

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



“DISEÑO DE EQUIPOS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA PARA EL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE DICLOROMETANO DE LA EMISIÓN DE GASES EN LA SÍNTESIS DE POLIURETANO”

INFORME DE SUFICIENCIA

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUÍMICO

POR LA MODALIDAD DE ACTUALIZACIÓN DE CONOCIMIENTOS

PRESENTADO POR:

RICARDO TAPIA PÉREZ.

LIMA – PERÚ

2010

RESUMEN

En la industria química se produce grandes cantidades de emisiones gaseosas, estas emisiones pueden contener especies valiosas, tóxicas o peligrosas. Existe una gran cantidad de equipos y técnicas para recuperar o eliminar estas especies.

En la reacción de síntesis de poliuretanos flexibles se producen emisiones gaseosas compuestas principalmente de diclorometano (CH_2Cl_2) y Dióxido de carbono (CO_2), la reacción es exotérmica y los gases alcanzan temperaturas alrededor de 40 a 50°C.

El dióxido de Carbono (CO_2) y el diclorometano (CH_2Cl_2) son agentes de expansión del poliuretano. El CO_2 es uno de los productos de la reacción del Diisocianato de Tolueno (TDI) con el agua (H_2O). Y el CH_2Cl_2 por su parte ingresa al reactor en fase líquida absorbe el calor de la reacción y se evapora.

Las cantidades exactas de CO_2 y de CH_2Cl_2 que se producen y se emiten a la atmósfera dependerán de las propiedades que se quiere dar al producto final.

Utilizando un separador adecuado se recupera el CH_2Cl_2 que representa a la especie valiosa, pudiendo volverse a utilizar generando un ahorro en el coste de producción de la espuma de poliuretano.

El siguiente trabajo abordará el diseño de equipos y evaluación económica de un sistema de recuperación de CH_2Cl_2 de la emisión de gases en la síntesis de poliuretano.

INDICE

CAPITULO 1.

INTRODUCCIÓN.....	8
-------------------	---

CAPITULO 2

DESARROLLO DE LOS CONCEPTOS TÉCNICAS.....	10
2.1 SINTESIS DE POLIURETANO FLEXIBLE.....	10
2.2 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE POLIURETANOS FLEXIBLES. 11	
2.2.1 Recepción de materia prima.....	12
2.2.2 Almacenamiento de materia prima.....	12
2.2.3 Dosificación.....	13
2.2.4 Mezclado.....	13
2.2.5 Cremado.....	14
2.2.6 Gelificación.....	14
2.2.7 Corte.....	15
2.2.8 Curado de bloque.....	15
2.3 OPERACIONES GAS-LÍQUIDO “DESHUMIDIFICACIÓN”.....	15
2.3.1 Operaciones adiabáticas-Deshumidificación.....	16
A. Operaciones de Deshumidificación.....	16
B. Relaciones Fundamentales.....	19
2.3.2 Operaciones no adiabáticas.....	21
2.4 TORRES EMPACADAS.....	21
2.4.1 Inundación en torres empacadas.....	21
2.4.2 Coeficientes de transferencia de masa y de calor en torres empacadas.....	22

A. Retención de líquido.....	24
B. Transferencia de masa.....	24
2.5 DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	28
2.5.1 Intercambiador de doble tubo.....	28
2.5.2 Ecuación de transferencia de calor fundamental.....	30
2.5.3 Coeficiente de transferencia de calor y flujo de calor.....	30
2.5.4 Caída de presión en el tubo y anulo.....	31
2.6 FLUJO DE FLUIDOS EN TUBERIAS.....	33
2.6.1 Conservación de la energía.....	34
2.6.2 Régimen de flujo de fluidos.....	34
2.6.3 Caída de presión debido a la fricción.....	35
2.6.4 Pérdida de fricción debido a los accesorios.....	36
2.6.5 Efecto de la presión de trabajo en tuberías.....	38
2.7 BOMBAS.....	39
2.7.1 Primera ley de la termodinámica.....	39
2.7.2 Potencia requerida.....	40
2.7.3 Succión positiva neta NPSH.....	40
2.8 ECONOMIA DE LOS PROCESOS.....	41
2.8.1 Inversión en capital fijo y capital de trabajo.....	41
A. Inversión Fija.....	41
B. Calculo de inversión fija.....	42
C. Capital de trabajo.....	44
2.8.2 Depreciación de activo fijo.....	45
A. Efecto de la depreciación.....	45
B. Tiempo de vida de equipos y unidades de proceso.....	46

C. Métodos de cálculo de depreciación.....	46
--	----

CAPITULO 3

DESARROLLO Y RESULTADOS.....	48
3.1 Problema específico.....	48
3.2 Diagrama de flujo de procesos PFD.....	49
3.3 Química del poliuretano.....	50
3.3.1 Reacciones de síntesis.....	50
A. Índice de Isocianato o Índice de TDI.....	51
B. Índice de Expansión.....	51
C. Número de hidroxilos N°OH.....	52
3.3.2 Balance de masa.....	52
A. Reacción TDI – Polioli.....	53
B. Reacción TDI – Agua.....	54
C. Requerimiento total.....	54
3.3.3 Balance de energía.....	57
3.4 Diseño de unidades de proceso.....	59
3.4.1 Equilibrio Líquido-Vapor de la mezcla CH ₂ Cl ₂ -CO ₂	59
3.4.2 Deshumidificación de un Gas en torres empacadas.....	63
A. Diámetro de la torre empacada.....	64
B. Balance de masa.....	67
C. Balance de Energía.....	67
D. Calculo de los coeficientes de Transferencia.....	69
E. Relaciones fundamentales.....	74
3.4.3 Transferencia de calor.....	78

A. Intercambiador de calor E-101.....	78
B. Intercambiador de calor E-102.....	87
3.4.4 Transferencia de cantidad de movimiento.....	95
A. Balance de energía en el tramo: C-D.....	98
B. Balance de energía en el tramo: B-C.....	99
C. Balance de energía en el tramo: A-B.....	100
D. Balance de energía en el tramo: A-Ingreso de la bomba L-101...	102
E. Balance de energía en el tramo: G-H.....	104
F. Balance de energía en el tramo: F-G.....	105
G. Balance de energía en el tramo: E-F.....	106
H. Balance de energía en el tramo: E-Ingreso de la bomba L-102...	107
I. Calculo de presión de trabajo permitido en los tubos.....	109
3.5. Evaluación Económica.....	111
3.5.1. Capital fijo.....	111
3.5.2. Ingresos por producción.....	113
3.5.3. Costo de manufactura.....	114
4.5.4. Estados financieros proyectados.....	119

CAPITULO 4

CONCLUSIONES.....	122
-------------------	-----

BIBLIOGRAFIA.....	123
--------------------------	------------

APENDICE

APENDICE 1: Calores de vaporización de componentes inorgánicos y orgánicos.....	124
APENDICE 2: Calores específicos de líquidos inorgánicos y orgánicos.....	125
APENDICE 3: Calores específicos de gases inorgánicos y orgánicos.....	126
APENDICE 4: Densidades de Inorgánicos y Orgánicos líquidos.....	127
APENDICE 5: Viscosidades de gases.....	128
APENDICE 6: Viscosidades de líquidos.....	130
APENDICE 7: Conductividad de orgánicos líquidos.....	132
APENDICE 8: Propiedades físicas del agua (líquido saturado).....	133
APENDICE 9: Propiedades físicas del diclorometano.....	134
APENDICE 10: Diámetro de tuberías según número de cédula.....	135
APENDICE 11: Rugosidad relativa de materiales.....	136
APENDICE 12: Factores de obstrucción más comunes.....	137

CAPÍTULO 1.

INTRODUCCIÓN

El diclorometano CH_2Cl_2 es un compuesto químico muy usado como solvente industrial para eliminar pinturas, también puede encontrarse en algunos aerosoles y pesticidas. En la industria del poliuretano su función es de agente expansión y refrigerante de la mezcla de reacción.

Las propiedades físicas y estructurales de los poliuretanos dependen directamente de la formulación, Por ejemplo los poliuretanos que en su formulación llevan una mayor cantidad de CH_2Cl_2 son mas elásticos y menos densos comparados con otro poliuretano con menor cantidad de CH_2Cl_2 (manteniendo constante todos los demás reactivos e insumos que intervienen en la reacción).

Durante la reacción de síntesis de poliuretano se generan vapores de diclorometano, dióxido de carbono y otros gases en menor cantidad productos de la reacción, esta mezcla de vapores son emitidos a la atmosfera.

Desde la óptica ambiental el diclorometano es biodegradable en el agua y como gas no es considerado entre los gases contaminantes de la atmosfera. En la óptica de seguridad y salud la inhalación de diclorometano puede producir: Vértigo, somnolencia, dolor de cabeza, nauseas y pérdida del conocimiento.

Este estudio comienza conociendo las cantidades de los principales gases que se emiten durante la reacción para una formulación específica. Por ejemplo en la producción de una espuma flexible estándar (la de mayor producción para el mercado nacional). Se llegan a producir 9.74 Kg/min de diclorometano y 4 Kg/min de dióxido de carbono y otros gases en menores cantidades. En la búsqueda de optimización de recursos y producción más limpia se presenta la técnica para el tratamiento y recuperación del diclorometano, como también el diseño de los equipos necesarios y la evaluación económica.

La técnica desarrollada es la de “DESHUMIDIFICACIÓN” la cual se basa en el contacto de una mezcla vapor-gas con un líquido frío produciendo la condensación del vapor, se puede aplicar en recuperación de vapores valiosos a partir de una mezcla gas-vapor, esta operación por lo general se lleva a cabo en algún tipo de torre empacada con flujo en contracorriente de gas-líquido.

CAPITULO 2:

DESARROLLO DE LOS CONCEPTOS Y TÉCNICAS

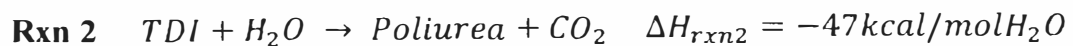
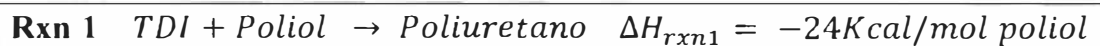
2.1 SINTESIS DE POLIURETANO FLEXIBLE.

El poliuretano es una resina sintética que se caracteriza por su escasa permeabilidad a los gases, alta resistencia química, excelente aislamiento térmico.

El poliuretano flexible se obtiene de la polimerización del Tolueno diisocianato (TDI). A partir de la reacción del TDI con Polioles, a demás se suele adicionar cantidades variables de H₂O líquida provocando la generación de más o menos cantidad de CO₂ y poliurea, el CO₂ provoca el aumento del volumen del producto final por formación de burbujas.

El entrecruzamiento de poliuretanos y poliurea es lo que se vende en el mercado como espuma de poliuretano flexible.

Las reacciones Principales en la síntesis de poliuretano flexible son:



Es muy común utilizar un agente de expansión diferente al CO₂ que se produce. El compuesto más usado para este fin es el CH₂Cl₂ líquido.

Los calores que se generan en la Rxn 1 y en la Rxn 2 son absorbidos por el CH₂Cl₂ líquido, evaporándose provocando un aumento el volumen del producto final.

En la formulación de la espuma de poliuretano flexible es necesario la presencia de otros compuestos tales como:

- ↳ Aminas: Que actúan como catalizadores haciendo más reactivos a los polioles
- ↳ Octoato de Estaño: Que actúa como agente reticulante, entrelazando las cadenas de polímeros.
- ↳ Siliconas: Es un surfactante que reduce la Tensión superficial de la mezcla haciendo posible un mejor mezclado.
- ↳ CH_2Cl_2 : Agente de expansión físico que al calentarse se evapora produciendo burbujas.

Los consumidores de espuma de poliuretano flexible tienen exigencias muy concretas y complejas, para ello el fabricante tiene una formulación distinta para cada requerimiento.

2.2 PROCESO DE PRODUCCIÓN DE POLIURETANOS FLEXIBLES.

Para la producción de poliuretano flexible se tienen las siguientes etapas:

- ↳ Recepción de materia prima.
- ↳ Almacenamiento de materia prima.
- ↳ Dosificación
- ↳ Mezclado
- ↳ Cremado
- ↳ Gelificación
- ↳ Corte
- ↳ Curado de bloques
- ↳ Almacenamiento de producto final

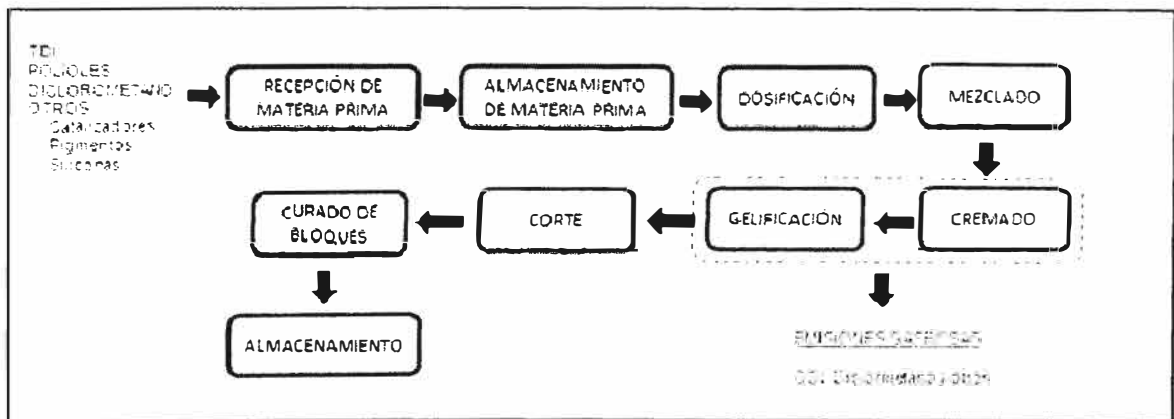


Figura N°1 Diagrama de bloques del proceso de producción de Poliuretano

2.2.1 RECEPCIÓN DE MATERIA PRIMA.

El TDI suele venir en cilindros de 80 gal aproximadamente, el TDI es higroscópico y reacciona rápidamente con el agua (inclusive con el agua que se puede encontrar en el ambiente).

El Polioliol suele venir en isotanques, el polioliol es un compuesto que tiene una viscosidad muy variable con la temperatura, es por eso que el isotanque lo mantendrá a una temperatura adecuada para el bombeo de descarga.

El diclorometano suele venir en cilindros de 80 gal aproximadamente es un líquido volátil.

Una materia prima importante y que también forma parte de la reacción es el agua, por lo general esta se toma de la línea de agua de red.

2.2.2 ALMACENAMIENTO DE MATERIA PRIMA.

El almacenamiento y ambientación de los reactivos es de suma importancia ya que las propiedades físicas de estos varían según la temperatura (sobre todo la viscosidad).

El TDI, se suele almacenar en los mismos cilindros con que llegaron, y se descargarán a un tanque solo algunas horas antes de dosificarla al reactor, de esta manera se trata de evitar el contacto del TDI con vapor de agua de la atmósfera u otras fuentes de agua.

El Polioliol se almacena en tanques verticales y horas antes de dosificarlas al reactor se enfría haciéndolo pasar por un intercambiador de calor de coraza y tubos, alcanzando temperaturas de 12 a 14°C en la que se tiene una viscosidad adecuada para efectos de la reacción.

El Diclorometano se almacena en tanques verticales y en ambientes templados para evitar la evaporación (Punto de ebullición 40°C).

Los otros insumos. Catalizadores, siliconas y pigmentos suelen almacenarse en los envases con que llegan a la planta y horas antes se preparan en un tanque de mezcla para su adición al reactor

2.2.3 DOSIFICACIÓN.

La dosificación de los reactivos se hace a través de líneas de tuberías independientes para cada uno de los reactivos y de manera simultánea, los caudales dependen de la formulación del producto.

2.2.4 MEZCLADO.

El Polioliol, el TDI, el agua y el diclorometano ingresa simultáneamente al cabezal de mezcla que contiene agitadores, todos los componentes que ingresan son líquidos y a la salida del cabezal se tiene un fluido viscoso, en esta etapa se inician las reacciones: Rxn 1 y Rxn 2.

A la mezcla se le adiciona pigmentos y otros insumos para luego pasar a una banda transportadora.

El tiempo de residencia en el cabezal de mezcla hasta el esparcimiento en la banda transportadora es de 20 seg. Aproximadamente (no puede ser mayor ya que la mezcla se gelificaría, ni menor por qué no se lograría una mezcla óptima)

2.2.5 CREMADO

El cremado es el estado de la mezcla donde se forman las cadenas de polímeros en este estado la mezcla es un líquido viscoso y comienza su crecimiento hasta su altura final, la altura que alcance estará fijada por la cantidad de diclorometano y agua (que son los agentes de expansión), por los caudales, temperaturas de los reactivos y de la velocidad de la banda transportadora.

El tiempo que se necesita hasta alcanzar su altura se denomina tiempo de crecimiento y este suele ser de 90 a 100 seg, durante el cual se llevan a cabo las reacciones: Rxn1 y Rxn2.

