la presión de la columna de destilación no reactiva acoplada a un reactor lateral, debe manejarse con más cuidado para obtener el proceso de intensificación con beneficios potenciales. En el diseño de SRC, la alimentación al reactor lateral se retira de los platos de la columna donde los reactivos son más abundantes. Una mayor presión en la columna requiere una fuente de calor más costosa para la base de la columna y provoca un aumento de la temperatura en los platos de la columna.

Dependiendo de los parámetros cinéticos de la reacción, la presión de la columna se puede ajustar para mejorar la conversión, la selectividad, el rendimiento y la economía general del proceso químico en un diseño SRC. A través de 3 procesos químicos-industriales se demuestra una fuerte relación entre la presión de operación y el tamaño del reactor/catalizador/ carga de calor. El resultado de este estudio afirmó la importancia de comprender el impacto, en la intensificación del proceso, de seleccionar la presión operativa adecuada durante el diseño conceptual del SRC.

La combinación de reacción y separación en una sola unidad no necesariamente mejora la economía y/o el rendimiento.

6.1 Optimización estructural

Con respecto a la implementación práctica del diseño del SRC, se recomienda retirar la corriente líquida de la columna de destilación no reactiva al reactor lateral

externo. El flujo de líquido de bombeo es relativamente más económico que el vapor, que requiere un alto costo de compresión. Del mismo modo, encontrar la ubicación precisa de la alimentación para un reactor externo y su etapa de reingreso es otro parámetro de diseño crucial de un diseño de SRC. Además, se recomienda limitar el número de reactores laterales entre 3-6. Dado que la alimentación que proviene de la salida del reactor está a alta temperatura y presión, los productos del reactor pueden tener impactos significativos al regresar a la columna no reactiva, lo que puede afectar el tráfico de vapor y de líquido, y al sistema hidráulico de la columna.

6.2 Impacto de la presión en el diseño de SRC

El diseño óptimo de la configuración del SRC se puede obtener seleccionando la presión adecuada que minimice la función objetivo de diseño. La selección de la presión de operación requiere un análisis cuantitativo de la compensación dominante entre la inversión de capital del reactor y los costos de energía del hervidor.

El SRC combina reacción y separación y, por lo tanto, mejora la economía general. La configuración SRC es otra forma intensificada de la configuración de destilación reactiva, aplicable cuando el proceso de intensificación que usan columnas RD (destilación reactiva) convencionales tiene ciertas limitaciones debido a una falta de coincidencia en las condiciones de operación. En RD, un único plato reactivo actúa como un reactor de tanque de agitación continua CSTR. En SRC, este reactor se puede acoplar a la columna de destilación en un bucle externo. En un diseño SRC, los beneficios del calor de reacción se pueden lograr haciendo funcionar el reactor lateral en condiciones adiabáticas; el aumento de la temperatura debido a la naturaleza exotérmica de la reacción proporciona una vaporización parcial al regresar a la columna no reactiva, lo que reduce la demanda de energía en la base de la columna.

Para superar el problema de desajuste de temperatura/presión, la tecnología SRC promete mantener el reactivo más ligero dentro de la mezcla de reacción, esto rara vez es factible en la operación RD. Además, a diferencia de RD, la cantidad de

catalizador que se va a cargar en un reactor lateral no se limita a tal grado y, por lo tanto, puede compensar velocidades de reacción más lentas; se pueden evitar las alturas excesivas de líquidos, el costoso diseño del hardware, las dificultades en el reemplazo del catalizador, los problemas de degradación del catalizador y los problemas de los platos de secado utilizando la técnica SRC.

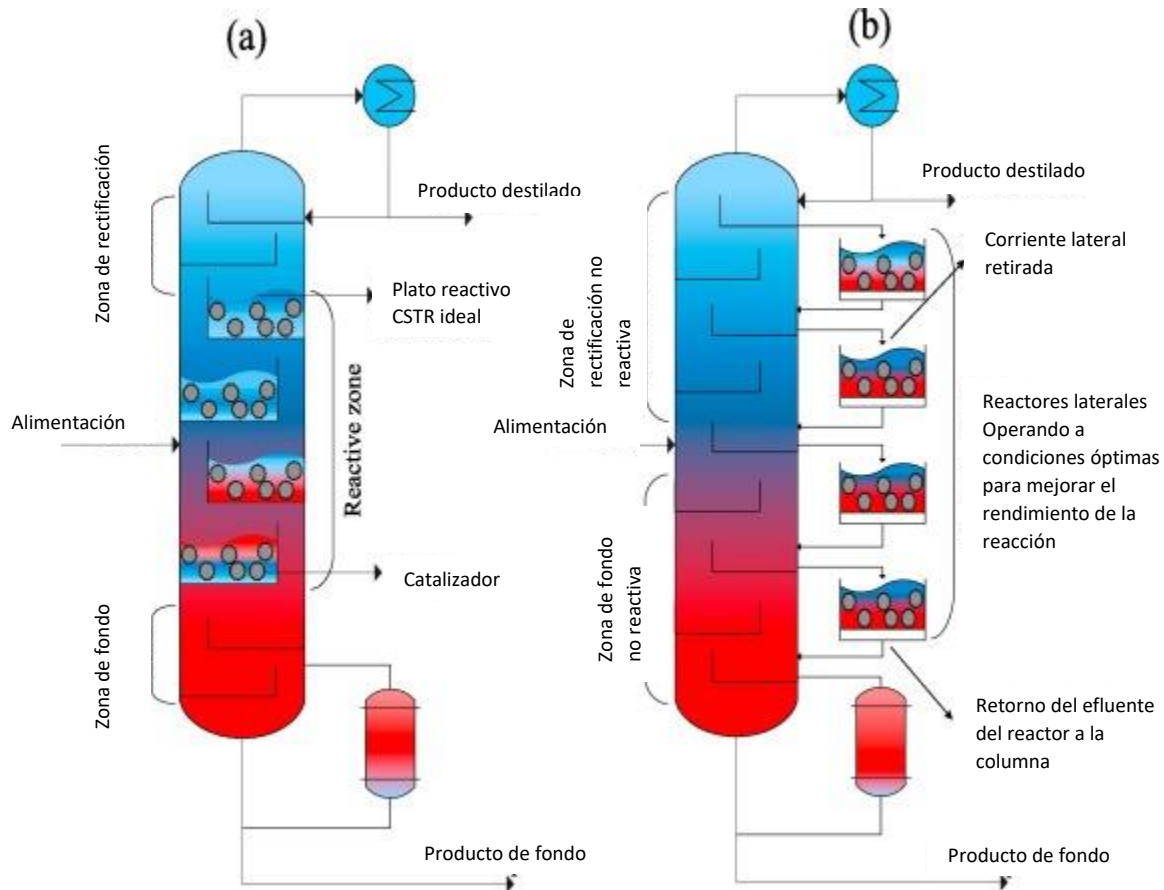


Fig. 18

- a) RD destilación reactiva
- b) SRC columna con reactores laterales

6.3 Simulación con Aspen

6.3.1 Diseño económico y dimensionamiento

La ecuación para calcular el indicador económico del costo total anual TAC incorpora la inversión de capital de la planta a lo largo de su periodo de recuperación y los costos operativos:

$$TAC = \left(\frac{COSTO DE CAPITAL}{PERIODO DE RECUPERACIÓN} \right) + COSTO DE OPERACIÓN$$

La inversión de capital de la planta incluye el costo de la coraza de la columna, los intercambiadores de calor, los reactores y el catalizador, mientras que el costo de operación incluye la energía térmica requerida para los recalentadores, así como las utilidades de refrigeración para los condensadores. Se asumió un periodo de amortización de 3 años. La base de la economía y los detalles del tamaño del equipo están tomados de los libros de texto de Douglas y Tourton. El costo de capital del reactor y las columnas de destilación, con longitud y diámetros en metros, se calculan mediante la ecuación:

$$\frac{COLUMNA}{COSTO CAPITAL DEL REACTOR} = 17640(D)^{1.066}(L)^{0.802}$$

El diámetro de las columnas de destilación se tomó de los resultados del tamaño de los platos de Aspen, mientras que su longitud se evaluó a partir del número total de platos con un espaciado de 2 pies, más un 20% de longitud adicional.