La barra transportadora debe estar forrada por los tres lados (base y paredes laterales) con plástico, de tal manera que el líquido viscoso o crema no se derrame. En esta etapa el diclorometano que se encuentra en fase líquida se evapora debido a que absorbe los calores de reacción de las Rxn1 y Rxn2 generando burbujas, La silicona hace que la mezcla de los componentes sea más homogénea y evite que las burbujas que se forman en esta etapa coalescan.

2.2.6 GELIFICACIÓN

En esta etapa el poliuretano es un gel semisólido y las reacciones: Rxn1 y Rxn2 prácticamente han finalizado, en estas condiciones la espuma se

sostiene por sí misma, continúa en la faja transportadora para ser cortada según las dimensiones requeridas por el cliente.

2.2.7 CORTE

La espuma de poliuretano pasa por la máquina de corte en un estado cuasi-sólido, de tal manera que permite el corte según las dimensiones requeridas. Posteriormente el bloque de espuma cortada será enviado al área de curado

2.2.8 CURADO DE BLOQUES

Durante esta etapa continúan las emisiones gaseosas de diclorometano y dióxido de carbono (en mínimas cantidades), ya que por lo general siempre existe una cantidad de reactivos que no han terminado de reaccionar, es por eso que se debe tener en cuenta un encogimiento del bloque después del enfriamiento. El área de almacenamiento debe tener: buena ventilación y un eficiente sistema de extracción de gases

2.3 OPERACIONES GAS-LÍQUIDO - DESHUMIDIFICACIÓN.

El contacto directo de una mezcla vapor-gas con un líquido puro puede tener uno de los siguientes fines:

Operaciones adiabáticas:

- ↳ Enfriamiento de un líquido
- ↳ Enfriamiento de un gas caliente
- ↳ Humidificación de un gas
- ↳ Deshumidificación de un gas

Operaciones no adiabáticas:

- ↳ Enfriamiento por evaporación
- ↳ Deshumidificación de un gas.

2.3.1 OPERACIONES ADIABATICAS - DESHUMIDIFICACIÓN.

Generalmente, estas operaciones se llevan a cabo en algún tipo de torre empacada, a menudo con flujo en contracorriente del gas y del líquido. Este fenómeno ocurre cuando se pone en contacto una mezcla de vapor-gas con un líquido frío produciéndose la condensación del vapor. Se puede aplicar en aire acondicionado, recuperación de vapores de disolventes a partir de gases utilizados para el secado, etc.

A. OPERACIONES DE DESHUMIDIFICACIÓN

Las operaciones de Deshumidificación se ocupan de la transferencia de masa interfacial y de energía que resulta cuando una mezcla vapor-gas se pone en contacto con un líquido puro.

I. Mezclas Vapor - Gas.

Se designa vapor (A) a la sustancia que en el estado de vapor está relativamente cerca de su temperatura de condensación a la presión dominante. El término gas (B) se aplicara a un gas relativamente sobrecalentado.

II. Humedad Absoluta (Y')

Cuando en las operaciones ocurren cambios en el contenido de vapor en la mezcla vapor-gas sin cambios en el contenido de gas se utiliza la relación masa de vapor/masa de gas, la cual se denomina humedad absoluta Y' .

$$Y' = \frac{\overline{p}_A}{p_T - \overline{p}_A} \times \frac{M_A}{M_B} \quad \text{Eq 1.}$$

III. Mezcla de vapor – Gas saturado.

Si el gas (B) se pueda considerar insoluble en el líquido (A) y estos se ponen en contacto, la mezcla vapor-gas alcanza su valor de saturación, en este estado la presión parcial de vapor en la mezcla saturada será independiente de la naturaleza del gas y la presión total, solo depende de la temperatura y la identidad del líquido, esta presión de saturación se calcula por diversas correlaciones entre ellas tenemos la correlación de Antoine, En estas condiciones se habla de humedad de saturación.

$$Y'_{sat} = \frac{p_A}{p_T - p_A} \cdot \frac{M_A}{M_B} \quad \text{Eq 2.}$$

IV. Saturación Relativa

La saturación relativa también llamada humedad relativa expresada como un porcentaje se define como $100 \overline{p}_A / p_A$ donde p_A es la presión de vapor de a una temperatura dada para la mezcla. Para cualquier vapor, la representación gráfica de las condiciones de saturación relativa puede construirse fácilmente sobre una carta de humedad absoluta Vs temperatura. La figura N° nos muestra la carta psicométrica para la mezcla $\text{CH}_2\text{Cl}_2\text{-CO}_2$

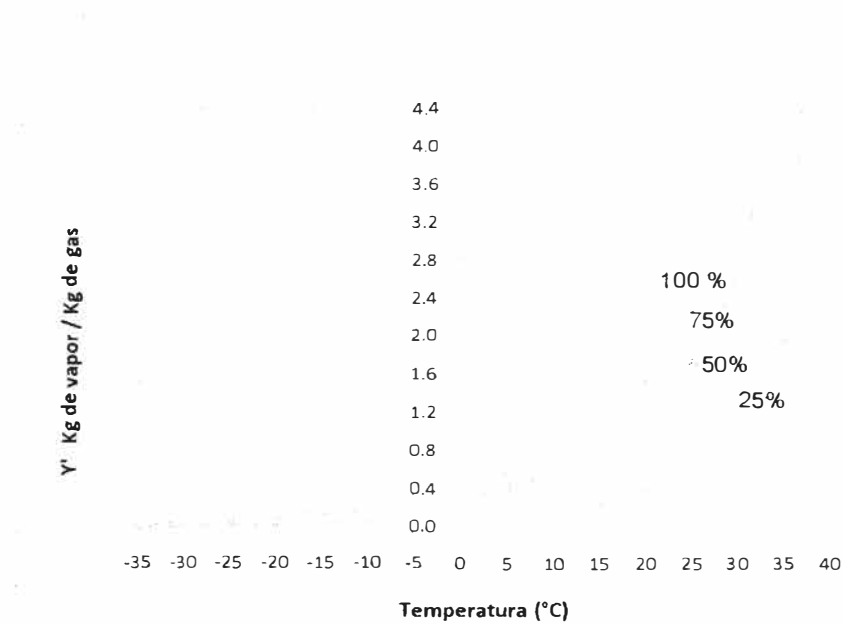


Figura N° 2 Carta psicrométrica para la mezcla $\text{CH}_2\text{Cl}_2\text{-CO}_2$

V. Calor Húmedo (C_s)

El calor húmedo C_s que se requiere para aumentar la temperatura de la masa unitaria del gas y su vapor acompañante en 1°C a presión constante. Para una mezcla de humedad absoluta Y' es:

$$C_s = C_B + Y' \cdot C_A \quad \text{Eq. 3}$$

VI. Entalpia (H')

La entalpia relativa de una mezcla vapor-gas es la suma de las entalpias relativas del contenido en gas y en vapor. Esta entalpia es relativa ya que se debe fijar una temperatura de referencia para que a partir de ahí se calcule la cantidad de energía a otra temperatura.

$$H' = C_B(T_G - T_0) + Y'x [C_A(T_G - T_0) + H_{O_{vap}}] \quad \text{Eq 4.}$$

Nomenclatura:

T_G : Temperatura de la mezcla vapor-gas en °C

T_0 : Temperatura de referencia °C

C_B : Calor específico del componente B en J/Kg °C

C_A : Calor específico del componente A en J/Kg °C

$H_{o_{vap}}$: Entalpía de vaporización a la temperatura de referencia J/Kg

M_A : Peso molecular del vapor en los fondos Kg/Kmol

M_B : Peso molecular del gas en los fondos Kg/Kmol

\bar{p}_A : Presión parcial del componente A en Pa.

p_A : Presión de vapor del componente A en Pa

p_T : Presión Total de la mezcla vapo-gas en Pa

B. RELACIONES FUNDAMENTALES

Las ecuaciones fundamentales derivadas de balances de masa y de energía en una sección de altura diferencial dZ en una torre empacada son:

Temperatura de interface (Ti):

$$T_i = t_l + \frac{G'_S \{ C_S \cdot (dt_G/dZ) + [C_A \cdot t_G - C_{AL} \cdot t_L + (C_{AL} - C_A)T_0 + H_{o_{vap}}] \cdot (dY'/dZ) \}}{G'_S \cdot C_{AL} (dY'/dZ) - h_L a_H}$$

Gradiente de humedad (dY'/dZ):

$$\frac{dY'}{dZ} = - \frac{M_A \cdot F_G a_M}{G'_S} \cdot \ln \left(\frac{Y' + M_A/M_B}{Y'_i + M_A/M_B} \right) \quad \text{Eq 6.}$$

Gradiente de temperatura (dT_G/dZ):

$$\frac{dT_G}{dZ} = - \frac{h'_G a_H (T_G - T_i)}{G'_S \cdot C_S} \quad \text{Eq 7.}$$

Coefficiente volumétrico para la fase gaseosa ($h'_{G}a_H$):

$$h'_{G}a_H = \frac{G'_S \cdot C_A \cdot (dY'/dZ)}{1 - e^{G'_S \cdot C_A \cdot (dY'/dZ) / h_G a_H}} \quad \text{Eq 8.}$$

Nomenclatura:

T_i : Temperatura interfacial °C

t_l : Temperatura de la corriente líquida en los fondos °C

T_G : Temperatura de la fase vapor-gas en los fondos °C

T_0 : Temperatura de referencia °C

C_S : Calor específico de la mezcla vapor-gas en los fondos J mezcla/Kg gas °C

C_A : Calor específico del vapor en los fondos J/Kg °C

$C_{A.L}$: Calor específico del líquido en el fondo J/Kg °C

G'_S : Flujo másico por unidad de área de gas seco Kg/m²s

Ho_{vap} : Entalpía de vaporización a la temperatura de referencia J/Kg

dT_G/dz : Gradiente de temperatura °C/m

dY'/dz : Gradiente de humedad

M_A : Peso molecular del vapor en los fondos Kg/Kmol

M_B : Peso molecular del gas en los fondos Kg/Kmol

Y' : Humedad absoluta en los fondos

Y'_i : Humedad absoluta de saturación a la temperatura interfacial

$h_L a_H$: Coeficiente de transferencia de calor en fase líquida w/m³°C

$h_G a_H$: Coeficiente de transferencia de calor en fase gas w/m³°C

$h'_{G} a_H$: Coeficiente volumétrico en fase gaseosa

$F_G a_M$: Coeficiente de transferencia de masa en fase vapor Kmól/m³s

2.3.2. OPERACIONES NO ADIABATICAS - DESHUMIDIFICACIÓN.

Esta operación ocurre cuando una mezcla de vapor-gas se pone en contacto con tubos refrigerantes y el vapor se condensa en los tubos. Aunque las operaciones de este tipo son sencillas en el sentido de que la transferencia de masa se limita a la fase gaseosa (no puede haber transferencia de masa dentro del líquido puro) no obstante son complejas debido a los grandes efectos calóricos que acompañan a la evaporación o condensación. En el presente trabajo no se desarrolla esta técnica.

2.4 TORRES EMPACADAS.

Las unidades utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas que se han llenado con un empaque, el líquido se distribuye sobre estos y escurre hacia abajo a través del lecho empacado, de tal forma que se expone una gran superficie al contacto con el gas.

2.4.1. INUNDACIÓN EN TORRES EMPACADAS

Las condiciones para la inundación en los empaques al azar dependen del tamaño y del acomodo del empaque. La curva superior de la figura N°3 correlaciona razonablemente bien los datos sobre la inundación para la mayoría de los empaques al azar. Normalmente las torres que son utilizadas para la absorción, humidificación o deshumidificación están diseñadas para caídas de presión del gas de 200 a 400 N/m² por metro de espesor empacado, mientras que los fraccionadores a presión atmosférica de 400 a 600 N/m² por metro de espesor empacado. Los valores de C_f que caracterizan a los empaques se dan en la tabla N°1.

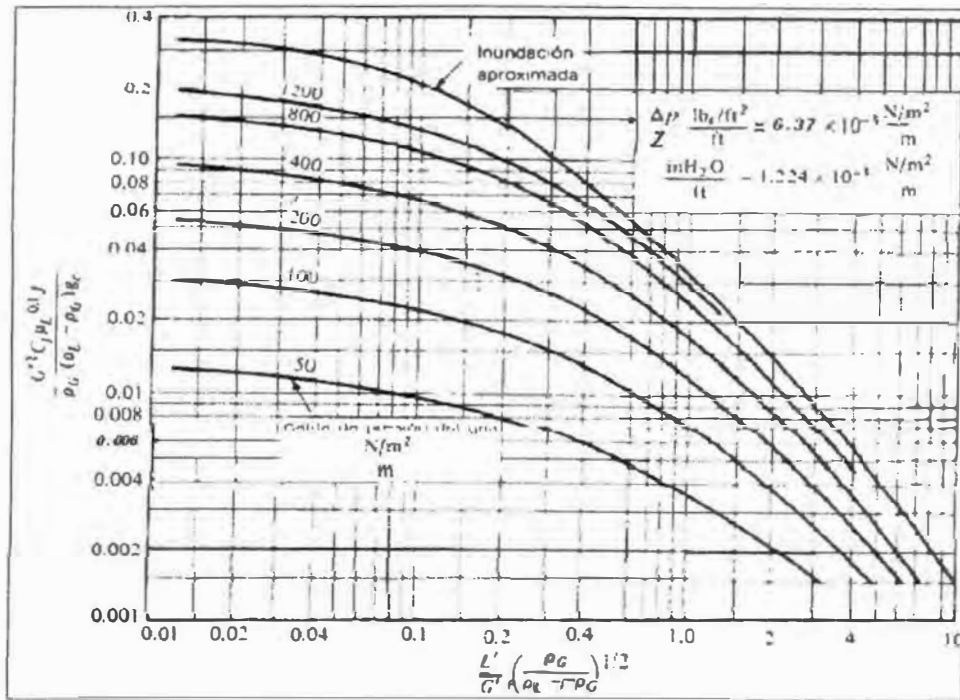


Figura N° 3. Inundación y caída de presión, empaques al azar (Coordenadas de Eckert)

2.4.2 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA PARA TORRES EMPACADAS

Cuando una torre se hace funcionar como un deshumidificador a contracorriente para la transferencia de soluto entre gas y líquido. La rapidez de transferencia del soluto puede calcularse a partir de los valores medidos de la rapidez del flujo de gas y de líquido y de las concentraciones totales del soluto, en corrientes entrantes y salientes.

Los coeficientes de transferencia de masa de cada fluido (K_L , K_G , F_L , F_G) y el área interfacial que forman estos coeficientes volumétricos globales, dependen en forma diferente de las propiedades del fluido, rapidez de flujo y tipo de empaque. En consecuencia los coeficientes volumétricos globales son útiles sólo en el diseño de torres llenas con el mismo empaque y que manejen el mismo sistema químico, a la misma rapidez de flujo e iguales concentraciones que las existentes durante las mediciones.

Tabla N°3. Características del empaque: Anillo Rasching

	Diámetro nominal mm (in)									
	6 1/4	9.5 3/8	13 1/2	16 5/8	19 3/4	25 1	32 1 1/4	38 1 1/2	50 2	76 3
Cerámica										
Cf	1800	1000	580	380	255	155	125	95	6	95
Cs			909	749	457	301		181.6	135.6	
ε	0.73	0.66	0.63	0.66	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78
ap m ² /m ³	787	508	364	328	262	190	148	125	92	62
Metal (0.8 mm espesor)										
Cf	700	390	300	170	155	115				
ε	0.69		0.64		0.66	0.92				
ap m ² /m ³ o ft ² /ft ³	774		420		274	206				
Metal (1.6 mm espesor)										
Cf			410	290	220	137	110	83	57	32
Cs			688	431	485	304		172.9	133.5	
ε			0.73		0.78	0.85	0.87	0.9	0.92	0.95
ap m ² /m ³ o ft ² /ft ³			367		236	166	162	135	103	68

A. RETENCIÓN DE LÍQUIDO

La retención se refiere al líquido retenido en la torre bajo la forma de película que humedece el empaque, está retenido como lagunas encerradas en los huecos existentes entre las partículas del empaque.

Se encuentra que la retención total está formada por dos partes.

$$\Phi_{Lt} = \Phi_{L0} + \Phi_{Ls} \quad \text{Eq 9.}$$

Donde Φ_{Ls} es la retención estática y Φ_{L0} la retención de operación o móvil, cada una está expresada en volumen líquido/volumen empacado.

B. TRANSFERENCIA DE MASA

Para la mayoría de los empaques, se pueden obtener los datos para $K_G a$ o el equivalente H_{TOG} en manuales o en los boletines de los fabricantes de sistemas específicos, se han tratado de correlacionar estos datos, generalmente en función de las condiciones de operación.

Para los anillos de rasching y las sillas de montar de Berl, Shulman y colaboradores establecieron la naturaleza de los coeficientes del área libre de transferencia de masa k_G

Para los anillos de Rasching y Las sillas de Berl, el coeficiente másico de la fase gaseosa (F_G) está dada por:

$$\frac{F_G \cdot S c_G^{2/3}}{G} = 1.195 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \epsilon_{L0})} \right]^{-0.36} \quad \text{Eq 10.}$$

En donde ϵ_{L0} el espacio vacío de operación está dado por:

$$\epsilon_{L0} = \epsilon - \epsilon_{Lt} \quad \text{Eq 11.}$$

Y d_s es el diámetro de una esfera con la misma superficie que una única partícula de empaque. Las propiedades del fluido deben evaluarse en las condiciones promedio entre la interface y el gas total, el coeficiente del líquido (K_L) está dada por:

$$\frac{K_L \cdot d_s}{D_L} = 25.1 \left[\frac{d_s L'}{\mu_G} \right]^{0.45} \cdot S_{CL}^{0.5} \quad \text{Eq 12.}$$

Para líquidos con concentración bien baja de soluto K_L puede convertirse a F_L , mediante $F_L = K_L \cdot C$, donde C es la densidad molar del disolvente líquido.

En una extensa serie de gráficas Shulman proporciona las áreas interfaciales para la absorción, deshumidificación y desorción, con agua o soluciones acuosas muy diluidas a_{AW} para condiciones debajo de recargo, las áreas están bien representadas por las expresiones empíricas de la tabla N° 2.

$$a_{AW} = m \left(808 \cdot \frac{G'}{\rho_G^{0.5}} \right)^n \cdot L'^m \quad \text{Eq 13.}$$

Donde L' y G' están $\text{Kg/m}^2\text{s}$ y ρ_G en Kg/m^3 y a_{AW} en m^2/m^3

Para la absorción, deshumidificación y desorción con líquidos no acuosos el área es a_A , dada por:

$$a_A = a_{AW} \cdot \frac{\varphi_{L0}}{\varphi_{LOW}} \quad \text{Eq 14.}$$

Tabla N°2. Área interfacial para columnas empacadas con anillos Rasching

Diámetro Nominal		Rango de L' Kg/m ² .s	m	n = (a.L' + b)		P
mm	in			a	b	
13		0.68-2.0	28.01	0.23230	-0.3000	-1.040
		2.0-6.1	14.69	0.01114	0.1480	-0.111
25		0.68-2.0	34.42	0	0	-0.552
		2.0-6.1	68.20	0.03890	-0.0793	-0.470
38		0.68-2.0	36.50	0.04980	-0.1013	0.274
		2.0-6.1	40.11	0.01091	-0.0220	0.140
50		0.68-2.0	31.52	0	0	0.481
		2.0-6.1	34.03	0	0	0.362

Nomenclatura:

F_G : Coeficiente de transferencia de masa en fase gaseosa Km²/m²s

K_L : Coeficiente de la fase líquida Km²/m²s

Sc_G : Número de schimdt para la fase gaseosa

Sc_L : Número de schimdt para la fase líquida

G' : Flujo másico por unidad de área de la fase gaseosa kg/m²s

G : Flujo molar por unidad de área de la fase gaseosa kmol/m²s

L' : Flujo másico por unidad de área de la fase líquida kg/m²s

d_s : Diámetro equivalente del empaque en m

ϵ_{L0} : Espacio vacío de operación en m.

μ_G : Viscosidad de la fase gaseosa en Kg/m.s

μ_L : Viscosidad de la fase líquida en Kg/m.s.

D_L : Difusividad del gas en la fase líquida en m²/s

ρ_G : Densidad de la fase gaseosa en Kg/m³

ρ_L : Densidad de la fase líquida en Kg/m³

a_{AW} : Área interfacial del empaque para soluciones acuosas en m²/m³

a_A : Área interfacial del empaque para soluciones no acuosas en m²/m³

C : Densidad molar de la fase líquida en Km³/m³

Tabla N°3. Retención de Líquidos en torres empacadas

	Diámetro Nominal		d_s (m)	$\omega_{L,F}$		u_L Kg/m.s	H	
	mm	in						
Anillos Rasching de ceramica	13		0.01774	$\frac{0.0486 \cdot u_L^{0.002} \sigma^{0.66}}{d_p^{1.21} \rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.508 \cdot d_p^{0.378}$ $\omega_{L,F} = \frac{2.47 \cdot 10^{-7}}{d_p^{1.21}}$	< 0.012	$\frac{975.72 \cdot u_L^{0.13} \sigma^{0.173-0.262 \log d_p}}{\rho_L^{0.84} (2.024 L^{0.430} - 1)^{0.073}}$	
	25		0.03560					
	38		0.05300			> 0.012	$\omega_{L,F} = \frac{2.09 \cdot 10^{-6} \cdot 1.737 \cdot 5 L^{0.6}}{d_p^2}$	$\frac{2168 L^{0.57} u_L^{0.31} \sigma^{0.173-0.262 \log d_p}}{\rho_L^{0.84} (2.024 L^{0.430} - 1)^{0.073}}$
	50		0.07250					
Anillos rasching de metal	25		0.01301	$\frac{0.0237 \cdot u_L^{0.002} \sigma^{0.23}}{d_p^{1.21} \rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.104 \cdot d_p^{0.378}$ $\omega_{L,F} = \frac{5.94 \cdot 10^{-7}}{d_p^{1.21}}$	< 0.012	$\frac{407.9 L^{0.57} u_L^{0.13} \sigma^{0.173-0.262 \log d_p}}{\rho_L^{0.84} (1.393 L^{0.315} - 1)^{0.073}}$	
	38		0.05430					
	50		0.07160			> 0.012	$\omega_{L,F} = \frac{7.348 \cdot 10^{-6} \cdot 7.37 \cdot 5 L^{0.6}}{d_p^2}$	$\frac{901 L^{0.57} u_L^{0.13} \sigma^{0.173-0.262 \log d_p}}{\rho_L^{0.84} (1.393 L^{0.315} - 1)^{0.073}}$

2.5 DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.

La transferencia de calor desde un fluido más caliente a uno más frío, generalmente a través de una pared sólida que separa los dos fluidos, es un caso que se encuentra con frecuencia en la práctica de ingeniería química. El calor transferido puede ser calor latente que va acompañado de un cambio de fase, como la condensación o evaporación, o bien tratarse de un calor sensible procedente de un aumento o disminución de temperatura de un fluido sin cambio de fase.

En este trabajo el uso de un intercambiador de calor es para enfriar el diclorometano (CH_2Cl_2) desde una temperatura ambiente a una temperatura de aproximadamente 10°C . Utilizando como fluido de enfriamiento H_2O .

2.5.1 INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO

El intercambiador de doble tubo es un intercambiador extremadamente útil ya que es de ensablase sencillo proporcionando superficies de transferencia de calor a bajo costo, los intercambiadores de doble tubo encuentran su mayor uso en donde la superficie total de transferencia requerida es pequeña y está dentro del rango de 9 a 18 m^2 o menos, si el área requerida es mayor este tipo de intercambiador es inviable. Las partes principales son 2 juegos de tubos concéntricos, 2 Tes conectores, una cabezal de retorno y un tubo en U.

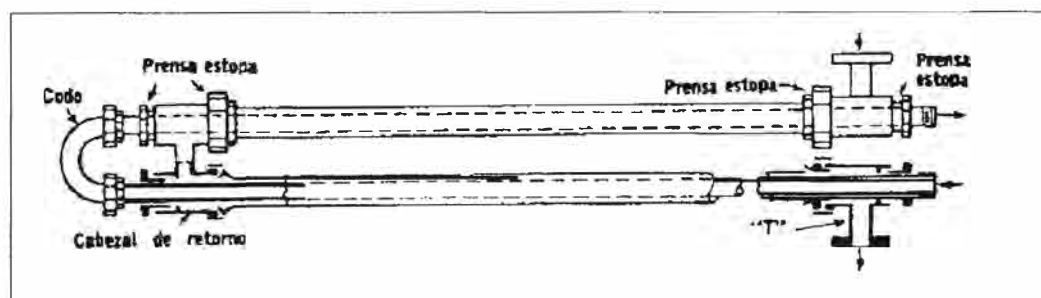


Figura N°4. Esquema de un intercambiador de calor de doble tubo

Tabla N° 4. Dimensiones comerciales del intercambiador de calor de doble tubo

Tubo Exterior (pulg)	Tubo Interior (pulg)
2	1 1/4
2 1/2	1 1/4
3	2
4	3

El tubo exterior tiene un anulo como sección transversal al flujo, es conveniente expresar los coeficientes de transferencia de calor y factores de fricción mediante los mismos tipos de ecuaciones usadas para tubos, por tal razón es ventajoso usar un diámetro equivalente D_e . El diámetro equivalente es 4 veces el radio hidráulico y a su vez el radio hidráulico es la razón del área transversal del flujo y del perímetro húmedo.

$$D_e = 4 \cdot r_h = \frac{4 \cdot \text{área de flujo}}{\text{perímetro húmedo}} = \frac{4\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4\pi D_1} = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} \quad \text{Eq 15.}$$

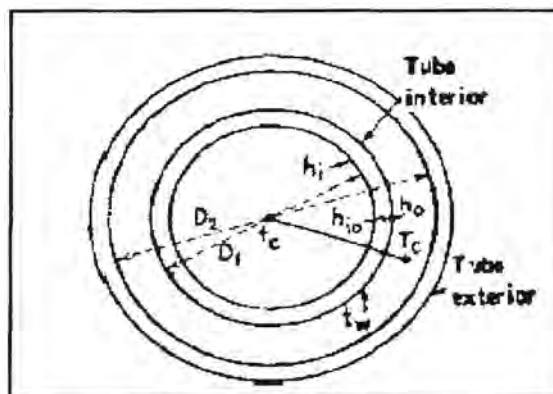


Figura N° 5. Sección transversal de un intercambiador de doble tubo

En los cálculos de caída de presión la fricción no solo se origina por la resistencia del tubo exterior sino también es afectada por la superficie exterior del tubo interior. Por lo tanto el perímetro húmedo es otro y el diámetro equivalente D'_e también.

$$D'_e = \frac{4 \text{ área de flujo}}{\text{perímetro húmedo de fricción}} = \frac{4\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4\pi(D_2 + D_1)} = D_2 - D_1 \quad \text{Eq 16.}$$

2.5.2. ECUACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR FUNDAMENTALES.

La ecuación utilizada en los cálculos de un intercambiador de calor cuando el fluido cambia de temperatura pero no cambia de fase es:

$$Q = \dot{m}_H \times C_{pH} \times (T_{Hin} - T_{Hout}) \quad \text{Eq 17.}$$

La ecuación básica para el diseño de intercambiadores es:

$$Q = UA (LTMD) \quad \text{Eq 18.}$$

Donde: LTMD es la diferencia de temperatura media logarítmica

$$LTMD = F_G \cdot \frac{(Th_{in} - Tc_{out}) - (Th_{out} - Tc_{in})}{\ln(Th_{in} - Tc_{out} / Th_{out} - Tc_{in})} \quad \text{Eq 19.}$$

2.5.3 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y FLUJO DE CALOR

El coeficiente global de transferencia de calor (U) es un factor de proporcionalidad entre el dQ/dA y LTMD. Donde el LTMD viene a hacer la fuerza impulsora para la transferencia de calor.

El coeficiente global depende de muchas variables incluyendo las propiedades físicas de los fluidos y de la pared sólida, las velocidades

del flujo y las dimensiones del intercambiador. La única forma lógica de predecir el coeficiente global es usar correlaciones para resistencias individuales del sólido y de los fluidos. Luego sumar estas resistencias para hallar la resistencia global.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} \cdot \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} + R_m + R_d \quad \text{Eq 20.}$$

$$R_m = \frac{x_w}{K_m} \cdot \frac{D_o}{D_L} \quad \text{Eq 21.}$$

Donde:

R_m Es la resistencia a la transferencia de calor, del material del tubo.

R_d Es la resistencia a la transferencia, debido a las incrustaciones.

Existen varias correlaciones para determinar los coeficientes individuales de película. Entre ellas tenemos la de Morris y Whitman. La de Sieder y Tate, entre otras.

La correlación de Sieder y Tate sirve tanto para calentamiento como para enfriamiento de varios fluidos y para número de Reynolds arriba de 10000. La correlación es:

$$\frac{h \cdot D}{k} = 0.027 \left(\frac{DG}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{Eq 22.}$$

2.5.4 CAÍDAS DE PRESIÓN EN TUBOS Y ANULO

La caída de presión permitida en un intercambiador es la presión estática del fluido que debe disiparse para mover el fluido a través del intercambiador. La bomba seleccionada para la circulación del fluido en proceso, debe desarrollar suficiente carga a la capacidad deseada para

vencer las pérdidas de fricción causadas por la tubería, las conexiones, reguladores de control, etc. Esta carga debe añadirse a la presión estática del final de línea, tal como elevación o presión del recipiente final que recibe.

Es costumbre permitir una caída de presión de 5 a 10 lb/plg² para un intercambiador o batería de intercambiadores. La caída de presión puede ser computada de la ecuación de Darcy - Weisbach.

$$\Delta P = \frac{f_m \cdot L \cdot G^2}{2 \cdot D \cdot \rho} \quad \text{Eq 23.}$$

Usando un valor apropiado de f_m se obtiene la caída de presión. Para obtener el valor de f_m se utiliza la ecuación de Colebrook.

$$\frac{1}{\sqrt{f_m}} = -2 \cdot \log \left(\frac{e}{3.7 D} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f_m}} \right) \quad \text{Eq 24.}$$

Cuando se conectan varios intercambiadores de doble tubo ánulo a ánulo y tubería a tubería la longitud a considerar es la longitud total. En estas ecuaciones no se incluye la caída de presión debido a la entrada y salida del flujo. Para el caso de los tubos interiores dichas la pérdida es casi despreciable pero para el caso de los ánuos puede ser importante

Nomenclatura:

D_e : Diámetro equivalente del anulo para el cálculo de coeficiente de película

D'_e : Diámetro equivalente del anulo para el cálculo de caída de presión en m.

D_1 : Diámetro externo del tubo en m.

D_2 : Diámetro interno del anulo en m.

Q : Calor de transferencia de calor en un IC en J/s.

\dot{m}_H : Flujo másico del fluido caliente en Kg/s.

G : Flujo másico por unidad de área del fluido en $\text{kg/m}^2\text{s}$

C_{pH} : Calor específico del fluido caliente en J/Kg.s

C_p : Calor específico de un fluido cualesquiera J/Kg.s

T_{Hin} : Temperatura de ingreso del fluido caliente en $^{\circ}\text{C}$

T_{Hout} : Temperatura de salida del fluido caliente en $^{\circ}\text{C}$

T_{Cin} : Temperatura de ingreso del fluido frío en $^{\circ}\text{C}$

T_{Cout} : Temperatura de salida del fluido frío en $^{\circ}\text{C}$

U : Coeficiente global de transferencia de calor en $\text{w/m}^2\text{^{\circ}C}$

A : Área de transferencia de calor en m^2

$LTMD$: Diferencia de temperatura media logarítmica $^{\circ}\text{C}$

h_i : Coeficiente de película para el lado interno del tubo en $\text{w/m}^2\text{^{\circ}C}$

h_{out} : Coeficiente de película para el lado externo del tubo en $\text{w/m}^2\text{^{\circ}C}$

X_w : Espesor del tubo en m.

K_m : Conductividad del material del tubo en $\text{w/m}^2\text{^{\circ}C}$

K : Conductividad del fluido en $\text{w/m}^2\text{^{\circ}C}$

μ : Viscosidad del fluido en Kg/m.s

ρ : Densidad del fluido en Kg/m.s

L : Longitud del tubo en m.

Rey : Número de Reynolds

f_m : Factor de fricción de faning

e : Rugosidad del material en m.

2.6 FLUJO DE FLUIDOS EN TUBERIAS.

El régimen de flujos y las caídas de presiones asociadas en tuberías son fenómenos complejos y requieren ecuaciones y correlaciones complejas.

Para propósito de diseño de ingeniería, varias formulas empíricas se han desarrollado para atacar circunstancias particulares para predecir la capacidad de flujo y la caída de presión.

2.6.1 CONSERVACIÓN DE LA ENERGÍA

La energía de un fluido en un punto en particular respecto a un plano de referencia está compuesta por la suma de su Head de elevación, su Head de presión y su Head de velocidad. Esta energía se mantendrá constante si es que no existe ninguna fricción o agente externo que realice o quite energía para realizar trabajo. La ecuación de Bernoulli's representa matemáticamente este enunciado de la siguiente manera:

$$\frac{P_a}{\rho \cdot g} + Z_a + \frac{\alpha_a \cdot \bar{V}_a^2}{2 \cdot g} + \frac{n \cdot W_p}{g} = \frac{P_b}{\rho \cdot g} + Z_b + \frac{\alpha_b \cdot \bar{V}_b^2}{2 \cdot g} + \Delta P(m) \quad \text{Eq 25.}$$

2.6.2 RÉGIMEN DEL FLUJO DE FLUIDOS

Las propiedades físicas necesarias para determinar la caída de presión en tuberías y de esta manera iniciar con la solución de muchos problemas de flujo de fluidos son la viscosidad y la densidad del fluido.

A bajas velocidades el movimiento de las moléculas son transportados por un flujo en línea recta donde la velocidad máxima se alcanza en el centro del tubo y es cero para el lado de las paredes del tubo, a este tipo de flujo se le conoce como "Flujo Laminar". Cuando la velocidad se incrementa el flujo de moléculas comienza a mostrar un movimiento aleatorio y transversal a la dirección del flujo, este movimiento aleatorio es típico en muchos casos de ingeniería y se conoce como "Flujo turbulento" este es el régimen más utilizado en la práctica.