La inversión de capital para intercambiadores de calor (condensadores y recalentadores) se evaluó utilizando la ecuación:

$$COSTO CAPITAL DE INTERCAMBIADORES = 7296(AREA)^{0.65}$$

Se tomaron los coeficientes de transferencia de calor 852 y 568 Wm⁻²K⁻¹ para el condensador y el hervidor respectivamente.

El volumen del reactor de flujo tapón (PFR) se estimó utilizando la ecuación

$$V = \frac{\pi}{4} * DIAMETRO^2 * LONGITUD$$

Mientras que para el reactor de tanque agitado continuo (CSTR), el volumen total requerido como se especifica se toma directamente de la simulación de Aspen para los cálculos de costo capital. Se asumió que el costo del catalizador es de 10\$/kg, y fue tomado del trabajo de Luyben.

La conversión de reactivo y los rendimientos de producto se estiman utilizando las ecuaciones:

$$CONVERSION = \frac{METANOL (IN - OUT)}{METANOL (IN)}$$

$$RENDIMIENTO = \frac{FLUJO DE MMH PRODUCIDO}{FLUJO DE ALIMENTACION FRESCO(MH)}$$

6.4 EJEMPLO 1 Configuración de SRC para el proceso MMH.

El *MMH metoxi-metil heptano tiene una enorme importancia como aditivo de gasolina para reemplazar al metil-ter-butil éter (MTBE), y ha recibido una gran atención como futuro oxigenante en la investigación académica e industrial.

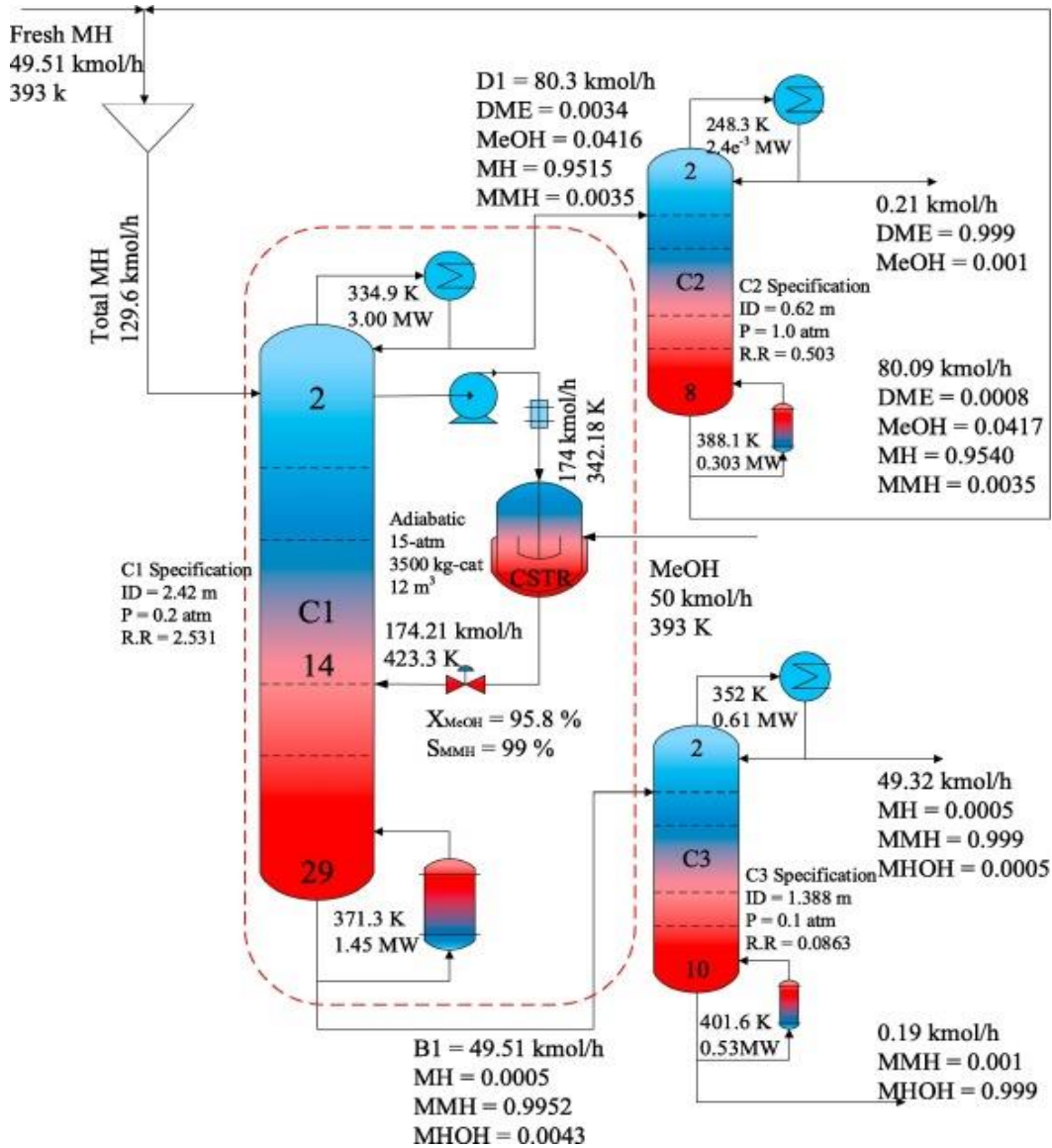


Fig.19 configuración SRC para proceso MMH

En este proceso es factible el uso de RD, pero tiene una alta demanda de catalizador en los platos reactivos y el costoso diseño del hardware. Sobre la base de la diferencia en las condiciones de operación en las secciones de reacción y separación y para superar el costoso diseño de hardware para incrustar el catalizador sólido, la configuración de SRC para este proceso ha sido propuesta recientemente.

El diseño optimizado para un rendimiento de 99.5% de MMH, basado en una columna configurada con un reactor lateral, implica la optimización de varios

parámetros de diseño para minimizar el TAC, como la presión de las columnas, el volumen del reactor, la demanda de catalizador, el número de platos, el plato de retirada de alimentación del reactor y el plato de reingreso del efluente del reactor. Un reactor adiabático que tiene un volumen de 12 m³ y una carga de catalizador de 3500 kg está conectada a C1 en un bucle externo. La columna C1 tiene un total de 30 platos, incluido el condensador y el hervidor. La alimentación extraída del plato 2, donde los reactivos son abundantes, se bombea a un reactor externo operado a alta presión 15 atm y 423.3 K, condiciones casi adecuadas para la reacción. La alimentación de metanol fresco de 50 kmol/h a 393 K se introduce directamente en el reactor lateral. El precalentamiento de esta alimentación puede permitir una presión de columna más baja para la misma temperatura del reactor limitada que se confirma a través de la simulación. El efluente del reactor se devuelve al plato 14 como una alimentación a C1, operado a 0.2 atm, condiciones adecuadas para el equilibrio vapor-líquido. La corriente inferior (B1) de C1 contiene el producto MMH deseado junto con el subproducto de MHOH no deseado. La corriente de destilado (D1) contiene la pequeña cantidad de dimetil-éter (DME) producida por la reacción secundaria, junto con el metanol sin reaccionar y el exceso de 2-metil-1-heptano, que debe reciclarse. La corriente de destilado de C2 purifica el DME hasta el 99.9% en moles, mientras que el fondo contiene los reactivos que no han reaccionado.

La columna C3 purifica aún más el producto deseado (MMH), eliminando el producto no deseado (MHOH), para alcanzar la pureza deseada. Una limitación importante en el diseño del reactor lateral adiabático es la temperatura de operación que está limitada a 423 K para el catalizador Amberlyst 35Wet de grado industrial. El efecto de cambiar la presión en varios parámetros, como las volatilidades relativas, los servicios de calor y las utilidades, darán los resultados típicos de una columna de destilación convencional.

6.5 Efecto del cambio en la presión de trabajo

Se estudió el efecto de cambiar la presión de la columna de destilación no reactiva (C1) en varios parámetros clave de rendimiento con los siguientes supuestos:

- Funcionamiento adiabático del reactor lateral

- Relación de aspecto de 2 para el CSTR
- Una presión práctica mínima de 0.1 atm para la destilación
- Un límite práctico de mínimo 10 etapas de equilibrio para la columna.

Una alta presión de operación de la columna de destilación no reactiva C1 causará una alta temperatura en los platos reactivos desde donde se retiran los reactivos en exceso para alimentar el reactor externo. Dado que la energía de activación de la reacción que avanza en la dirección hacia adelante (90, 000 kJ/kmol) es mayor que la reacción inversa (900 kJ/kmol), las temperaturas más altas deberán favorecer la conversión de metanol y el rendimiento de MMH.

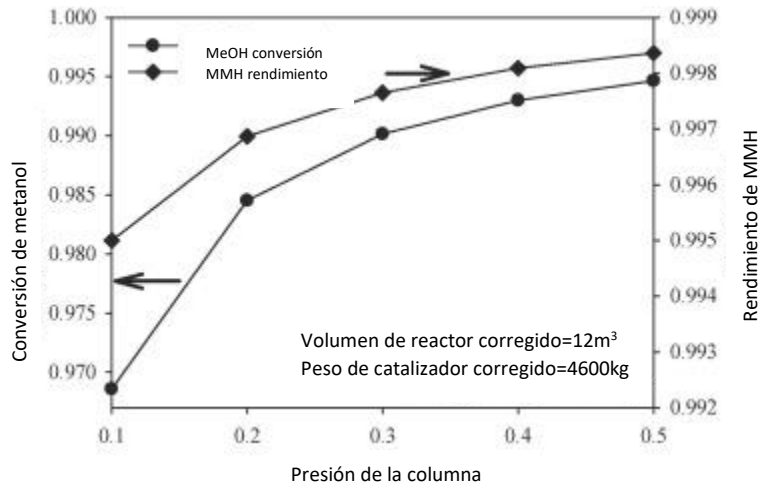


Fig. 20 Conversión de metanol y el rendimiento de MMH frente a la presión de la columna.

El funcionamiento de la columna C1 a una presión más alta da como resultado un mejor rendimiento de reacción en términos de conversión de reactivo y rendimiento del producto. Para el proceso de MMH, en particular, existe la importante restricción de que la temperatura del reactor no debe exceder el límite máximo de 423 K, donde el catalizador comienza a desactivarse. Sin embargo, una presión de operación más alta dio como resultado que se excedió la temperatura del efluente del reactor como se confirma a través de los resultados de la simulación. La temperatura del efluente del reactor será la misma que la del contenido dentro del reactor porque el CSTR supone una mezcla perfecta y las propiedades intensivas del contenido del reactor son iguales a las de la corriente del efluente del reactor.

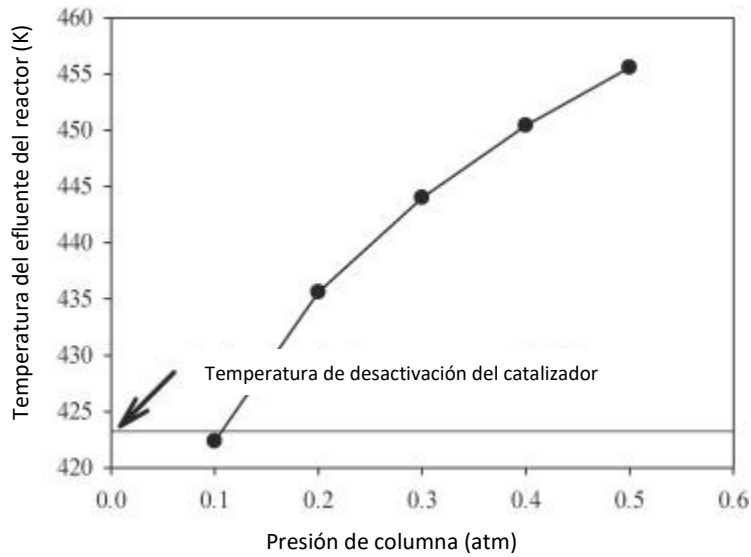


Fig.21 Temperatura del efluente del reactor para diferentes presiones de operación.

Para superar los desafíos asociados con la limitación de la temperatura del catalizador ácido-resina, se puede optimizar el caudal de la corriente lateral alimentada al reactor lateral. Para este propósito, la velocidad de flujo de la corriente lateral se manipuló a diferentes presiones de columna para satisfacer el límite superior de la temperatura de desactivación del catalizador. Para estas especificaciones de diseño, el rendimiento de MMH se fijó en 99.5%. Los resultados de la simulación revelan que los caudales de flujo lateral más altos mantuvieron la temperatura del efluente del reactor dentro del rango permisible. Por ejemplo, a una presión de columna de 0.1 atm, el caudal de flujo lateral de 148 kmol/h cumplió con las condiciones de temperatura del reactor para alcanzar un rendimiento de 99.5% de MMH. Sin embargo, se puede observar a través de los resultados de la simulación que los grandes caudales de la corriente lateral resultaron en un alto servicio de recalentamiento debido a la disminución de la temperatura del efluente del reactor.

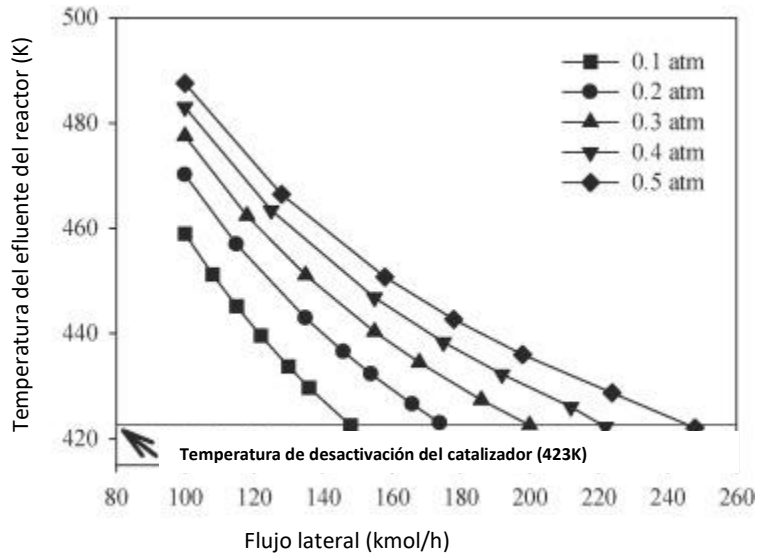


Fig. 22 Temperatura del efluente del reactor frente a la velocidad de flujo de la corriente lateral.