El número de Reynolds se utiliza para caracterizar el régimen de los flujos, el Reynolds es un número adimensional y se considera como la razón entre las fuerzas dinámicas del flujo de masa y el esfuerzo producto de la viscosidad

$$Rey = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{D \cdot G}{\mu} \quad \text{Eq 26.}$$

Rey < 2100 Flujo laminar

2100 < Rey < 10000 Flujo en transición

Rey > 10000 Flujo turbulento

Las velocidades típicas en los tubos para trabajar en régimen turbulento son: de 1 a 3 m/s para líquidos y de 9 a 30 m/s para gases.

2.6.3 CAÍDA DE PRESIÓN DEBIDO A LA FRICCIÓN.

El flujo de fluidos siempre está acompañado de fricción con el tubo que lo contiene, esta fricción reduce la energía del flujo por el trabajo de fricción que realiza. Una ecuación general que permite calcular la caída de presión debido a la fricción es la ecuación de Darcy-Weisbach

$$\Delta P(m) = \frac{f_m \cdot L \cdot \bar{V}^2}{2 \cdot g \cdot D} = \frac{f_m \cdot L \cdot G^2}{2 \cdot g \cdot D \cdot \rho^2} \quad \text{Eq 27.}$$

Este ΔP esta en unidades de longitud (m) y es comúnmente llamado Head. Para que el ΔP este en unidades de presión se utiliza la siguiente ecuación:

$$\Delta P^* = \Delta P \cdot \rho \cdot g \quad \text{Eq 28.}$$

La ecuación de Darcy es válida tanto para flujo laminar como flujo turbulento, la ecuación es proporcional a un factor de fricción, Este término es conocido como factor de fricción de Fanning (f_m).

$$\text{Para: } Re_y < 2100 \quad f_m = \frac{64}{Re_y}$$

$$\text{Para: } Re_y > 2100 \quad \frac{1}{\sqrt{f_m}} = -2 \cdot \log \left(\frac{e}{3.7 D} + \frac{2.51}{Re_y \sqrt{f_m}} \right)$$

El factor de corrección (α) de la energía cinética que se utiliza en la ecuación de Bernoulli's dependen del factor de fricción de Fanning.

$$\alpha = 1 + 0.78 \cdot f_m (15 - 15.9 \sqrt{f_m}) \quad \text{Eq 29.}$$

2.6.4 PÉRDIDA DE FRICCIÓN DEBIDO ACCESORIOS.

Siempre que se varía la velocidad de un fluido, tanto en dirección como en magnitud, se genera una fricción adicional a la fricción de la superficie debido al flujo a través del tubo recto, entre los accesorios que generan esta fricción adicional tenemos: válvulas, codos, uniones, compresores, etc. En la mayoría de los casos estos efectos no se pueden calcular con exactitud y es preciso recurrir a datos empíricos.

La pérdida de fricción correspondiente a una expansión súbita de la sección transversal, es proporcional a la carga de velocidad del fluido en el conducto estrecho y está dada por:

$$h_{fe} = K_e \cdot \frac{\bar{V}_a^2}{2 \cdot g} \quad \text{Eq 30.}$$

Coeficiente de pérdida de fricción en expansión súbita: $K_e = \left(1 - \frac{D_a^2}{D_b^2}\right)^2$

La pérdida de fricción debido a una contracción súbita, es proporcional a la carga de velocidad en el conducto estrecho y se calcula mediante la ecuación

$$h_{fc} = K_c \cdot \frac{\bar{V}_b^2}{2 \cdot g} \quad \text{Eq 31.}$$

Coefficiente de pérdida de fricción en contracción súbita: $K_c = 0.4 \left(1 - \frac{D_b}{D_a}\right)$

La pérdida de fricción de flujo h_{ff} debida a los accesorios, se calcula a partir de una ecuación similar a la de expansión y contracción súbita:

$$h_{ff} = K_f \cdot \frac{\bar{V}_a^2}{2 \cdot g} \quad \text{Eq 32.}$$

Nomenclatura:

P_a : Presión en el punto de partida en Pa.

P_b : Presión en el punto de llegada en Pa.

Z_a : Altura referencial en el punto de partida en m.

Z_b : Altura referencial en el punto de llegada en m.

\bar{V}_a : Velocidad media en el punto de partida en m/s.

\bar{V}_b : Velocidad media en el punto de llegada en m/s.

\bar{V} : Velocidad media en m/s.

ΔP : Caída de presión expresada en m

ΔP^* : Caída de presión expresada en Pa.

G : Flujo másico por unidad de área en $\text{Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

μ : Viscosidad del fluido en $\text{Kg/m} \cdot \text{s}$

ρ : Densidad del fluido en $\text{Kg/m} \cdot \text{s}$

g : Aceleración de la gravedad m/s^2 .

L : Longitud del tubo en m.

D : Diámetro del tubo en m.

Rey : Número de Reynolds

f_m : Factor de fricción de fanning

e : Rugosidad del material en m.

n : Eficiencia de la bomba.

α : Factor de corrección de energía cinética.

h_{fe} : Pérdida de fricción por expansión en m.

h_{fc} : Pérdida de fricción por contracción en m.

h_{ff} : Pérdida de fricción por accesorios en m.

2.6.5 EFECTO DE LA PRESIÓN DE TRABAJO EN LAS TUBERIAS.

Al determinar la presión de trabajo interno para las secciones rectas de los tubos, se debe comprobar si el espesor de los tubos utilizados en el diseño soportara dicha presión de trabajo.

$$t = t_m - c$$

$$P_i = \frac{2 \cdot t \cdot S' \cdot E'}{d_o - 2tY'} \quad \text{Eq 33.}$$

Donde:

P_i : Presión de trabajo interno

t_m : Espesor propuesto para el tubo en el diseño (in).

t : Espesor de diseño considerando la corrosión y erosión del material (in)

c : pérdida de espesor asignada por efectos de corrosión y erosión (in)

d_o : diametro exterior del tubo de diseño (in).

S' : Fricción asignada en (psi) estos valores se encuentran en tablas

E' : Factor longitudinal por soldadura. Seamless=1.0 ERW=0.85

Y' : Coeficiente del material para acero al carbonó $Y'=0.4$

2.7. BOMBAS

Todas las disciplinas de ingeniería involucran el diseño mecánico de bombas esto se basa en la transferencia de energía al fluido en el procesos de bombeo.

El incremento de energía en el fluido bombeado está gobernado por la primera ley de la termodinámica y esta energía relacionada con el aumento de presión del fluido está gobernada por la segunda ley de la termodinámica.

Existen una gran variedad de tipos de bombas, cada una de estas tienen características específicas y comunes. Queda en el diseñador de procesos la libertad de elegir el tipo de bomba más adecuada, esta elección se basa en los requerimientos de la aplicación específica, caudal de trabajo, Head a vencer, factores económicos, etc. La figura N° 6 nos muestra una guía de selección.

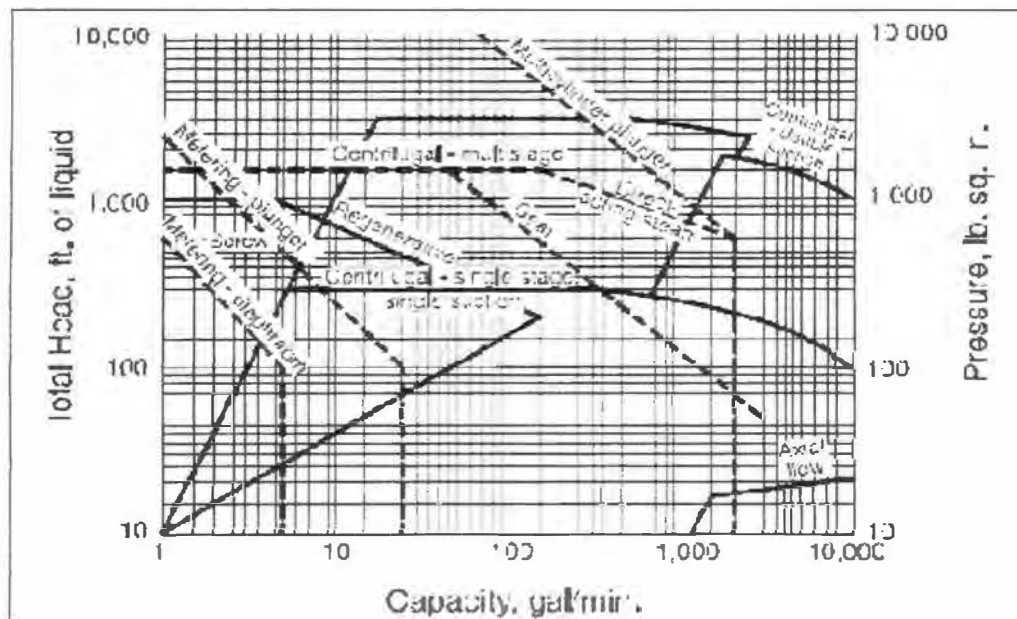


Figura N° 6. Guía de selección de bomba para rangos normales de operación

2.7.1 PRIMERA LEY DE LA TERMODINAMICA.

El head necesario proporcionado por una bomba está íntimamente relacionado con el proceso, depende de la energía en la que se encuentra el fluido y a qué nivel de energía (Presión, elevación y

velocidad) queremos llevarlo, así como también del diseño de tuberías y accesorios. Esta relación se representa matemáticamente con la ecuación de Bernoulli's. (Ecuación de conservación de energía).

$$\frac{P_a}{\rho \cdot g} + Z_a + \frac{\alpha_a \cdot \bar{V}_a^2}{2 \cdot g} + \frac{n \cdot W_p}{g} = \frac{P_b}{\rho \cdot g} + Z_b + \frac{\alpha_b \cdot \bar{V}_b^2}{2 \cdot g} + \Delta P \quad \text{Eq 34.}$$

2.7.2 POTENCIA REQUERIDA.

La potencia suministrada a la bomba desde una fuente externa se representa por P_{BOMBA} y se calcula a partir de la ecuación de Bernoulli's

$$P_{BOMBA} = \dot{m} \cdot W_p \quad \text{Eq 35.}$$

Donde: \dot{m} es el flujo másico.

2.7.3 SUCCIÓN POSITIVA NETA (NPSH).

En este punto es conveniente definir el NPSHA que viene hacer el NPSH disponible, el cual se determina con la diferencia de head en la boca de succión de la bomba y el head debido a la presión de vapor del fluido, a la temperatura disponible para la aplicación específica. Si se conoce el head de succión en la boca de ingreso de la bomba, el NPSHA se calcula según:

$$NPSHA = \frac{P_{in} - P_{vp}}{g \cdot \rho} + Z_{in} + \frac{V_{in}^2}{2 \cdot g} \quad \text{Eq 36.}$$

Y el NPSHR que viene hacer el NPSH requerido, el cual se determina como la diferencia de Head en la boca de succión de la bomba y el head debido a la presión de vapor del flujo a la temperatura requerida para

evitar la cavitación. El NPSHR es determinado en ensayos realizados por los fabricantes de la bomba usando generalmente agua como fluido.

La cavitación de la bomba produce ruido, daño en los empaques y disminuye el desempeño de la bomba. Usualmente se usa un margen de seguridad de 0.6 a 0.9 m (2 a 3 ft) de NPSHA por encima del NPSHR

2.8. ECONOMIA DE LOS PROCESOS

2.8.1 INVERSIÓN EN CAPITAL FIJO Y CAPITAL DE TRABAJO.

El concepto de inversión involucra dos términos completamente diferentes, uno se refiere a los costos que se incurren para construir el proyecto y el otro se refiere al capital necesario para garantizar el normal desarrollo del proceso productivo. El primero se llama inversión fija y el segundo se denomina capital de trabajo o capital circulante.

A. INVERSIÓN FIJA

Esta inversión permanece colocada durante toda la vida del proyecto y está compuesta por: estudios, equipos, maquinarias, terreno. Etc.

Durante la pre-operación se incurren en costos para la adquisición de bienes como por ejemplo: equipos, maquinarias, terreno, etc. Esta inversión se denomina Activo Fijo, la fracción de la inversión que no se identificara al final de la construcción se denomina Intangibles y está compuesto por los costos de estudios, asesorías, etc.

Tabla N°5 Elementos principales de la inversión Fija

Costos Directos (Activo Fijo)	
1	Costos de los equipos puestos en el terreno
2	Costo de instalación de los equipos
3	Costos en instrumentación
4	Tuberías y accesorios instalados
5	Material y equipo eléctrico.
6	Edificios y estructuras
7	Servicios
8	Terreno
Costos Indirectos (Intangibles)	
1	Ingeniería y supervisión
2	Asesorías
3	Utilidades del contratista
4	Contingencias
5	gastos de puesta en marcha

B. CALCULO DE LA INVERSIÓN FIJA.

En la industria de procesos existen tres métodos para estimar los precios de los equipos, estos son:

I. Método de los Índices de costos.

El índice de costo es el número que nos permite comparar el costo del presente con el de alguna fecha pasada.

$$\frac{I_j}{I_k} = \frac{IND_j}{IND_k} \quad \text{Eq 37.}$$

Donde: I_j e I_k son los costos de capital para los años j y k

IND_j e IND_k son los índices de costo de los años j y k.

Dentro de los principales índices utilizados en ingeniería química tenemos: El de Marshal y Swift, de Nelson y de Chemical engineering. Existen índices para diferentes equipos como: bombas, compresoras, intercambiadores de calor, torres empacadas, etc.

II. Método del exponente de capacidad

Este método es utilizado para utilizar el costo de unidades de proceso teniendo en cuenta la capacidad de la unidad. La regla indica que la relación entre las inversiones es directamente proporcional al tamaño del equipo elevado a un exponente m .

$$I_A = I_B \cdot (Q_A/Q_B)^m \quad \text{Eq 38.}$$

Donde: Q_A y Q_B son el tamaño o capacidad de A y de B respectivamente
 m es el exponente de capacidad

Tabla N°6 Exponentes de capacidad para bombas centrifugas

Material	Incremento de presión (atm)	Rango de potencia (Hp)	Exponente
Acero al carbono	< 9	0.1 - 25	0.04
Acero al carbono	< 9	25 - 400	0.65
Acero al carbono	> 17	may-00	0.31
Acero inox. 304	< 9	0.25 - 5	0.11
Acero inox. 304	< 9	5 - 100	0.40

III. Método de factores de costos.

Este método se utiliza para determinar el costo de inversión fija de una planta o unidad de proceso, el punto de partida y por lo tanto

indispensable es el costo de los equipos puestos en terreno, el resto de los componentes del capital fijo se determinan en función del costo de los equipos y de las características del proceso.

Los valores típicos promedios y el valor típico porcentual, de cada uno de los factores de costo en la industria de procesos, en función del costo de equipos (CE) se muestra en la tabla N° 7

Tabla N°7 Valores típicos promedio para la inversión fija en industria de Procesos

	<i>Valor Típico</i>	<i>Valor Típico %</i>
Costos directos		
1 Costo del equipo	100	23
2 Instalación	45	11
3 Instrumentación	13	3
4 Tuberías y accesorios	40	9
5 Instalaciones eléctricas	9	2
6 Edificios o obras civiles	25	6
7 Facilidades y servicios	56	13
8 Terreno	4	1
<i>Total directos</i>	<i>292</i>	<i>68</i>
Costos indirectos		
9 Supervisión e ingeniería	35	8
10 Costos de construcción	40	9
11 Utilidades del contratista	17	4
12 contingencias	43	10
<i>Total Indirectos</i>	<i>135</i>	<i>32</i>
Total Inversión en capital fijo	427	100

C. CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo es la inversión necesaria e indispensable para garantizar y asegurar el normal desarrollo del proceso productivo.

2.8.2 DEPRECIACIÓN DE ACTIVO FIJO

El activo fijo se deprecia excepto el terreno y los intangibles se amortizan, la depreciación no es un costo (salida de dinero) sino un cargo a los costos que se separa de los ingresos antes del cálculo del impuesto a la renta.

A. EFECTO DE LA DEPRECIACIÓN

La depreciación no implica ninguna salida de dinero de la empresa o proyecto sino todo lo contrario actúa como escudo tributario o escudo fiscal y su efecto real es disminuir el impuesto a la renta.

$$UN = (I - G - D) \cdot (1 - t)$$

$$FNF = UN + D - Inv$$

Reemplazando la primera ecuación en la segunda tenemos:

$$FNF = (I - G)(1 - t) + D \cdot t - Inv \quad \text{Eq 39.}$$

Donde: FNF : Flujo Neto de Fondos.

I : Ingresos

G : Gastos.

D : Depreciación.

t : Tasa tributaria

Inv : Inversión

En la ecuación N°39 se aprecia que el flujo neto de fondos FNF se incrementa con la depreciación, verificándose que ella no significa ingreso de dinero.

B. TIEMPO DE VIDA DE EQUIPOS Y UNIDADES DE PROCESO

Los diferentes componentes de una planta de procesos como son los equipos, maquinarias, obras civiles, muebles, etc. están caracterizados por el tiempo de vida proyectada (basado en la experiencia). El tiempo de vida de los diferentes componentes del capital fijo depende principalmente de:

- ⚡ Condiciones de operación: presión, temperatura, corrosión, etc.
- ⚡ Calidad y frecuencia de mantenimiento.
- ⚡ Grado de obsolescencia.