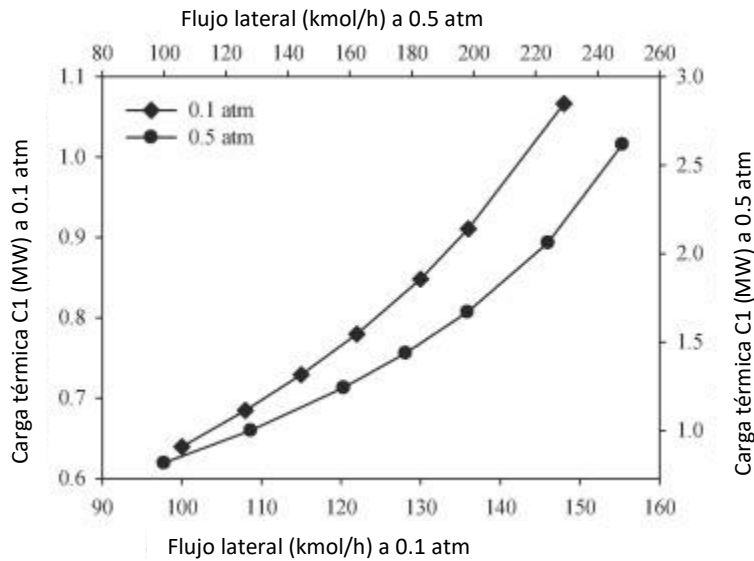


Fig. 23 carga térmica del rehervidor para la columna C1 en función del caudal de flujo lateral.

Se debe tener en cuenta que la alta presión resultará en un alto costo operativo debido al aumento de la demanda de la costosa fuente de calor para la caldera de la columna. Sin embargo, una alta presión de operación puede ayudar a reducir la inversión de capital al minimizar el volumen del reactor y/o el peso del catalizador para lograr la conversión de reactivo o el rendimiento del producto deseado. Por lo tanto, para lograr el rendimiento deseado de MMH (99.5%), la baja presión de operación de la columna conectada al reactor lateral requería un alto peso de catalizador y el volumen correspondiente del reactor. A continuación, se muestra el

peso óptimo del catalizador para lograr las especificaciones de rendimiento requeridas para presiones de operación de 0.1, 0.2, 0.3 y 0.4 atm, respectivamente.

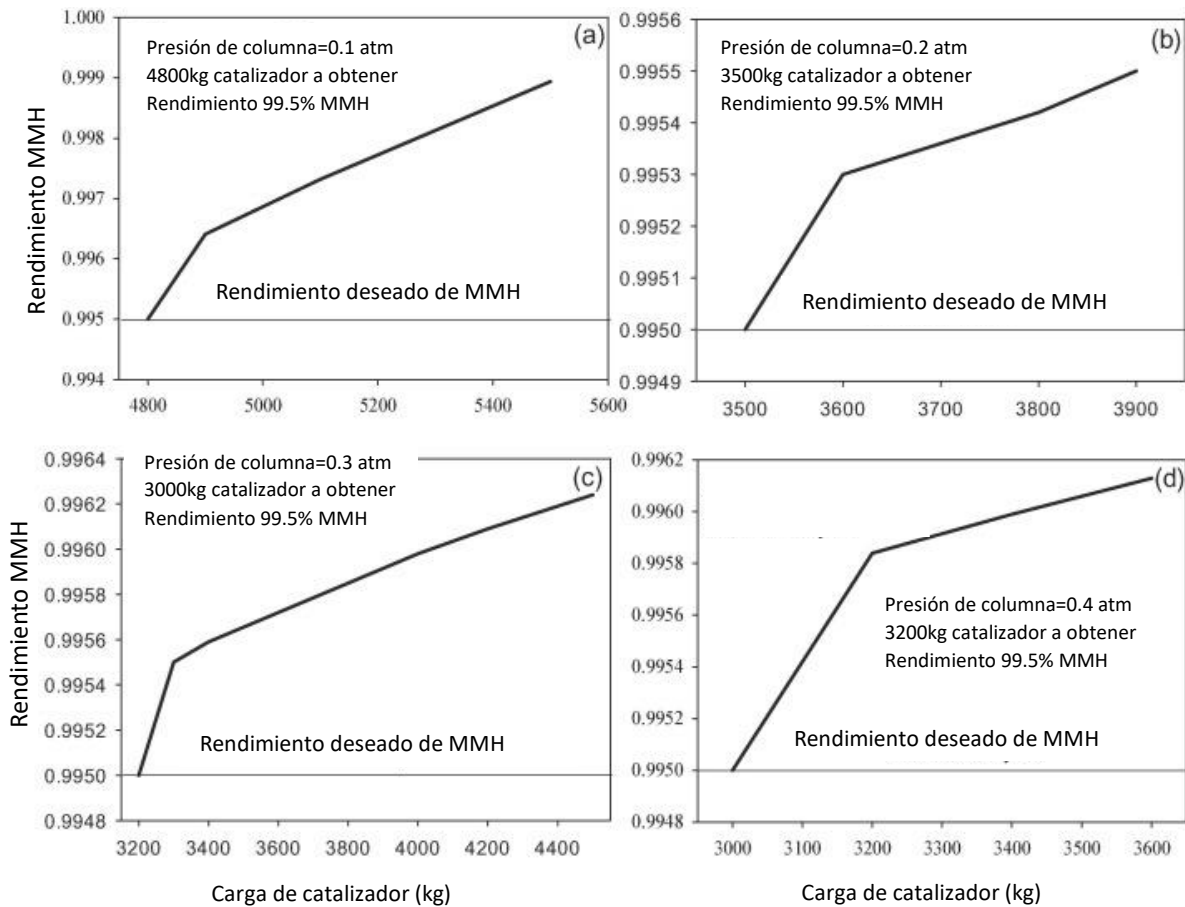


Fig. 24 El rendimiento de MMH es de 0.1, 0.2, 0.3 y 0.4 atm vs carga de catalizador

Estos efectos en competencia demuestran claramente que existe una relación entre los costos operativos y de capital en el diseño del SRC. La operación óptima de la planta que minimiza el TAC puede diseñarse basándose en la selección de una presión de operación adecuada de la columna de destilación no reactiva. Un aumento en la presión de la columna resultó en un aumento de los costos operativos, debido al requisito de una fuente de calor costosa en la caldera. Por otro lado, el costo de capital disminuye, debido a las disminuciones en el costo del recipiente de reacción y la cantidad de catalizador requerida para alcanzar el rendimiento de 99.5% de MMH. El costo de capital de la columna y el reactor se estimó, mientras que los costos de operación se calcularon multiplicando la carga térmica de la caldera y del condensador con sus respectivos precios.

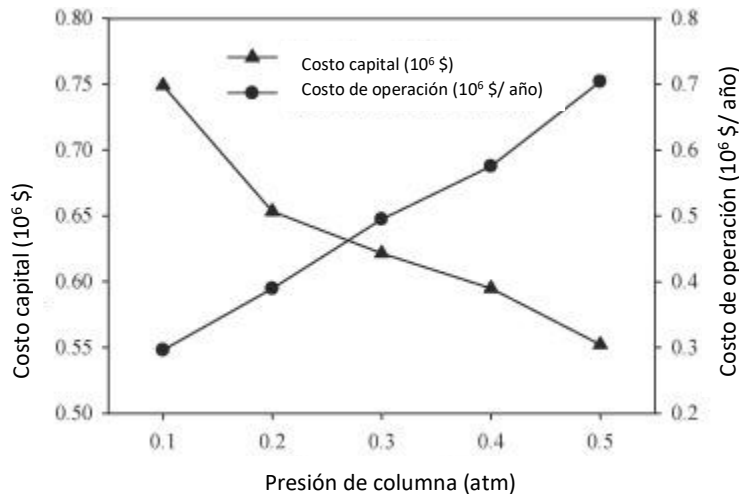


Fig. 25 Costo de capital y operativos en función de la presión operativa para el proceso de MMH.