En una planta de procesos existe una gran diversidad de componentes de capital fijo, cada uno con su propia vida útil y sería complejo calcular la depreciación y valor en libros de cada uno de ellos, en evaluación de proyectos es conveniente considerar a toda la planta como una unidad para el cálculo.

C. MÉTODOS DE CÁLCULO DE DEPRECIACIÓN.

El capital fijo se deprecia desde su valor inicial (V_0) hasta su valor de rescate (V_s) durante los N años de operación, y se representa matemáticamente como:

$$V_s = V_0 - \sum_{j=1}^N D_j$$

- Donde:
- V_0 : valor inicial de capital fijo.
 - V_s : valor de rescate
 - N : número de años de operación
 - D : depreciación del capital fijo

Existen varios métodos de cálculo de la depreciación, entre los principales métodos tenemos:

I. Método de depreciación lineal.

En este caso se considera una depreciación constante y su cálculo es:

$$D = \frac{V_o - V_s}{N} \quad \text{Eq 40.}$$

II. Método de depreciación de la prima de los años

La depreciación calculada utilizando este método es directamente proporcional al número de años de operación que faltan por completar el horizonte de planeamiento.

$$\text{Prima} = \frac{N(N + 1)}{2}$$

$$D_K = \frac{N - K + 1}{\text{prima}} \cdot (V_o - V_s) \quad \text{Eq 41.}$$

Donde: D_K es la depreciación en un año K cualquiera.

III. Método de depreciación acelerada o declinante.

Este método asume que la razón anual de depreciación respecto al valor en libros del capital fijo del año anterior es una constante, en otras palabras, el cargo por concepto de depreciación durante el año K es una fracción (f) del valor en libros al final del período K-1

$$D_K = f \cdot V_{K-1} \quad \text{Eq 42.}$$

Donde: $f = 1 - (V_s/V_o)^{1/N}$

CAPITULO 3:

DESARROLLO Y RESULTADOS

3.1 PROBLEMA ESPECÍFICO

El problema específico es la pérdida del CH_2Cl_2 vapor en la reacción de síntesis de poliuretano. Como solución a este problema se presenta un proceso de recuperación basado en la técnica de Deshumidificación recuperando hasta en un 70% de CH_2Cl_2 .

Otro problema importante es la contaminación del medio ambiente por la emisión de CO_2 ya que la emisión de gases de la síntesis de poliuretano contiene: CH_2Cl_2 y CO_2 . Como solución a este problema se plantea el reemplazo del agua (causante de la generación de CO_2) por CH_2Cl_2 .

En nuestro caso la empresa de producción de espuma flexible de poliuretano emite CH_2Cl_2 vapor a razón promedio de 9.74 Kg/min para una determinada formulación, por un intervalo de tiempo de 3 a 4 horas generándose de 1.75 a 2.34 TM de CH_2Cl_2 . si el precio actual es de US\$ 0.53/Kg, esto implica que se está enviando a la atmósfera una cantidad de US\$ 927.5 a US\$ 1240 por producción de espuma.

3.2 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (PFD)

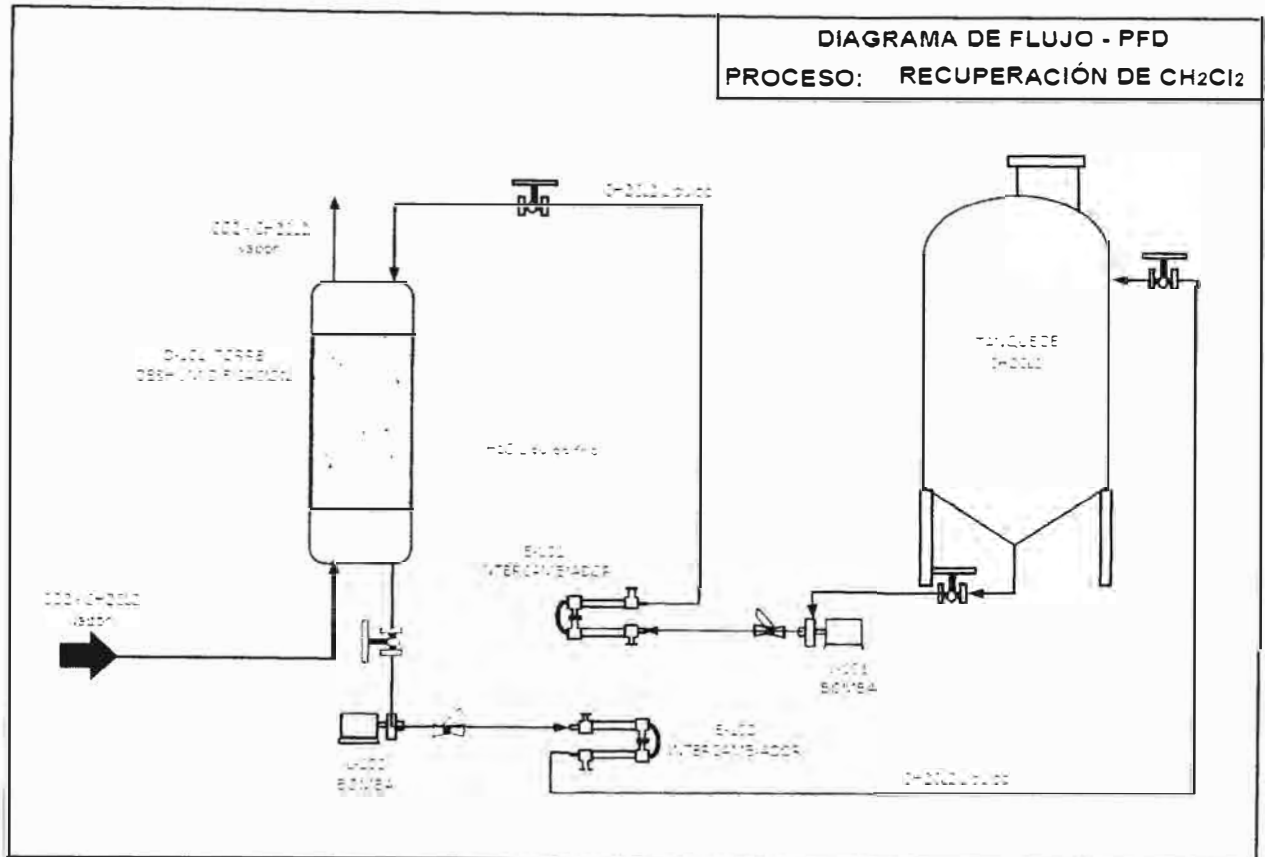


Figura N°7 Diagrama de flujo de proceso – recuperación de diclorometano

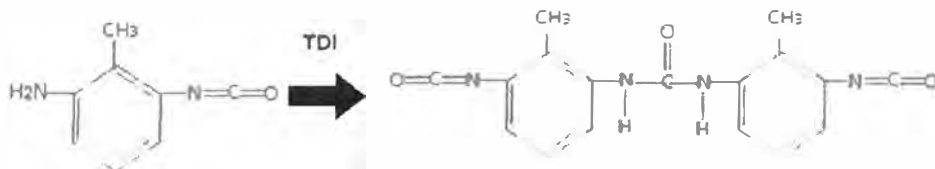
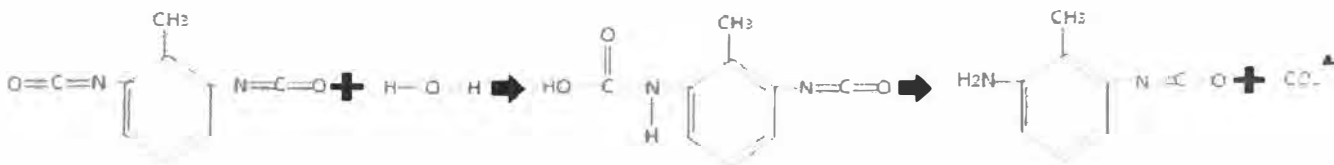
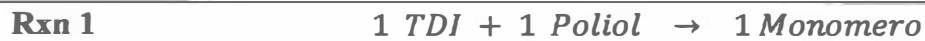
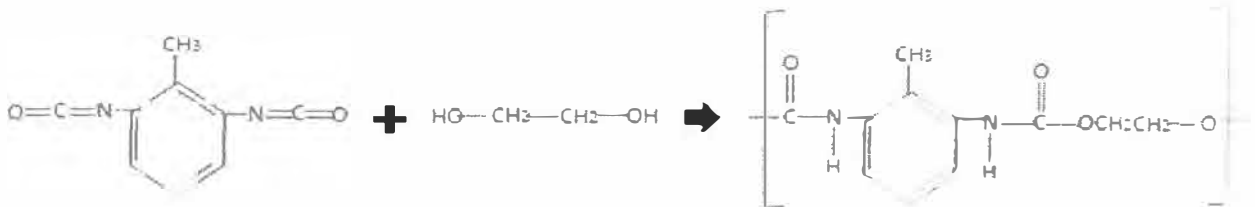
La figura N°7 muestra el circuito de recuperación de diclorometano que se propone. La mezcla de gases CO₂ gas y CH₂Cl₂ vapor, provenientes de la reacción de síntesis de espuma de poliuretano, ingresan al circuito a unas condiciones de presión igual a 1 atmosfera y temperatura promedio de 40 - 45°C. A estas condiciones ingresa a la torre empacada (D101) y en contracorriente se hace pasar CH₂Cl₂ líquido frío que se ha enfriado previamente a una temperatura de 10 °C en un intercambiador de calor de doble tubo (E-101) el CH₂Cl₂ proviene del tanque de almacenamiento que se encuentra a temperatura ambiente entre 20-23°C. Dentro de la torre la mezcla de gases alcanza su temperatura de rocío logrando condensar el CH₂Cl₂ vapor y ser arrastrada por el CH₂Cl₂ líquido frío que entra a contracorriente. La corriente líquida de salida de la torre es bombeada (L-102) al

tanque de almacenamiento. Mientras que la corriente gaseosa sale de la torre con menor cantidad de CH_2Cl_2 que con la que ingreso.

3.3. QUÍMICA DEL POLIURETANO.

3.3.1 REACCIONES DE SINTESIS.

Las reacciones en la síntesis de poliuretano son:



En las reacciones de síntesis de poliuretano es necesario definir los términos de Índice de TDI y el Índice de Expansión, los cuales se determinan experimentalmente. Y el número de OH de los polioles.

A. INDICE DE ISOCIANATO O INDICE DE TDI.

El índice de Isocianato o de TDI es la cantidad disponible para la rxn con el polioliol y con el agua ejm. Un Índice de 110 indica que hay un 10% en exceso de TDI disponible sobre la cantidad estequiométrica requerida por el polioliol y el agua.

Densidad Kg/m ³	Indice de TDI
13	119.0
14	116.5
15	114.5
16	113.0
17	112.4
18	111.8
19	111.2
20	110.6
21	110.0

fuente: Datos de fábrica

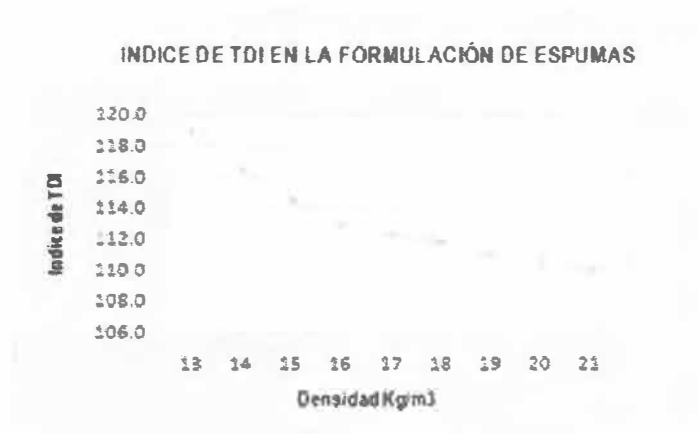


Figura N°8. Índice de TDI en la formulación de espumas

B. INDICE DE EXPANSIÓN.

El índice de expansión es el número equivalente de partes de agua por cada cien partes de polioliol. El índice de expansión relaciona tanto al agua como el CH₂Cl₂, este último se usa netamente como agente de expansión. La relación empírica entre la eficiencia de la expansión del agua y el CH₂Cl₂ es:

$$I. EXP = H_2O \text{ pphp} + \frac{CH_2Cl_2 \text{ pphp}}{9} \quad \text{Eq. 43}$$

Donde: Pphp es partes por cien de polioliol.

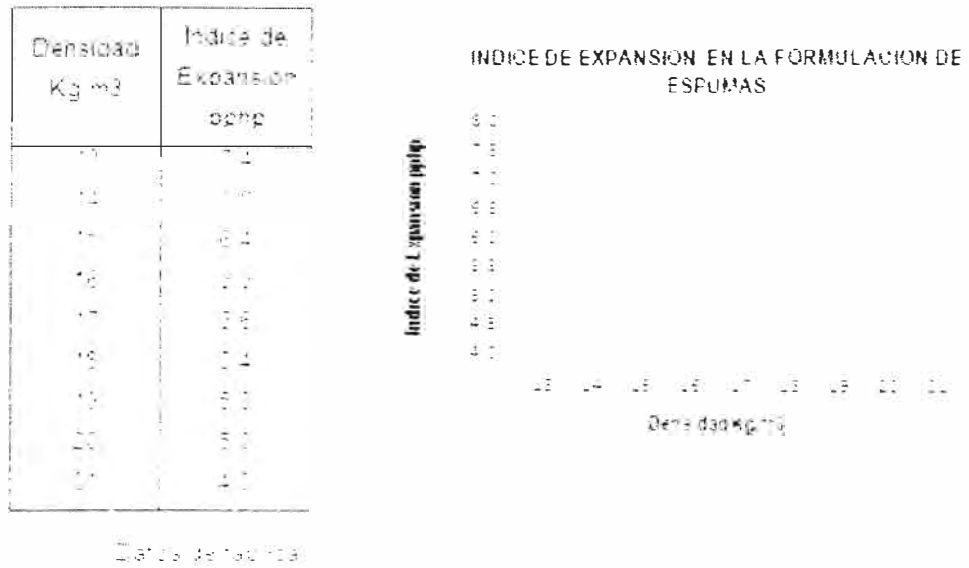


Figura N°9. Índice de expansión en la formulación de espumas

C. NÚMERO DE HIDROXILOS (N°OH)

El polirol que se usa comercialmente es una mezcla cuidadosamente formulada de glicoles (Alcoholes de elevado peso molecular 3000 - 3500), cuya característica utilizada en la formulación de Espuma de poliuretano flexible es el Número de hidroxilos.

El N°OH se define como el número de mg de KOH equivalente al contenido de OH en un gramo de polirol.

3.3.2 BALANCE DE MASA.

Para la producción de una espuma de poliuretano flexible de $D = 20$ Kg/m³ y con un polirol de N°OH = 56, se tiene los siguientes balances:

A. REACCIÓN TDI Y POLIOL

De la relación estequiometrica: (Ver Rxn 1)

$$N^{\circ} Eq - g_{TDI} = N^{\circ} Eq - g_{Poliol}$$

$$\frac{Peso_{TDI}}{PE_{TDI}} = \frac{Peso_{Poliol}}{PE_{Poliol}}$$

El requerimiento de TDI por parte de Polioli es:

$$Peso_{TDI} = \frac{PE_{TDI}}{PE_{Poliol}} \quad (I)$$

De la definición de PE (peso equivalente)

$$PE_{TDI} = \frac{PM_{TDI}}{\theta} = \frac{174}{2} = 87 \quad (II)$$

De la definición de $N^{\circ} OH$ se tiene:

$$N^{\circ} Eq - g_{KOH} = N^{\circ} Eq - g_{Poliol}$$

$$\frac{Peso_{KOH}}{PE_{KOH}} = \frac{Peso_{Poliol}}{PE_{Poliol}}$$

$$\begin{aligned} PE_{Poliol} &= \frac{Peso_{Poliol}}{Peso_{KOH}} \times PE_{KOH} = \frac{1 g}{N^{\circ}OH \times 10^{-3}g} \times \left(\frac{56}{1}\right) \\ &= \frac{56000}{N^{\circ}OH} \quad (III) \end{aligned}$$

Reemplazando (III) y (II) en (I)

El requerimiento de TDI por parte de Polioli es:

$$Peso_{TDI} = \frac{87}{56000} \times N^{\circ}OH = 0.001554 \times N^{\circ}OH \text{ por parte de polioli}$$

B. REACCIÓN TDI Y H₂O.

De la relación estequiometrica (Ver Rxn 2)

$$N^{\circ} Eq - g_{TDI} = N^{\circ} Eq - g_{H_2O}$$

$$\frac{Peso_{TDI}}{PE_{TDI}} = \frac{Peso_{H_2O}}{PE_{H_2O}}$$

El requerimiento de TDI por parte de H₂O es:

$$Peso_{TDI} = \frac{PE_{TDI}}{PE_{H_2O}}$$

$$Peso_{TDI} = \frac{87}{9} = 9.67 \text{ por parte de } H_2O$$

C. REQUERIMIENTO TOTAL

El Requerimiento total de TDI es igual a la suma del requerimiento para la reacción con el Polioli y el requerimiento para la reacción con el H₂O.

$$Peso \text{ Total }_{TDI} = 0.001554 \times N^{\circ}OH + 9.67 \quad (\alpha)$$

Para la producción de una espuma de $D=20 \text{ Kg/m}^3$ se tiene un índice de expansión igual 1. $EXP = 5 \text{ pphp}$ (ver figura N° 9)

Para determinar las cantidades de CH₂Cl₂ y H₂O se utiliza la Ecuación N° 43 y la combinación más adecuada que se obtiene de manera experimental tal que se cumpla con los requerimientos del cliente como de dureza, flexibilidad, confort, etc. En el producto final.