6.6 Análisis económico

Para una presión de operación de 0.5 atm, el costo del recipiente de reacción y el de la cantidad de catalizador requerida para alcanzar un rendimiento de 99.5% MMH se estimaron en \$99,000, mientras que el costo de operación correspondiente fue de \$704,000 por año. De manera similar, a 0.2 atm, el costo del reactor se estimó en \$144,000, mientras que el costo operativo se proyectó en \$390,000 por año. Para estas alternativas de diseño, desde una presión más baja (0.2 atm) a una presión más alta (0.5 atm), una comparación mostró que:

- El peso del catalizador se redujo de 3500 a 2800 kg
- El costo del reactor y el catalizador se redujeron de \$144,000 a \$99,000
- La carga de rebobinador se incrementó de 1.083 a 2.7 MW
- El costo de operación de la planta aumentó de \$390,000 a \$704,000 por año
- Diámetro de la columna reducido de 2.417 a 2.167 m
- Área del intercambiador de calor (condensador) reducida de 141.5 a 89.4 m²

La presión óptima de una columna no reactiva acoplada a un reactor externo se eligió como 0.2 atm, lo que satisfizo tanto la especificación de rendimiento como la restricción de temperatura del catalizador de resina ácida. A 0.2 atm, el TAC total de la planta (\$708,000 por año) es el más bajo entre todas las otras alternativas de diseño.

Tabla 7 alternativas de diseño para un rendimiento de 99.5% MMH

Alternativas de diseño para un rendimiento de 99.5% MMH.	Presión de trabajo de la columna				
	0.1 atm	0.2 atm	0.3 atm	0.4 atm	0.5 atm
Reactor					
Costo del reactor (10^6 \$)	0.125	0.109	0.097	0.085	0.071
Costo del catalizador (10^6 \$)	0.046	0.035	0.032	0.030	0.028
Temperatura de alimentación de entrada del reactor (K)	324.9	342.1	353.2	361.6	368.5
Temperatura de alimentación de salida del reactor (K)	422.6	423.3	422.9	423.0	423.2
Columna C1					
ID (m)	2.720	2.417	2.340	2.287	2.167
QR (MW)	1.083	1.455	1.872	2.190	2,70
QC (MW)	2.813	3.007	3.303	3.530	3.96
TR (K)	352.29	371.32	383.44	392.53	399.89
TC (K)	316.70	334.93	346.41	355.09	361.95
Costos de capital de columna (10^6 \$)	0.578	0.509	0.492	0.480	0.453
Costos del intercambiador de calor (10^6 \$)	0.509	0.302	0.292	0.293	0.314
Costo de funcionamiento (10^6 \$ / año)	0.296	0.390	0.495	0.575	0.704
Costo total de capital (10^6 \$)	1.258	0.955	0.914	0.888	0.866
Costo total de operación (10^6 \$ / año)	0.296	0.390	0.495	0.575	0.704
TAC (10^6 \$ / año)	0.716	0.708	0.799	0.872	0.993

6.7 Conclusión

Se realizó el experimento para otros 2 procesos implementando la configuración SRC y al igual que el primer experimento se fueron variando las presiones de

operación concluyendo que este artículo proporciona nuevos conocimientos al identificar la presión de la columna como un parámetro clave para el diseño óptimo de una configuración de destilación integrada con el reactor lateral (SRC). Los resultados mostraron que una presión más alta de una columna de destilación no reactiva requiere un volumen de reactor más bajo o menos peso de catalizador en el reactor lateral para lograr las especificaciones de diseño. Esto significa que existe una relación dominante entre los costos de energía y de capital que requiere un análisis cuantitativo. La optimización de la presión de la columna que minimiza estos costos resultó en un diseño para la configuración de SRC que minimiza los costos anuales de la planta.

Conclusiones

Este trabajo muestra que estamos en constante cambio para la mejora de nuevas estrategias y técnicas para contrarrestar el cambio climático, y al mismo tiempo, potencializar la industria química.

La intensificación de procesos está dando un giro favorable a las técnicas de destilación que ya teníamos establecidas, mejorando la producción de los productos deseados, reduciendo los costos operativos y la cantidad de residuos, aumentando la eficiencia de las torres y al mismo tiempo ahorrando espacio en las plantas al incorporar dos equipos en uno en algunos casos.

Como dimos a conocer, se está indagando y realizando muchas investigaciones para poder llevar a la industria los esquemas y simulaciones realizadas en los ejemplos, y seguir proponiendo nuevas rutas para la mejora continua.

Podemos observar que no necesariamente necesitamos corregir la estructura o la ubicación de los equipos en una planta, a veces se puede hacer una gran diferencia con la selección óptima de la presión de trabajo, por lo que se podrían realizar simulaciones para diversos tipos de plantas para lograr la optimización, de igual manera se complementan con las investigaciones teóricas, desarrollando nuevos modelos matemáticos que van siendo de gran ayuda para ahorrar tiempo al hacer suposiciones.

Anexo 1

Evolución de la destilación

A continuación, se cita textualmente el artículo del Dr. Antonio Valiente Barderas sobre “La historia de la destilación” en la revista Educación Química, Vol. 7, No. 2, 76-82.

“Hasta donde se sabe, el proceso de la destilación fue inventado por los alquimistas egipcios, quienes emplearon gran cantidad de aparatos diseñados para vaporizar sustancias volátiles y tratar los metales con ellas. Parece que, ocasionalmente, se realizaba una especie de destilación de líquidos. Por ejemplo, se calentaba agua de mar en calderos cubiertos y se sacudían las gotas condensadas en las tapaderas, con el fin de usarlas como agua para beber. Asimismo, el aceite de pez se elaboraba por el calentamiento del alquitrán y la subsecuente condensación de su vapor. El mercurio se obtenía al calentar el cinabrio (mineral de sulfuro de mercurio) sobre un plato de hierro, colocado dentro de una olla cubierta con un puchero o “ambix”, en el que se condensaba el vapor de mercurio. Posteriormente, ese término se usó para denominar al aparato completo de la destilación, en árabe *al ambiq*, de donde procede nuestro alambique.

Los alquimistas griegos, en el siglo primero de nuestra era, inventaron el alambique para destilar sustancias. Un alambique o destilador está compuesto de tres partes: una vasija en la que se calienta el material que se va a destilar, la parte fría para condensar el vapor producido y un recipiente para recogerlo.

La destilación se inventó como un medio para obtener un líquido capaz de atacar o colorear los metales. Ciertamente, no se conoce el uso de alambiques para propósitos no alquímicos hasta alrededor de 700 años después de su primer empleo en la alquimia, cuando los encontramos en libros de recetas. Debe comprenderse que la falta de instrumentos (termómetros, por ejemplo) y el hecho de que no se conocieran los disolventes ni ácidos más fuertes que el vinagre, representaba una limitación del campo de estudio. Los antiguos químicos trabajaban principalmente sobre alambiques primitivos, lo que les impedía recuperar los compuestos de bajo punto de ebullición. De aquí que no se descubrieran productos químicos como el

alcohol hasta la época de los árabes, aunque desde muchos siglos atrás se conocían bebidas alcohólicas como el vino y la cerveza (Forbes, 1958)

Los conocimientos químicos de los árabes eran considerables. Aunque no profundizaron en la química teórica, su química aplicada era positivamente superior a la de los químicos helénicos. Un grupo considerable de químicos se inclinó en teorías y discusiones abstrusas sobre la alquimia, en tanto que varios notables, despreciaban a los “*devotos de al-kimiya que conocen frecuentes maneras de engañar a sus víctimas*”. Un genio, Abu Mussah-al-Sofi o Geber, quien vivió alrededor de 760 dC describió métodos mejorados de evaporación, filtración, sublimación, fusión, destilación y cristalización. Otros como Ibn-Sina, mejor conocido como Avicena, clasificaron minerales y productos químicos y describieron muy detalladamente su elaboración. Gracias a los esfuerzos de estos se estableció la diferencia entre sosa y potasa. Dejo de ser un misterio la purificación de vitriolo, alumbre, nitro y sal de amoniaco. La mayoría de estos avances se debió a las mejoras introducidas en los aparatos y en la calidad de los vidrios y esmaltes. Los árabes fueron, por supuesto, famosos en el arte de la alfarería, especialmente por los esmaltes lustrosos y coloridos aplicados a vasijas de barro. Estos vasos esmaltados, muchos de los cuales eran refractarios, fueron bien diseñados para procesos tecnológicos. Aunque la importancia de la alfarería y la porcelana de China se remonta al siglo VIII, el secreto de la manufactura de esta última no se conoció en Persia antes del siglo XII. La calidad de esta alfarería contribuyo notablemente a facilitar el trabajo de los alquimistas árabes, que intentaban algo parecido a la producción a gran escala de determinados productos. Inventaron hornos cilíndricos o cónicos, en los que disponían hileras de alambiques para producir agua de rosas o “nafta” (gasolina) por medio del calor de los gases de combustión. Un incendio en la ciudadela de El Cairo en 1085 destruyó no menos de 300 toneladas de gasolina almacenada allí. El método del horno de galería que acabamos de describir era la única forma en que podrían producirse tales cantidades.

Los antiguos textos mencionan ciudades como Damasco entre los centros manufactureros y destiladores. Debido a ellos en la química actual tenemos nombres árabes para los aparatos y productos químicos: álcali, antimonio y

alambique. El procedimiento de destilar alcohol y producir ácidos fuertes, como el sulfúrico y el nítrico, afectaron de manera importante a muchas técnicas; la producción de perfumes, por ejemplo, cambio totalmente. Los químicos antiguos obtenían sus esencias por *enfleurage*, esto es, mezclando flores y hierbas con grasas o ceras fundidas, que después se separaban por filtración. Las esencias responsables del aroma eran así absorbidas por el aceite o la grasa. Pero los árabes empezaron entonces a mezclar las hierbas y las flores con alcohol o agua, y a destilar las mezclas para producir un perfume líquido. Cuando se usaba agua, las esencias formaban una capa fina en la parte superior de la mezcla y podían separarse por decantación. De este modo se producía el agua de rosas a partir de los pétalos de las rosas. Éste es el inicio de la destilación por arrastre con vapor. Los descubrimientos árabes produjeron un gran impacto en la Europa medieval, y sobre todo la alquimia produjo furor en todos los reinos europeos.

Gradualmente se introdujo en Europa la práctica de enfriar el tubo de salida del alambique y, a partir del siglo XIV, la salida se convirtió en un serpentín condensador del que deriva el refrigerante moderno. Con esta mejora se consiguieron recuperar, por condensación, los líquidos y sustancias que tienen bajo punto de ebullición. Las primeras descripciones europeas del alcohol datan de los alrededores del año 1100. Se encuentran manuscritos del centro médico que fue Salerno. Cien años después, el alcohol, obtenido por la destilación del vino, era ya una sustancia bien conocida. Durante la Edad Media, el alcohol concentrado solía prepararse en dos etapas; la primera destilación producía un alcohol del 60%, al que se le daba nombre de *agua ardens*, o agua ardiente, una nueva destilación subía la concentración al 96%, el producto final se conocía por el nombre de *aqua vitae*, o agua de la vida. En 1320, se producía alcohol en gran escala en Módena, Italia y su conocimiento se extendió a Francia y Alemania (Forbes, 1958).

Monasterios y farmacias empleaban este alcohol para preparar cocciones de hierbas, que al principio se vendían como medicinas. La peste negra, que devastó la población europea, fue una de las causas de la difusión de la afición al alcohol fuerte. Después de ese holocausto, la costumbre de beber “brandy”, licores y aguardientes o ginebra (de 33 a 45% de alcohol, o más), quedó firmemente

arraigada como de costumbre social. Hasta entonces los licores que se bebían contenían pequeños porcentajes de alcohol, tales como vinos y cervezas (7 a 15% en volumen). El monasterio de los benedictinos dio su nombre a un famoso “brandy”. La técnica mejorada de la destilación hizo posible otro importante progreso en el campo de la química: desde 1150, los químicos italianos destilaron ácido nítrico de una mezcla de nitro y alumbre. Venecia, y algunas ciudades de Francia y Alemania, fueron los centros productores de este ácido, que era el principal reactivo empleado para la refinación del oro que contenía plata. El ácido sulfúrico se producía en el siglo XIII, ya sea por destilación de alumbre, o quemando azufre sobre agua bajo una campana de cristal. En el siglo XV se destilaba ácido rápidamente, en todas direcciones; se aplicaron a la disolución sales, en metalurgia y en el trabajo de metales, así como en calidad de agentes mordientes o de blanqueado.

El conocimiento de los ácidos y los disolventes de bajo punto de ebullición, como el alcohol, resultó de extraordinaria importancia para el progreso de la química, tanto teórica como experimental. Los químicos antiguos se habían limitado generalmente al estudio de sólidos o líquidos. Ahora podían estudiar los cuerpos en disolución con otros compuestos. La industria química se integró al dominio del gremio de los destiladores, que en el siglo XV comprendía no solo a los fabricantes de ginebra, sino también a los boticarios y a los fabricantes de ácidos. La destilación de ácidos abrió la puerta a la producción de diversos productos químicos nuevos.

La medicina, en la primera parte de la Edad Media, no contaba en general más que con medicamentos en forma de polvos y jarabes. Estos últimos fueron reemplazados entonces por tinturas, es decir, disoluciones o destilados de la droga o, en específico, en alcohol.

Los perfumes que se habían preparado siempre en la forma clásica, macerando hierbas y aceites o grasas, se empezaron a fabricar a la usanza árabe, es decir, por destilación y disolución con el alcohol. Hasta el siglo XIX los alambiques fueron del tipo de lotes con poco reflujo; eran muy pequeños, de 30 a 80 centímetros de diámetro y 1.5 metros de alto, con todo y accesorios.

Los primeros libros sobre destilación aparecieron en el siglo XVI (Brunschwig, 1500; Andrew, 1527); uno de ellos aparece más tarde, escrito por Libavius (1606).

Boyle destiló alcohol de madera y vinagre, y recibió las diferentes fracciones de acuerdo con sus puntos de ebullición, lo que constituyó probablemente la primera destilación analítica. Tuvieron que pasar muchos siglos para que, al llegar la Revolución Industrial, se encontraran nuevos usos para la destilación. Es esa época los experimentos realizados para obtener coque de buena calidad demostraron que el carbón desprende un gas inflamable al ser calentado. Ese gas no tardó en ser aprovechado para producir gas de alumbrado. Con ello, los subproductos de la industria del gas adquirieron una importancia creciente. Entre ellos estaba el alquitrán, del que se obtenía benceno, el cual, al descubrirse los colorantes sintéticos en 1856, condujo a las plantas destiladoras de alquitrán de hulla.