Por ejemplo para una concentración de 3 pphp H₂O (determinado de manera experimental – propio de fábrica) reemplazando en la ecuación N° 43

$$5 = 3 + \frac{\text{pphp } CH_2Cl_2}{9}$$

Se obtiene un requerimiento de CH₂Cl₂ igual a:

$$CH_2Cl_2 = 18 \text{ pphp}$$

El requerimiento de H₂O es:

$$H_2O = 3 \text{ pphp}$$

Reemplazando el requerimiento de H₂O y el N°OH del polirol en (α) tenemos:

$$\text{Peso Total}_{TDI} = 0.001554 \times (56) \times (100 \text{ pphp}) + 9.67 \times (3 \text{ pph})$$

$$\text{Peso Total}_{TDI} = 37.71 \text{ pphp}$$

Para una espuma de D=20Kg/m³ se tiene un Índice TDI = 110.6 (Ver figura N°8) por lo tanto el requerimiento real de TDI es,

$$\text{Peso Total}_{TDI} = 42.55 \times 1.106 = 47.11 \text{ pphp}$$

El cálculo de los requerimientos de los otros compuestos como siliconas, Octoato de estaño y aminas se determina de manera experimental (propio de fábrica).

Tabla N°8 Formulación de reactivos para la producción de poliuretano

FORMULACIÓN DE ESPUMA DE POLIURETANO FLEXIBLE	
D (Kg/m ³) =	20
IND TDI =	110.6
IND EXP =	5 pphp
Reactivo	pphp
Poliol	100.0 k
TDI	41.71 k
H ₂ O	3.00 k
CH ₂ Cl ₂	18.00 k
Total	162.71 k

El volumen total producido esta dado por:

$$V_{TOTAL} = v \times a \times h \times \Delta t$$

Dónde. v : Velocidad del transportador en la fábrica es de 2.20 m/seg.

a : Ancho del túnel en la fábrica es de 2m.

h : Altura del túnel en la fábrica es de 1m.

Δt : Tiempo de espumación por turno = 180 min/turno.

$$V_{TOTAL} = 2.20 \times 2 \times 1 \times 180 = 792 \text{ m}^3$$

$$P_{TOTAL} = 792 \text{ m}^3 \times 20 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 15840 \text{ kg}$$

Calculo del factor de proporcionalidad (k)

$$162.71 \text{ k} = 15840 \text{ kg}$$

$$k = 97.35 \text{ kg}$$

Tabla N°9 Requerimientos de reactivos en la producción de poliuretano

REQUERIMIENTO DE REACTIVOS		
D (Kg/m ³) =	20	
IND TDI =	110.6	
IND EXP =	5	pphp
Reactivo	Peso (Kg)	Flujo (Kg/min)
Poliol	9735.00	54.08
TDI	4060.47	22.56
H ₂ O	292.05	1.62
CH ₂ Cl ₂	1752.30	9.74
Total	15839.82	88.00

Para determinar la cantidad de CO₂ producido utilizamos la relación de estequiometría de la reacción entre el TDI y el H₂O

$$N^{\circ} \text{ mol } H_2O = N^{\circ} \text{ mol } CO_2$$

$$\frac{\text{Peso}_{H_2O}}{PM_{H_2O}} = \frac{\text{Peso}_{CO_2}}{PM_{CO_2}}$$

$$\frac{292.05}{18} = \frac{\text{Peso}_{CO_2}}{44}$$

$$\text{Peso}_{CO_2} = 713.9 \text{ kg}$$

Para un Δt de 180 min/turno se tiene un flujo de CO₂ = 4.0 kg/min

3.3.3 BALANCE DE ENERGÍA.

El reactivo limitante de las reacciones Rxn 1 y Rxn 2 son el Polirol y el agua respectivamente.

Tabla N°10 calores de reacción en la producción de espuma de poliuretano

Δt (min) =		180				
Reactivo	Flujo (Kg/min)	Peso (kg)	PM (g/mol)	N° Kmol	ΔH (Kj/mol)	ΔH TOTAL (Mj)
Poliol	54.08	9734.4	3000	3.2	100.43	325.04
H ₂ O	1.62	291.6	18	16.2	195.78	3187.84
						3513.87

Las reacciones Rxn 1 y Rxn 2 son exotérmicas y en nuestro caso se libera 3513.87 MJ. Esta energía en parte es absorbida por el CH₂Cl₂, por el CO₂ y el resto por la mezcla de poliuretano que se está produciendo.

$$Q \text{ de reacción} = Q \text{ absorbido CH}_2\text{Cl}_2 + Q \text{ absorbido CO}_2 + Q \text{ absorbido Espuma}$$

CALOR QUE ABSORBE EL CH ₂ CL ₂			CALOR QUE ABSORBE EL CO ₂		
Tin (°C) =	20		Tin (°C) =	20	
Tebu (°C) =	40		Tout (°C) =	45	
Tout (°C) =	45		Peso (Kg)=	714	
Peso (Kg)=	1752.3				
Fase	Cp. (Kj/Kg °C)	Q (Kj)	Fase	Cp. (Kj/Kg °C)	Q (Kj)
Líquido	1.068	37429.13	Vapor	0.851	15190.35
Vapor	0.52	4555.98			
			Q TOTAL (Mj)		15.19
C. Fase	Δ_{vap} (Kj/Kg)	Q (Kj)			
Evaporación	300.54	526636.24			
			Q TOTAL (Mj)		568.62

Nota: Los calores de vaporización y los calores específicos de las sustancias se obtienen de los apéndices 1, 2 y 3

3.4. DISEÑO DE LAS UNIDADES DE PROCESO

3.4.1 EQUILIBRIO CH₂Cl₂(vapor) – CO₂ (gas)

El CH₂Cl₂ ejerce una presión en el equilibrio la cual es la presión de vapor; esta presión ejercida depende solo de la temperatura, toda curva de presión es única para cada sustancia, la clasificación de las sustancias si es un gas o vapor depende de las condiciones críticas de las sustancias.

Tabla N°11 datos críticos del CH₂Cl₂ y el CO₂

Item	Compuesto	Masa molar	Tc (°K)	Pc (bar)	Vc (cm ³ /mol)	Zc
A	CH ₂ Cl ₂	84.932	510	60.8	185	0.265
B	CO ₂	44.01	304.2	73.83	94	0.274

Para el problema específico tenemos las siguientes condiciones, una mezcla de vapor-gas de CO₂-CH₂Cl₂ a una T=42°C y P=1 atm.

El CO₂ tiene una temperatura crítica de 31°C, a todas las sustancias con una temperatura superior a la temperatura crítica se conoce como un gas y no se licuará a pesar de lo elevada que sea la presión que se le imponga. El CH₂Cl₂ tiene una temperatura crítica de 237°C y una temperatura de ebullición de 40°C, esta sustancia recibe el nombre vapor y es fácilmente licuable a las condiciones específicas del problema.

Por lo antes expuesto el CO₂ se considera un gas y es prácticamente insoluble en el CH₂Cl₂ líquido a las condiciones de presión y temperatura del problema específico.

Para el cálculo de las presiones de vapor utilizamos la ecuación de Antoine.

Tabla N°12 Constantes de Antoine para el CH₂Cl₂ y el CO₂

Item	Compuesto	Constante de Antoine		
		A	B	C
A	CH ₂ Cl ₂	14.5014	2738.55	-36.9972
B	CO ₂	15.3768	1956.25	-2.1117

La humedad absoluta saturada a T=40°C y P=1 atm es: (de la Eq 2.)

$$Y' = \frac{97.4}{101 - 97.4} \times \frac{84.932}{44.01} = 52.21 \text{ Kg de CH}_2\text{Cl}_2/\text{Kg de CO}_2$$

Tabulando y graficando la humedad absoluta para diversas temperaturas se obtiene la carta psicrométrica del sistema CH₂Cl₂- CO₂ representada en la figura N°10.

En la reacción de síntesis de poliuretano el consumo de CH₂Cl₂ y la formación de CO₂ son: (Ver el punto 3.2.2. Balance de masa)

$$\dot{m}_1 \text{CH}_2\text{Cl}_2 = 9.74 \text{ Kg/min}$$

$$\dot{m}_1 \text{CO}_2 = 4 \text{ Kg/min}$$

De la Eq 1: $Y'_1 = 9.74/4 = 2.44 \text{ Kg de CH}_2\text{Cl}_2/\text{Kg de CO}_2$

En la figura N°10 el punto P1 (Y'₁=2.44 kg de CH₂Cl₂ /kg de CO₂) representa la condición de entrada y el punto P2 es la condición final después del proceso de Deshumidificación y cuya humedad absoluta a condiciones de saturación es de Y'₂=0.78 kg de CH₂Cl₂ /kg de CO₂ por lo tanto el flujo másico de diclorometano a la salida de la torre empacada es:

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_G \cdot Y'_2 = 4 \times 0.78 = 3.12 \text{ kg de } CH_2Cl_2/\text{min}$$

$$\% \text{ recuperación} = \frac{\dot{m}_1 - \dot{m}_2}{\dot{m}_1} \cdot 100\% = \frac{9.74 - 3.12}{9.74} \times 100\% = 68\%$$

Tabla N°13 Presiones de vapor del CH_2Cl_2 a diferentes temperaturas

T (°C)	Pvp (Kpa)	100% Y's	75% Y'	50% Y'	25% Y'
-40	1.7	0.03	0.02	0.02	0.01
-35	2.4	0.05	0.04	0.02	0.01
-30	3.3	0.07	0.05	0.03	0.02
-25	4.6	0.09	0.07	0.05	0.02
-20	6.2	0.13	0.09	0.06	0.03
-15	8.2	0.17	0.13	0.09	0.04
-10	10.8	0.23	0.17	0.12	0.06
-5	14.1	0.31	0.23	0.16	0.08
0	18.1	0.42	0.32	0.21	0.11
5	23.1	0.57	0.43	0.29	0.14
10	29.1	0.78	0.58	0.39	0.19
15	36.3	1.08	0.81	0.54	0.27
20	44.9	1.54	1.16	0.77	0.39
25	55.1	2.32	1.74	1.16	0.58
30	67.1	3.82	2.87	1.91	0.96
35	81.1	7.88	5.91	3.94	1.97
40	97.4	52.21	39.16	26.11	13.05

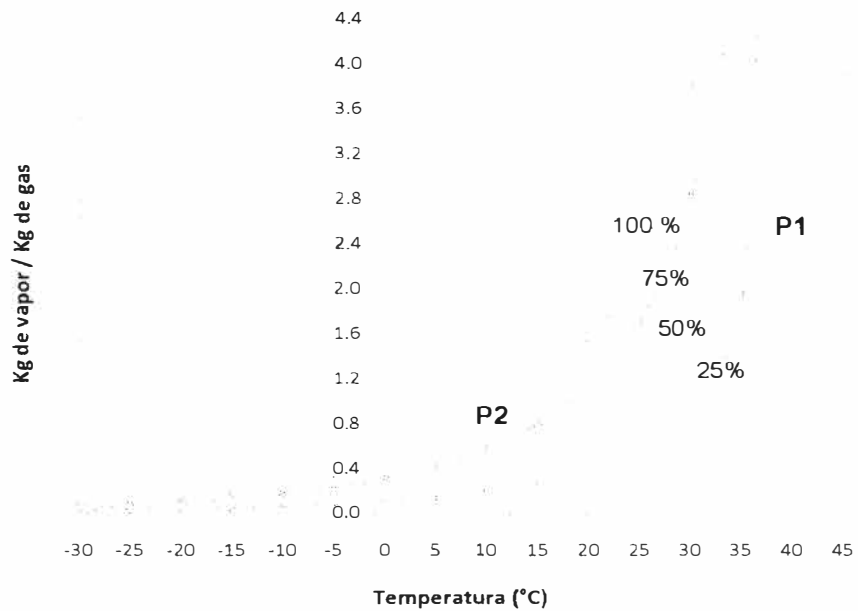


Figura N°10 Carta Psicrométrica del CH₂Cl₂ – CO₂

RESULTADOS

Nombre	CH ₂ Cl ₂ - CO ₂
Orientación de proceso	Por la Torre empacada
INGRESO	P1
Fase	Mezcla Vapor-Gas
m CH ₂ Cl ₂ (kg/s)	0.162
m CO ₂ (kg/s)	0.067
Presión (Kpa)	101
Temperatura (°C)	40
Y' ₁ (Kg CH ₂ Cl ₂ /Kg CO ₂)	2.44
SALIDA	P2
Fase	Mezcla Vapor-Gas
m CH ₂ Cl ₂ (kg/s)	0.052
m CO ₂ (kg/s)	0.067
Presión (Kpa)	101
Temperatura (°C)	10
Y' ₂ (Kg CH ₂ Cl ₂ /Kg CO ₂)	0.78

3.4.2. DESHUMIDIFICACIÓN EN TORRES EMPACADAS

El contacto de la mezcla $\text{CH}_2\text{Cl}_2\text{-CO}_2$ con CH_2Cl_2 líquido frío produce la condensación del vapor (CH_2Cl_2). El contacto íntimo de fases se lleva a cabo en una torre empacada, a continuación se desarrollan los cálculos para determinar el requerimiento de CH_2Cl_2 líquido frío y las dimensiones de la torre empacada. Considerando que el flujo de la mezcla vapor-gas ingresara por el fondo de la torre y el líquido frío de CH_2Cl_2 ingresa a contracorriente por la parte superior de la misma.

Para la mezcla Vapor (A)-Gas (B) que ingresa a la torre:

El peso molecular promedio es:

$$\bar{M}_1 = \frac{1 + Y'_1}{\frac{1}{M_B} + \frac{Y'_1}{M_A}} = \frac{(1 + 2.44)}{(1/44.01 + 2.44/84.932)} = 66.86$$

La densidad (de la Eq. de gases ideales):

$$\rho_1 = \frac{P \bar{M}_1}{R T_1} = \frac{1 \times 66.86}{0.0821 \times 313} = 2.59 \text{ kg/m}^3$$

La viscosidad es: $\mu_1 = 12.5 \times 10^{-6} \text{ pa.s}$

Para la mezcla Vapor (A)-Gas (B) a la salida de la torre:

El peso molecular promedio es:

$$\bar{M}_2 = \frac{1 + Y'_2}{\frac{1}{M_B} + \frac{Y'_2}{M_A}} = \frac{(1 + 0.78)}{(1/44.01 + 0.78/84.932)} = 55.78$$

La densidad (de la Eq. de gases ideales):

$$\rho_2 = \frac{P \bar{M}_2}{R T_2} = \frac{1 \times 58.71}{0.0821 \times 283} = 2.39 \text{ kg/m}^3$$

La viscosidad es: $\mu_2 = 12.8 \times 10^{-6} \text{ pa.s}$

Nota:

Las viscosidades de cada uno de los componentes se calculan según el apéndice 5 o el apéndice 6 sea gas o líquido respectivamente y para el cálculo de la viscosidad de la mezcla se utiliza un promedio ponderado

A. DIAMETRO DE LA TORRE EMPACADA:

De las ecuaciones para las coordenadas de la Figura N°3. Primero se debe elegir una razón de L'/G' para iniciar los cálculos esta razón debe ser tal que los resultados posteriores sean lógicos, segundo debemos elegir la zona de la torre donde se concentre mayor cantidad de flujo másico ya que en esta zona se determina el diámetro necesario y por último se debe considerar una caída de presión por metro de empaque en la torre, comúnmente para el caso de Deshumidificación se considera una caída de presión de 200 Pa / m de empaque.

Supongamos un $L'/G' = 8$ y en el caso de Deshumidificación la zona donde se concentra el mayor flujo másico es la zona inferior de la torre.