En 1800 Rumford usó vapor de agua como agente térmico. En aquel tiempo los investigadores franceses de vanguardia habían diseñado y ensayado las llamadas columnas de destilación. Estas progresaron apreciablemente con el invento de la columna de rectificación de Cellier Blumenthal, en 1813. En 1822, Perrier inventó las campanas de burbujeo y desarrolló un alambique continuo, con precalentamiento de la alimentación y uso de reflujo interno. Por otra parte, Adam y Bérard diseñaron independientemente columnas para rectificar el alcohol extraído del vino. Blumenthal, combinó los principios utilizados por los dos inventores, para fabricar una columna que proporcionaba una corriente de alcohol rectificado a partir de una alimentación continua de vino; logró así el primer proceso de destilación a régimen permanente. Para 1850, las columnas rectificadoras de la industria del alcohol se empezaron a utilizar en las industrias del petróleo y del alquitrán de hulla. Entre 1860 y 1880, se descubrieron productos químicos valiosos tales como el benceno, el tolueno y el xileno, mediante la destilación del alquitrán.

Se descubrió la forma de fabricar vidrio transparente, dúctil y capaz de soportar el calentamiento y enfriamiento continuos. Este vidrio tuvo su aplicación inmediata en la fabricación de aparatos y material de laboratorio. Ello significó una enorme ventaja sobre los equipos de metal y cerámica que se venían utilizando,

especialmente por la resistencia química del vidrio, su transparencia y su maleabilidad, lo que permitió la fabricación de nuevos y complicados instrumentos de laboratorio. En el campo de la destilación, los alambiques se modificaron y aparecieron los matraces, columnas y condensadores, semejantes a los empleados hoy. Desde entonces, la destilación ha sido una de las técnicas de separación más empleadas en los laboratorios y en la investigación química, al tiempo que se la utiliza también como una técnica analítica.

Por otra parte, los equipos más utilizados industrialmente estaban hechos de acero o de otros tipos de metal y recibieron el nombre de columnas de rectificación o columnas de destilación. Se trata de un equipo que consta de un calderín o rehervidor (en el cual se genera vapor), una columna con platos o con empaques (en la cual se lleva a cabo la rectificación, al ponerse los vapores en contracorriente con el líquido) y un condensador (en el cual se condensan los vapores salientes del domo, se regresa parte de ese líquido como reflujo y se extra parte del mismo como un destilado o producto del domo).

En estas columnas, la alimentación se efectúa por lo general cerca del centro de la columna. La parte por arriba de la alimentación recibe el nombre de sección de rectificación o de enriquecimiento y la parte de abajo sección de agotamiento.

La industria de la refinación del petróleo sufrió también modificaciones profundas bajo el impacto de la investigación científica. En 1859 el coronel Drake demostró por primera vez la posibilidad de extraer el petróleo crudo del subsuelo de perforación, para no tener que depender exclusivamente de las afloraciones. Hasta 1900, cuando la industria automotriz daba apenas los primeros pasos, la industria del petróleo se había restringido a la producción de queroseno. Los procesos de refinación del petróleo y el correspondiente aparato técnico eran en su mayoría adaptaciones de otras industrias, como la del alquitrán de hulla y la del alcohol. Gradualmente, las industrias del petróleo pusieron en práctica métodos más científicos en la destilación y refinación del petróleo. Este cambio recibió el impulso de la creciente demanda de productos distintos del queroseno; lubricantes,

parafinas, asfalto, aceite combustible y sobre todo gasolina, que entonces se necesitaban en cantidades mayores cada vez para automóviles y aviones.

Trumble, en Estados Unidos, ideó en 1812 la combinación de un destilador de tubos con columnas desolladoras y evaporadores. Esto resultó ser un sistema extraordinariamente flexible para adaptar las unidades destiladoras a la diversidad de crudos existentes.

La refinación química, originalmente un proceso por lotes se hizo entonces automática, hasta convertirse en una operación continua en recipientes cerrados, lo cual evitó la evaporación peligrosa y dispendiosa de fracciones ligeras.

El equipo predecesor de las campanas de burbujeo o “cachuchas” fue inventado en 1822 por Perrier. Estas campanas se usaron como aparatos para mejorar el contacto del vapor que se introducía por debajo del plato en el que estaban las campanas. Arriba de las campanas se introducía vino, y por debajo vapor. El vapor no se mezclaba con el vino. En 1830 Coffey desarrolló una columna continua que usaba tanto platos perforados como precalentamiento en la alimentación y reflujo interno.

Cuando el gas natural vino a suplir la falta de combustible, pudieron extraerse compuestos valiosos con bajo punto de ebullición, como el propano y el butano.

Esto era imposible sin una destilación adecuada para eliminar los gases disueltos. Como consecuencia, los técnicos se vieron en la necesidad de idear nuevos tipos de columnas de destilación.

La destilación fue un arte durante el periodo de su desarrollo inicial. La invención de las campanas de burbujeo, los platos perforados, los condensadores enfriados con agua, el reflujo, el precalentamiento de la alimentación y la adaptación del proceso a la operación continua, se llevaron a cabo en el siglo XIX, aunque no se hicieron intentos para sistematizar o aplicar principios cuantitativos a los procesos de destilación. En los últimos años del siglo XIX, Hausbrand (1893) y Sorel (1899), presentaron los primeros estudios matemáticos aplicados al diseño de las columnas de fraccionamiento. Sorel (1889) desarrolló y aplicó relaciones matemáticas para la

separación fraccionada de mezclas binarias, primero a las que tenían alcohol y agua, e introdujo en sus cálculos los conceptos de entalpía molar, pérdida de calor, composiciones, reflujo y gastos.

Otros investigadores de esa época fueron Barrel, Young, Rayleigh, Lewis, Rosanoff y Dufton.

En 1925, W.L. McCabe y E.W. Thiele presentaron un trabajo (McCabe, 1925) ante la American Chemical Society, que presentaba un nuevo método sencillo, rápido e ilustrativo para calcular gráficamente el número de platos teóricos necesarios para la separación de los componentes de una mezcla binaria en una columna de rectificación. La aportación original de McCabe a este problema fue un gran paso en el diseño científico de unidades de destilación y demostró ser un gran progreso cuando pasaron a primer plano los nuevos sistemas de cracking hacia 1936.

Posteriormente, Ponchon y Savarit (1922) diseñaron un método para el cálculo de columnas de destilación para mezclas binarias, el cual no requería las simplificaciones del método de McCabe y que podía aplicarse a mezclas no ideales.

Entre 1930 y 1960, se hicieron numerosos estudios para predecir la eficiencia de las columnas de destilación. Sin embargo fue a partir de que el Instituto Americano de Ingenieros Químicos formó una comisión para estudiar el problema (AIChE, 1958), cuando se pudo contar con un método confiable para obtener las eficiencias en columnas de destilación que trabajan con mezclas binarias. Una vez resuelto este problema, las baterías se orientaron hacia el diseño de columnas que trabajaran mezclas multicomponentes (Holland, 1988). El diseño de estas recibió un impulso muy importante con el desarrollo de las computadoras modernas, el cual hizo posible la aplicación de ecuaciones de estado para el cálculo del equilibrio vapor-líquido.

El estudio de los sistemas azeotrópicos permitió también que se pudieran diseñar columnas que pudieran separar estas mezclas, para obtener productos puros, tales como alcohol a partir de una mezcla alcohol-agua.

El aparato utilizado en la actualidad en la destilación continua está constituido por tres equipos integrados: un generador de vapor, rehervidor o calderín, un elemento que pone en contacto vapor y líquido, columna de platos o empacada, y un condensador, que es un cambiador de calor enfriado por agua o por un refrigerante.

La destilación continua con etapas y con reflujo puede considerarse, de forma simplificada, como un proceso en el cual se lleva a cabo una serie de evaporaciones y condensaciones. Estos fenómenos se llevan a cabo en los platos o charolas de la columna de destilación. Para ello, el líquido de cada etapa fluye por gravedad a la etapa inferior y el vapor de cada etapa lo hace hacia arriba, a la etapa superior. Por consiguiente, en cada etapa entra una corriente de vapor G y una corriente líquida L , las que se mezclan para transferir masa y tratar de alcanzar el equilibrio. La forma de lograrlo es la creación de una interfase líquido-vapor lo más extensa posible. La principal resistencia a la transferencia de masa está en la fase vapor, por lo que se han diseñado aparatos y dispositivos en los que el vapor burbujee dentro del líquido, para obtener así una mayor superficie de transferencia. Sin embargo, no es posible lograr que las corrientes que salen de una etapa estén en equilibrio, de allí que se hable de *eficiencia*, que es una medida del acercamiento al equilibrio. Los platos reales de una columna tienen eficiencias menores que 100%.

Como ya se mencionó, el principio de funcionamiento de la columna es poner en contacto un vapor con un líquido más rico en el componente más volátil que el correspondiente al equilibrio. Al mezclarse íntimamente, el vapor tenderá a ponerse en equilibrio con el líquido, condensándose parte del componente menos volátil y evaporándose el más volátil. Mediante la repetición de sus contactos a contracorriente, el vapor se irá enriqueciendo y el líquido empobrecido (en el componente más volátil) hasta alcanzar las composiciones del destilado y del residuo respectivamente. Como el proceso consiste en poner en contacto vapor con líquido y a la columna no le entra más alimentación, el vapor se genera evaporando parte del residuo o fondos, y el líquido retornando a la columna parte del destilado, que son las mezclas más pobres y más ricas, respectivamente, en el componente más volátil. La energía para que la torre funcione así es proporcionada por el calor que se introduce en el rehervidor, el cual causa la evaporación de parte del líquido

que llega a éste. La corriente de vapor conforme asciende por la torre, se enriquece en el componente más volátil. Esta corriente se condensa en el condensador y una parte de ese líquido se regresa -*refluja*- hacia la columna y otra parte se extrae del domo como destilado o producto. La corriente del líquido que se refluja desciende por gravedad y se va enriqueciendo con el componente más pesado. Este proceso de enriquecimiento en determinados componentes se lleva a cabo en etapas sucesivas de la torre.” [2]

Referencias

[1] <http://www.ugto.mx/eugreka/contribuciones/23-intensificacion-de-procesos-industriales-para-el-desarrollo-sostenible>

[2] Antonio Valiente-Barderas. (abril de 1996).

Historia de la destilación.

Educación Química, Volumen 7, No. 2, 76-82.

[3] Arif Hussaina, Yus Donald Chaniagoa, Amjad Riaza, Moonyong Leea

Significance of operating pressure on process intensification in a distillation with side-reactor configuration

Separation and Purification Technology 213 (2019), 533–544

[4] Anjan K. Tulaa, Bridgette Befortb, Nipun Garga, Kyle V. Camardab,*, Rafiqul Gani

Sustainable process design & analysis of hybrid separations

Computers and Chemical Engineering 105 (2017), 96–104

[5] Yingjie Ma, Yiqing Luo, *, Xigang Yuan

Towards the really optimal design of distillation systems: Simultaneous pressures optimization of distillation systems based on rigorous models

Computers and Chemical Engineering 126 (2019), 54–67

[6] Swapnil Sharmaa, Dipesh S. Patlea,,*, Akhil Premkumar Gadhamsettia, Sanket Pandita, Davide Mancab, G S Nirmalaa

Intensification and performance assessment of the formic acid production process through a dividing wall reactive distillation column with vapor recompression

Chemical Engineering & Processing: Process Intensification 123 (2018), 204–213

[7] Lianghua Xua, Lianrui Gaoa, Xiaohong Yina, Xigang Yuanb

Improving performance of dividing wall column using multistage vapor recompression with intermediate reboiler

Chemical Engineering Research and Design 134 (2018), 382–391

[8] Yuliang Liua, Jian Zhaia, Lumin Lia, Lanyi Suna, Cheng Zhai

Heat pump assisted reactive and azeotropic distillations in dividing wall columns

Chemical Engineering and Processing 95 (2015), 289–301

[9] Yasvanthrajan Natarajana, Abhinandan Naberaa, Saman Salikea, Valan Dhanalakshmi Tamilkkuricila, Sivakumar Pandianb, Muthukumar Karuppana, Arunagiri Appusamya

An overview on the process intensification of microchannel reactors for biodiesel production

Chemical Engineering & Processing: Process Intensification 136 (2019), 163–176

[10]Jiang, Zheyu, Agrawal, Rakesh

Intensificación del proceso en la destilación multicomponente: una revisión de los avances recientes.

Investigación y Diseño de Ingeniería Química: Transacciones de la Institución de Ingenieros Químicos Parte A, 02638762, julio de2019, vol. 147

[11] D. Dwivedi, J.P. Strandberg, I.J. Halvorsen, H.A. Preisig, S. Skogestad

Active vapor split control for dividing-wall columns

Ind. Eng. Chem. Res., 51, 2012, 15176-15183 10.1021/ie3014346

[12] Kang Maa, Mengxiao Yua, Yao Daia, Yixin Mab, Jun Gaob, Peizhe Cuia, Yinglong Wanga

Control of an energy-saving side-stream extractive distillation process with different disturbance conditions

Separation and Purification Technology 210 (2019) 195–208

[13] Department of Chemical and Petroleum Engineering and Center for Environmentally Beneficial Catalysis, University of Kansas, Lawrence, KS 66045, USA

Chemical Process Intensification with Pressure-Tunable Media

Theoretical Foundations of Chemical Engineering, 2017, Vol. 51, No. 6, pp. 928–935.

[14] Valentin Ples, ua, Alexandra E. Bonet Ruiza,b, Jordi Bonetb,*, Joan Llorensb, Petrica Iancua

Shortcut assessment of alternative distillation sequence schemes for process intensification

Computers and Chemical Engineering 83 (2015) 58–71

[15] Khairulnadzmi Jamaluddina,b, Sharifah Rafidah Wan Alwia,b,*,Zainuddin Abdul Manana,b, Khaidzir Hamzahb, Jiří Jaromír Klemešc

Hybrid power systems design considering safety and resilience

Process Safety and Environmental Protection 120 (2018) 256–267

[16] Ashkan Garshasbia, Huanhao Chena, Mingyuan Caoa, Seçgin Karagözb, Richard J. Ciora Jr.c, Paul K.T. Liuc, Vasilios I. Manousiouthakisb, Theodore T. Tsotsisa

Membrane-based reactive separations for process intensification during power generation

Catalysis Today 331 (2019) 18–29

[17] Abu-Eishah, S.I., Luyben, W.L., 1985.

Design and control of a two-column azeotropic distillation system.

Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 24 (1), 132–140

[18] Biegler, L.T. Grossmann, I.E., Westerberg, A.W., 1985.

A note on approximation techniques used for process optimization

Comput. Chem. Eng. 9 (2), 201–206

[19] Bravo-Bravo, C., Segovia-Hernández, J.G., Gutiérrez-Antonio, C., Durán, A.L., Bonilla-Petriciolet, A., Briones-Ramírez, A., 2010.

Extractive dividing wall column: design and optimization.

Ind. Eng. Chem. Res. 49 (8), 3672–3688.

[20] Cui, C., Li, X., Sui, H., Sun, J., 2017.

Quick decision-making for close-boiling distillation schemes.

Ind. Eng. Chem. Res. 56 (17), 5078–5091.

[21] Cui, C., Liu, S., Sun, J., 2018.

Optimal selection of operating pressure for distillation columns.

Chem. Eng. Res. and Des. 137, 291–307.