El líquido frío que pasa por la torre empacada es el CH_2Cl_2 y para el diseño tiene una temperatura de 10°C con una densidad de 1365.39 Kg/m^3 (apéndice 4)

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_{G1}}{\rho_L - \rho_{G1}} \right)^{0.5} = 8 \left(\frac{2.59}{1365.39 - 2.59} \right)^{0.5} = 0.35$$

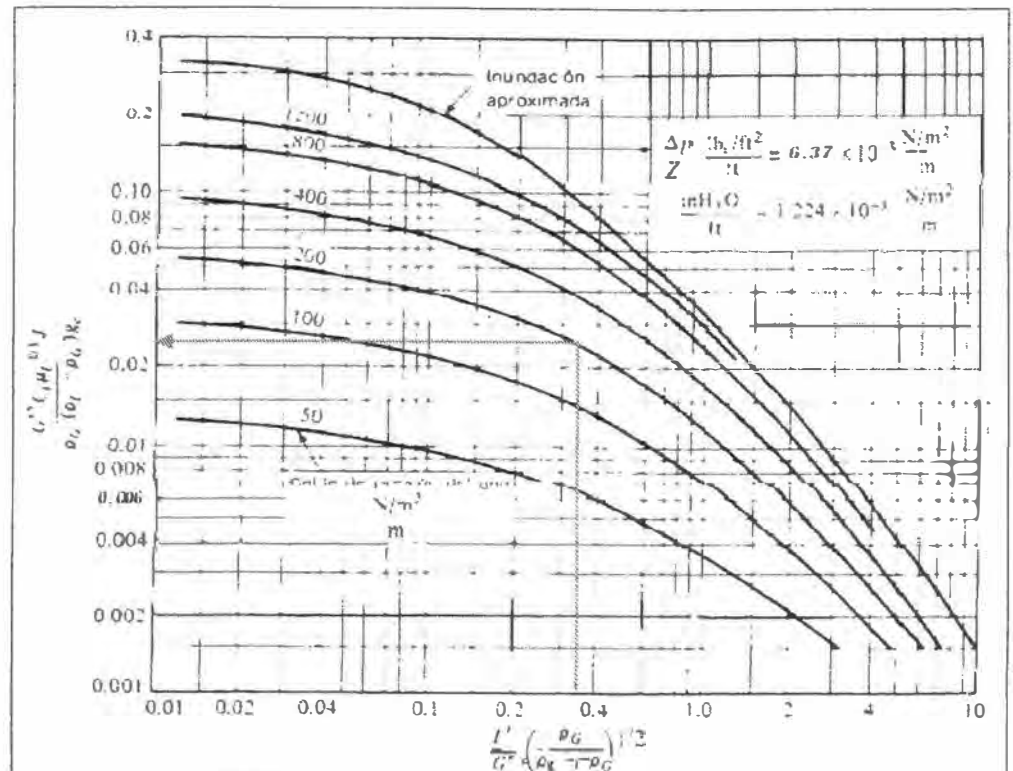


Figura N°11 Curva de inundación y recarga de torres empacadas

De la gráfica el valor de la ordenada es de 0.025 aproximadamente, de la ordenada despejamos G' (en unidades de Kg/s/m^2)

$$G'_1 = \left(0.025 \left(\frac{\rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G)}{C_f \cdot \mu_L^{0.1}} \right) \right)^{0.5}$$

$$G'_1 = \left(0.025 \times \frac{2.59 \times (1346.2 - 2.59)}{155 \times (4.89 \times 10^{-4})^{0.1}} \right)^{0.5} = 1.097 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Donde C_f es una constante del empaque, para anillos rasching de $\phi = 1''$ es 155 (ver tabla N°1). La densidad del líquido ρ_L y la viscosidad μ_L son los valores promedios para un rango de operación de 10 a 40 °C.

A partir del valor de G'_1 y conociendo el valor del flujo de masa G_1 se puede determinar el diámetro requerido de la torre.

$$\phi = \sqrt{\frac{4 G_1}{G'_1 \pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.2305}{1.097 \times \pi}} = 0.52 \text{ m}$$

Utilizando un diámetro más comercial:

$$\phi = 0.60 \text{ m} \approx 24''$$

Área transversal de la torre:

$$S = \frac{\pi}{4} \times \phi^2 = \frac{\pi}{4} \times 0.60^2 = 0.283 \text{ m}^2$$

Valor corregido de G'_1 :

$$G'_1 = 4 G_1 / \pi \phi^2 = 4 \times 0.2305 / \pi \times 0.60^2 = 0.814 \text{ kg/sm}^2$$

Valor de L'_1 :

$$L'_1 = 8 G'_1 = 8 \times 0.814 = 6.512 \text{ kg/sm}^2$$

B. BALANCE DE MASA GLOBAL CH_2Cl_2 :

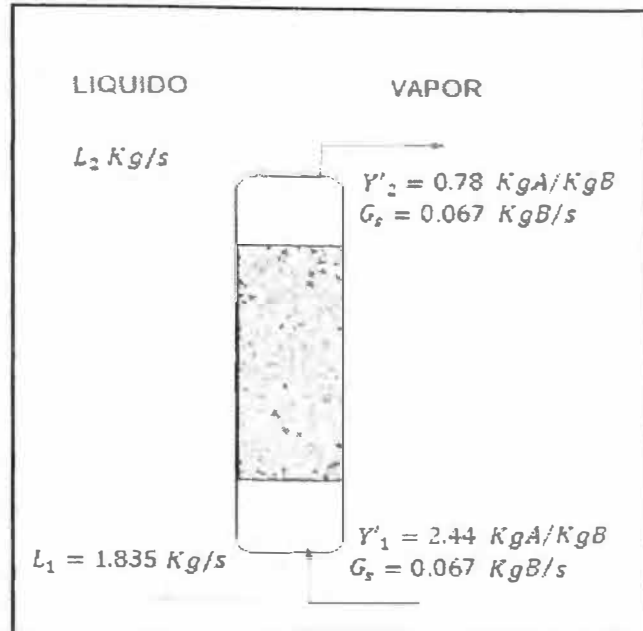


Figura N°12 Balance de masa global en la columna de relleno

$$L_2 + Y'_1 \times G_s = L_1 + Y'_2 \times G_s$$

$$L_2 + 2.44 \times 0.067 = 1.835 + 0.78 \times 0.067$$

$$L_2 = 1.724 \text{ kgA/seg}$$

C. BALANCE DE ENERGÍA:

Temperatura de referencia para el cálculo de entalpías $T_o = 10^\circ\text{C}$

Calor latente de vaporización del CH_2Cl_2 es: $H_{VAP} = 316.08 \text{ Kj/KgA}$

(El calor latente se calcula según el apéndice 1)

Mezcla Vapor(A)-Gas (B) a la entrada ($T_1 = 40^\circ\text{C}$):

Calor húmedo de la mezcla (De la Eq 3.)

$$C_{S_1} = C_{B1} + Y'_{1} \cdot C_{A1} = 0.861 + 2.44 \times 0.518$$

$$C_{S_1} = 2.125 \text{ Kj para mezcla/Kg de } B^{\circ}C$$

Entalpia de la mezcla (De la Eq 4)

$$H_1 = C_{S_1}(T_1 - T_o) + Y'_{1} \cdot H_{VAP} = 2.125 \times (40 - 10) + 2.44 \times 316.08$$

$$H_1 = 834.985 \text{ Kjmezcla/KgB}$$

Mezcla Vapor(A)-Gas (B) a la salida ($T_2 = 10^{\circ}C$):

Calor húmedo de la mezcla (De la Eq 3.)

$$C_{S_2} = C_{B2} + Y'_{2} \cdot C_{A2} = 0.833 + 0.78 \times 0.495$$

$$C_{S_2} = 1.211 \text{ Kj para mezcla/Kg de } B^{\circ}C$$

Entalpia de la mezcla (De la Eq 4.)

$$H_2 = C_{S_2}(T_2 - T_o) + Y'_{2} \cdot H_{VAP} = 1.368 \times (15 - 10) + 0.78 \times 316.08$$

$$H_2 = 246.352 \text{ Kjmezcla/KgB}$$

Para el CH_2Cl_2 liquido $C_p = 1.068 \text{ Kj/Kg } ^{\circ}C$

Nota: Los calores específicos de las sustancias se calculan según el apéndice 2 o apéndice 3 sea liquido o gas respectivamente y se utiliza el valor promedio para el rango de operación de 10 a $40^{\circ}C$.

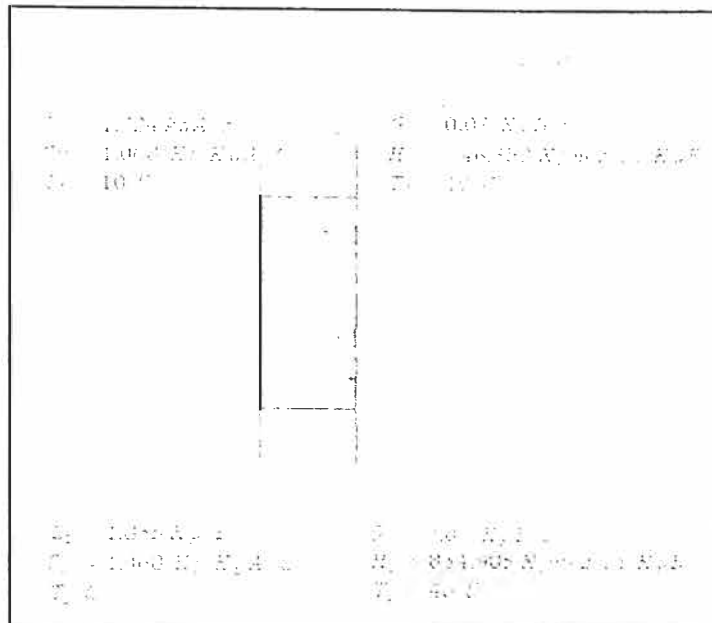


Figura N°13 Balance de energía global en la columna de relleno

$$L_2 \cdot Cp \cdot (T_2 - T_0) + H_1 \cdot Gs = L_1 \cdot Cp \cdot (T_1 - T_0) + H_2 \cdot Gs$$

$$1.724 \times 1.068 \times (10 - 10) + 834.985 \times 0.07 \\ = 1.835 \times 1.068 \cdot (T_1 - 10) + 246.352 \times 0.07$$

$$T_1 = 30^\circ C \text{ Temperatura del } CH_2Cl_2 \text{ a la salida de la columna empacada}$$

D. CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA EN EL FONDO DE LA TORRE.

El cálculo de los coeficientes transferencia de masa y calor se realiza en la zona donde el diámetro calculado es mayor, en el caso de deshumidificación esto se da en los fondos de la torre. Para empaque de Anillos rasching de $\phi = 1 \frac{1}{2}$ " los cálculos son los siguientes:

FASE LÍQUIDA ($T_1=30\text{ }^\circ\text{C}$):

Flujo:

$$L_1 = 1.835 \text{ Kg/s}$$

$$L'_1 = 9,344 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$L_{M1} = 0.110 \text{ Kmol/m}^2\text{s}$$

Propiedades:

$$\rho_1 = 1322.98 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_1 = 0.00044 \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$Cp_1 = 1.075 \text{ Kj/kg}^\circ\text{C}$$

$$K_1 = 0.146 \text{ w/m}^\circ\text{C}$$

Número de Prandtl:

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{K} = \frac{1.075 \times 0.00044}{0.146} \times 1000$$

$$Pr = 3.24$$

Número de Schmidt:

$$Sc = \frac{\mu}{D \cdot \rho} = \frac{0.00044}{3 \times 10^{-9} \times 1322.98}$$

$$Sc = 110.86$$

De los datos de la tabla N°3 tenemos:

$$ds = 0.0356$$

$$\beta = 1.508 \cdot ds^{0.376} = 0.43$$

$$\varphi_{LTW} = \frac{(2.09 \times 10^{-6})(737.5 \times L'_1)^\beta}{ds^2} = 0.0632 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\varphi_{LSW} = \frac{2.47 \times 10^{-4}}{ds^{1.21}} = 0.0140 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\varphi_{LOW} = \varphi_{LTW} - \varphi_{LSW} = 0.0616 - 0.0086 = 0.0492 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

De los datos de la tabla N°2

$$m = 68.2$$

$$n = 0.0389 \cdot L'_1 - 0.0793 = 0.174$$

$$p = -0.47$$

I. Área interfacial

Para soluciones acuosas Eq. 13

$$a_{AW} = m(808 \cdot G'_1 / \rho_{G1}^{0.5})^n L'_1{}^p = 80.57 \text{ m}^2 / \text{m}^3$$

Para soluciones no acuosas Eq. 14

$$a_A = a_{AW} \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{Low}} = 91.29 \frac{0.0359}{0.0492} = 58.77 \text{ m}^2 / \text{m}^3$$

El área interfacial calculada antes es para los casos donde la fase gas es soluble en la fase líquido típica de las operaciones de absorción y desorción.

Y cuando el contacto de la fase gas-vapor se realiza con un líquido puro considerando que el gas es insoluble en la fase líquida el área interfacial se calcula de la siguiente manera:

$$a_V = 0.85 a_A \frac{\varphi_{LT}}{\varphi_{LO}} = 56.64 \text{ m}^2 / \text{m}^3$$

II. Coeficiente de transferencia de calor.

Para anillos rasching y las sillas de berl, Shulman y colaboradores establecieron la naturaleza de los coeficientes del área libre de transferencia de masa K_G , estas ecuaciones también se pueden usar análogamente para el caso de transferencia de calor, por lo tanto el coeficiente para la fase líquida se calcula a partir de la Eq. 12:

$$h_L = 25.1 \frac{K_1}{ds} \left(\frac{ds \cdot L'_1}{\mu_1} \right)^{0.45} Pr^{0.5} = 3102.38 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

El coeficiente volumétrico correspondiente es:

$$h_L \cdot a_V = 3102.38 \times 56.64 = 175703.58 \text{ w/m}^3\text{°C}$$

FASE VAPOR ($T_1=40 \text{ °C}$):

Flujo:

$$G_1 = 0.229 \text{ Kg/s}$$

$$G_s = 0.067 \text{ Kg/s}$$

$$G'_1 = 1.168 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$G'_{M1} = 0.017 \text{ Kmol/m}^2\text{s}$$

$$Y'_1 = 2.44 \text{ KgA/KgB}$$

Propiedades:

$$\rho_1 = 2.59 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_1 = 0.0000125 \text{ Pa.s}$$

$$Cs_1 = 2.125 \text{ Kjmezcla/kgB°C}$$

$$Cp_1 = \frac{Cs_1}{1+Y'_1} = 0.618 \text{ Kjmezcla/kg°C}$$

$$K_1 = 0.00985 \text{ w/m°C}$$

$$D_{AB} = 0.0000064 \text{ m}^2/\text{s}$$

Número de Prandtl:

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{K} = \frac{0.618 \times 0.0000125}{0.00985} \times 1000$$

$$Pr = 0.78$$

Número de Schmidt:

$$Sc = \frac{\mu}{D \cdot \rho} = \frac{0.0000125}{0.0000064 \times 2.59}$$

$$Sc = 0.75$$

De la tabla N°1 $\varepsilon = 0.73$ el espacio vacío de operación está dado por:

$$\varepsilon_{LO} = \varepsilon - \varphi_{LTW} = 0.73 - 0.0632 = 0.667$$

I. Coeficiente de transferencia de masa

Para anillos rasching y sillas de berl el coeficiente de la fase gaseosa esta dado por la Eq. 10:

$$F_G = 1.195 \frac{G'_{M1}}{Sc^{2/3}} \cdot \left(\frac{ds \cdot G'_1}{\mu_1 \cdot (1 - \varepsilon_{LO})} \right)^{-0.36} = 0.00073 \text{ Kmol/m}^2\text{s}$$

El coeficiente volumétrico correspondiente es:

$$F_G \cdot a_V = 0.00073 \times 56.64 = 0.041 \text{ Kmol/m}^3\text{s}$$

II. Coeficiente de transferencia de calor

Análogamente al coeficiente de transferencia masa calculamos el coeficiente de transferencia de calor:

$$h_G = 1.195 \cdot \frac{Cp_1 G'_1}{Pr^{2/3}} \left(\frac{ds \cdot G'_1}{\mu_1 \cdot (1 - \varepsilon_{LO})} \right)^{-0.36} = 29.21 \frac{w}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

El coeficiente volumétrico correspondiente es:

$$h_G \cdot a_V = 29.21 \times 56.64 = 1654.56 \text{ w/m}^3\text{ }^\circ C$$

E. RELACIONES FUNDAMENTALES

Temperatura interfacial asumida: 29.8 °C

A esta temperatura la humedad de saturación es: $Y'_i = 3.82 \text{ kgA/kgB}$

De la Eq N°6. Gradiente de humedad:

$$\frac{dY'}{dZ} = -\frac{84.932 \times 0.04107}{0.237} \cdot \ln \left(\frac{2.44 + \frac{84.932}{44.01}}{2.32 + \frac{84.932}{44.01}} \right)$$

$$\frac{dY'}{dZ} = -0.43 (\text{kgA/kgB})/m$$

De la Eq N°8. Coeficiente volumétrico para la fase gaseosa ($h'_G a_H$):

$$h'_G a_H = -\frac{0.237 \times 518 \times (-0.43)}{1 - e^{0.237 \times 518 \times (-0.43)/1654.56}} = 1680.75 \text{ w/m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

De la Eq N° 7. Gradiente de temperatura (dT_G/dZ):

$$\frac{dT_G}{dZ} = -\frac{1680.75 \times (40 - 29.8)}{0.237 \times 2125} = -34.21 \text{ } ^\circ\text{C}/m$$

De la Eq N°5. Temperatura de interface (T_i):

$$T_i = T_l - \frac{G'_S \{C_S \cdot (dt_G/dZ) + A \cdot (dY'/dZ)\}}{G'_S \cdot C_{A,L} (dY'/dZ) - h_L a_H}$$

Calculando **A** que está adentro del corchete.

$$A = [C_A \cdot t_G - C_{A,L} \cdot t_L + (C_{A,L} - C_A)T_0 + H_{O_{vup}}]$$

$$518 \times 40 - 1075 \times 29 + (1075 - 518) \times 10 + 316.08 \times 1000$$

$$A = 3.10 \times 10^5 \text{ j/kg}$$

Reemplazando valores en la ecuación N°5:

$$T_i = 30 + \frac{0.237\{2125.(-34.21) + [3.10 \times 10^5].(-0.43)\}}{0.237 \times 1075(-0.43) - 175703.58} = 30.3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La temperatura interfacial calculada (30.3°C) que es muy cercana a la temperatura interfacial asumida (29.8°C) por tanto el valor asumido es adecuado para los cálculos.

Ahora se escoge un adecuado y pequeño decremento de temperatura del gas para el cálculo de las gradientes: $\Delta T_G = -2^\circ\text{C}$

Utilizando el gradiente de temperatura dT_G/dZ tenemos:

$$\Delta Z = \frac{\Delta T_G}{dT_G/dZ} = \frac{-2}{-34.21} = 0.06\text{m}$$

La temperatura en la fase gaseosa a esta altura es:

$$T_G = T_{G1} \text{ (a } Z=0) + \Delta T_G = 40 - 2 = 38^\circ\text{C}$$

La humedad a esta nueva altura es:

$$Y' = Y' \text{ (a } Z = 0) + \frac{dY'}{dZ} \Delta Z = 2.44 + (-0.43) \times 0.06 = 2.42 \text{ KgA/KgB}$$

Con los datos de Temperatura y humedad a este nuevo nivel se vuelve a calcular la temperatura interfacial, la gradiente de humedad, la

gradiente de temperatura y el coeficiente volumétrico. Utilizando las ecuaciones desde la Eq N°5 hasta la Eq N°8. El proceso se repite hasta que la temperatura de la mezcla vapor-gas alcance los 10°C.

Desarrollando todos los cálculos se tiene la altura total del empaque, el cual es: $\sum \Delta z = 2.30 \text{ m} \approx 90 \text{ pulg}$. Y el diámetro requerido es $\phi = 0.60 \text{ m}$, una $\sum \Delta z$ o $Z = 2.30 \text{ m}$ es relativamente pequeño lo que nos demuestra la efectividad de este tipo de operación en nuestro caso. Las iteraciones de los cálculos se muestran en la Tabla N°14

Tabla N°14. Resultados de la Deshumidificación en la columna empacada

T (°C)	Y' (KgA/KgB)	Ti (°C)	ΔT (°C)	ΔZ (m)
40	2.44	29.8	-2	0.06
38	2.42	29.8	-2	0.07
36	2.39	29.5	-2	0.08
34	2.37	29.0	-2	0.12
32	2.35	29.0	-2	0.20
30	2.33	28.1	-2	0.17
28	2.31	25.0	-2	0.17
26	1.80	24.0	-2	0.18
24	1.55	20.0	-2	0.15
22	1.55	20.0	-2	0.20
20	1.40	18.0	-2	0.18
18	1.09	15.0	-2	0.17
16	1.02	14.0	-2	0.15
14	0.80	11.0	-2	0.20
12	0.79	10.0	-2	0.20
10	0.78	10.0	-2	0.00
$\sum \Delta Z$				2.30

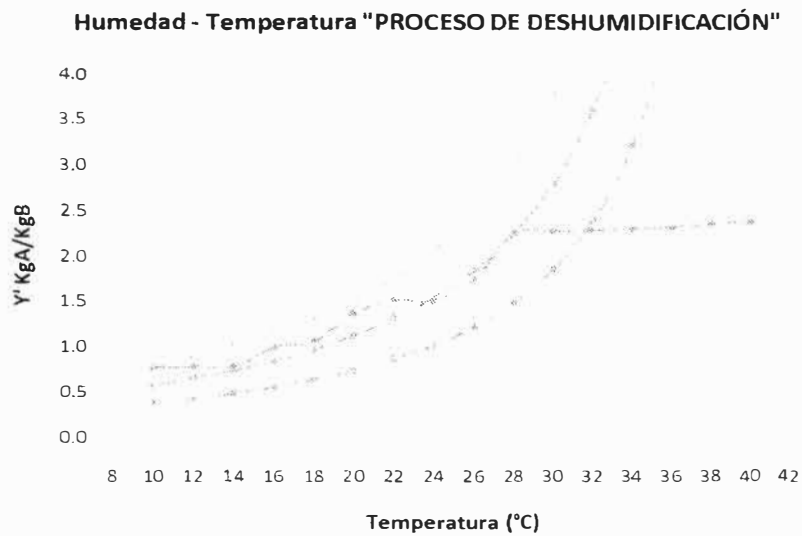


Figura N°14 Proceso de Deshumidificación Humedad Vs Temperatura.

RESUMEN

	Columna deshumidificadora D101		Esquema	
Fase	Mezcla Vapor - Gas			
Nombre	CH ₂ Cl ₂ (v) - CO ₂ (g)			
Stream	1	2		
Temperatura (°C)	40	10		
Presión (Mpa)	0.101	0.100		
Flujo másico (Kg/s)	0.229	0.119		
Flujo volumétrico (m ³ /s)	0.097	0.050		
Entalpía (Kj/kg)	835.03	246.35		
Fase	Líquido Frio			
Nombre	CH ₂ Cl ₂			
Stream	3	4		
Temperatura (°C)	10	30		
Presión (Mpa)	0.101	0.100		
Flujo másico (Kg/s)	1.724	1.835		
Flujo volumétrico (m ³ /s)	0.0013	0.0014		
Dimensiones del equipo				
Altura de relleno (m)	2.30			
Diámetro de torre (m)	0.60			
Orientación	Vertical			
Material de construcción	Acero al carbono			

3.4.3. TRANSFERENCIA DE CALOR.

A. INTERCAMBIADOR DE CALOR: E - 101

Para obtener los resultados deseados en la operación de Deshumidificación se requiere que el diclorometano líquido que ingresa a la torre empacada este frío $T=10^{\circ}\text{C}$, El diclorometano disponible se encuentra en tanques de almacenamiento a una temperatura ambiental de 23°C por lo cual debe pasar por un proceso de enfriamiento.

El diseño y selección de un intercambiador de calor dependerá de varios factores, entre ellos podemos mencionar: La naturaleza y propiedades de los fluidos, los caudales de trabajo, el requerimiento de transferencia de calor, etc.

En el presente trabajo utilizamos como fluido frío el H_2O a 7°C que se encuentra disponible en la empresa.

Propiedades promedio del diclorometano (Fluido caliente) rango de $10\text{-}23^{\circ}\text{C}$.

$$C_{p_H} = 1.065 \text{ KJ/Kg}^{\circ}\text{C} \quad (\text{Apéndice 2})$$

$$\rho_H = 1352.9 \text{ Kg/m}^3 \quad (\text{Apéndice 4})$$

$$\mu_H = 0.00049 \text{ Kg/m.s} \quad (\text{Apéndice 6})$$

$$K_H = 0.148 \text{ w/m}^{\circ}\text{C} \quad (\text{Apéndice 7})$$

Propiedades promedio del agua (Fluido frío) rango de $7\text{-}10^{\circ}\text{C}$.

$$C_{p_C} = 4.202 \text{ KJ/Kg}^{\circ}\text{C}$$

$$\rho_C = 999.5 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_C = 0.00143 \text{ Kg/m.s}$$

$$K_C = 0.58 \text{ w/m}^{\circ}\text{C}$$

Nota: Las propiedades físicas del agua se obtienen del apéndice 8

I. Requerimiento de calor.

El requerimiento de calor representa la energía necesaria que se tiene que remover del fluido caliente, utilizando la ecuación N° 17.

$$Q = \dot{m}_H \times C_{p_H} \times (T_{H1} - T_{H2}) = 1.724 \times 1.065 \times (23 - 10)$$

$$Q = 23.9 \text{ KJ/s}$$

II. Selección del intercambiador de calor.

Se diseña el intercambiador asumiendo que es del tipo de doble tubo y que el diclorometano paso por los tubos, si el área de transferencia resulta mayor de 18 m² se realiza el diseño para un tipo de intercambiador de coraza y tubos.

Área transversal de tubería:

$$S = \frac{\dot{m}_H}{\rho_H v_H} = \frac{1.724}{1352.9 \times 3} = 0.000425 \text{ m}^2$$

Donde v_H es la velocidad media del fluido caliente, (las velocidades típicas en los tubos están comprendidas entre 1 a 3 m/s) en el cálculo se elige 3 m/s de esta manera se asegura que el flujo se encuentre en régimen turbulento.

Diámetro de tubería:

$$\phi = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.000425}{\pi}} = 0.023 \text{ m} \approx 1 \text{ ''}$$

Para elegir un intercambiador de doble tubo comercial debemos utilizar tablas, según la tabla N°4. El intercambiador adecuado es:

Tabla 4. Características de los tubos de acero inoxidable 304

CED 40 de 2 1/2"			CED 40 de 1 1/4"		
Diámetro ext. m.	Espesor m.	Diámetro int. m.	Diámetro ext. m.	Espesor m.	Diámetro int. m.
0.076	0.00516	0.0627	0.0422	0.00356	0.0351

Nota: La cedula se elige para los cálculos de diseño y luego se debe verificar que esta cumpla con los requerimientos de presión de operación. Se elige un diámetro del tubo exterior de 2 1/2" para evitar caídas de presión grandes.

III. Requerimiento de fluido frío

La empresa cuenta con un Chiller que enfría agua hasta temperaturas de 6 - 8°C utilizando el refrigerante R-22. El agua fría se usa como fluido de enfriamiento en un intercambiador de calor de coraza y tubo para enfriar los polioles antes que entren al reactor de espuma.

Aprovechando este servicio con el que cuenta la empresa, se usa el agua a 7°C como el fluido frío que ingresa al intercambiador de doble tubo que estamos diseñando.

El área transversal por el anulo es:

$$S_{anulo} = \frac{\pi}{4} \times (0.0627^2 - 0.0422^2) = 0.001689 \text{ m}^2$$

Si el fluido que pasa por el anulo es el agua tendremos un requerimiento de fluido frío igual a:

$$\dot{m}_c = \rho_c \cdot S_{anulo} \cdot v_c = 999.5 \times 0.001689 \times 1 = 1.69 \text{ kg/s}$$

Donde v_c es la velocidad promedio del fluido frío en el cálculo elegimos 1.0 m/s, la elección de la velocidad depende de varios factores ya que la velocidad elegida debe cumplir que los números de Reynolds que correspondan al régimen turbulento, que las caídas de presión sean casi iguales en el anulo como en el tubo. Si se asume un valor para la velocidad promedio de los fluidos se debe comprobar que estos valores cumplan con los requisitos descritos.

De la ecuación básica de transferencia de calor (Eq 17.) calculamos la gradiente de temperatura del fluido frío.

$$Q = \dot{m}_c \times C_{p_c} \times (T_{Cout} - T_{Cin})$$

$$23.9 = 1.69 \times 4.202 \times (T_{Cout} - 7)$$

$T_{Cout} = 10^\circ C$

IV. Coeficientes de Película y resistencias de transferencia.

Para el lado del anulo tenemos (fluido frío):

De la Eq 15. Diámetro equivalente:

$$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} = \frac{0.0627^2 - 0.0422^2}{0.0422} = 0.0510 \text{ m}$$

Flujo másico por unidad de área:

$$G_c = \frac{\dot{m}_c}{\pi/4 \times D_e^2} = 999.5 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

De la Eq N°26. Número de Reynolds:

$$Rey = \frac{G_c \cdot D_e}{\mu} = \frac{999.5 \times 0.0510}{0.00143} = 3.6 \times 10^4$$

Coeficiente de Película:

$$\frac{h_{out} D_e}{k} = 0.027 \left(\frac{D_e G}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Considerando $\mu/\mu_w = 1$, esto se cumple para fluidos no viscosos

$$h_{out} = 2933.33 \text{ w/m}^2\text{°c}$$

Cp: calor específico del agua (apéndice 8)

K: conductividad del agua (apéndice 8)

μ : viscosidad del agua (apéndice 8)

Para el lado del tubo tenemos (fluido caliente):

Flujo másico por unidad de área:

$$G_h = \frac{\dot{m}_h}{\pi/4 \times D^2} = 1781.69 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

Número de Reynolds:

$$Rey = \frac{G_h \cdot D}{\mu} = \frac{3193.38 \times 0.0351}{0.00049} = 1.3 \times 10^5$$

Coeficiente de Película:

$$\frac{h_{in} D}{k} = 0.027 \left(\frac{D G}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_{in} = 2106.49 \text{ w/m}^2\text{°c}$$

C: calor específico del diclorometano (apéndice 2)

K: conductividad del diclorometano (apéndice 7)

μ : viscosidad del diclorometano (apéndice 6)

Resistencia de transferencia del material R_m

El material para la tubería es el acero al carbono comercial que tiene una conductividad de $K_m=43 \text{ w/m}^\circ\text{C}$ a 20°C , la resistencia de transferencia del material se calcula según la ecuación Eq 21.

$$R_m = \frac{x_w}{K_m} \cdot \frac{D_o}{D_L} = \frac{0.00356}{43} \cdot \frac{0.0422}{0.03865} = 9.03 \times 10^{-5}$$

$$R_m = 9.03 \times 10^{-5} \text{ m}^2\text{c/w}$$

Donde x_w : espesor del tubo

Resistencia de incrustación - Factor de incrustación o obstrucción R_d

Cuando los intercambiadores de calor han estado en servicio por algún tiempo se depositan incrustaciones en la parte interior y exterior del tubo añadiendo resistencia a la transferencia de calor, esta resistencia adicional reduce el valor de U (coeficiente global de transferencia) y se necesitara mas área para obtener los resultados deseados. Por tal motivo es costumbre diseñar el intercambiador de calor anticipando la deposición de basura introduciendo una resistencia R_d , cuyo valor lo obtenemos del apéndice 12

$$R_d = 5.283 \times 10^{-4} \text{ m}^2\text{c/w}$$

V. Coeficiente global de transferencia de calor (U)

De la Eq 20.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{2106.49} \cdot \frac{0.0422}{0.0351} + \frac{1}{2933.21} + 9.03 \times 10^{-5} + 5.283 \times 10^{-4}$$

$$U = 653.44 \text{ w/m}^2\text{C}$$

VI. Área requerida para la transferencia de calor

El diseño del intercambiador termina con el cálculo del área requerida, utilizando la ecuación básica de transferencia de calor Eq 18 tenemos:

$$Q = UA (LTMD)$$

$$A = \frac{Q}{U (LTMD)} = \frac{23900}{653.44 (6.7)} = 5.5 \text{ m}^2$$

Diferencia de temperatura media logarítmica:

$$LTMD = F_G \cdot \frac{(Th_{in} - T_{c_{out}}) - (Th_{out} - T_{c_{in}})}{\ln(Th_{in} - T_{c_{out}}/Th_{out} - T_{c_{in}})} = 6.7^\circ C$$

$$A = 5.5 \text{ m}^2$$

VII. Requerimiento de número de tubos

Los tubos se encuentran en el mercado en longitudes de 12ft, 14ft y 16ft; el área requerida para la transferencia de calor está dada por la formula:

$$A = \pi \cdot \Phi_{tubo} \cdot n_{tubo} \cdot L$$

Donde: L es la longitud del tubo.

Para una longitud del tubo de 12ft (3.657 m) el número de tubos requeridos es:

$$n_{tubo} = \frac{A}{\pi \cdot \Phi_{tubo} \cdot L} = \frac{5.5}{\pi \times 0.0422 \times 3.6576} = 11.35 \approx 12 \text{ tubos}$$

$$n_{tubo} = 12 \text{ tubos.}$$

VIII. Caída de Presión

Para el lado del anulo tenemos (fluido frio):

De la Eq 16. Diámetro equivalente:

$$D'_e = D_2 - D_1 = 0.0627 - 0.0422 = 0.0205m$$

Factor de fricción de darcy f_m (Eq 24.)

Para acero comercial la rugosidad es: $\epsilon = 0.05 \times 10^{-3}m$

La rugosidad relativa es: $\epsilon/D'_e = 2.44 \times 10^{-3}$

El número de Reynolds es: $Rey = 3.6 \times 10^4$

$$\frac{1}{\sqrt{f_m}} = -2. \log \left(\frac{\epsilon}{3.7 D'_e} + \frac{2.51}{Rey \sqrt{f_m}} \right)$$

Resolviendo para f_m se tiene: $f_m = 0.0285$

$$\Delta P = \frac{f_m \cdot L_{total} \cdot G^2}{2 \cdot D'_e \cdot \rho} = \frac{0.0285 (12 \times 3.6575) 999.5^2}{2 \times 0.0205 \times 999.5} = 0.030MPa$$

$$\Delta P \approx 4.4 \text{ lb/pulg}^2$$

Para el lado del tubo tenemos (fluido caliente):

Factor de fricción de darcy f_m (Eq 24)

Para acero comercial la rugosidad es: $\epsilon = 0.05 \times 10^{-3}m$

La rugosidad relativa es: $\epsilon/D_{in} = 1.43 \times 10^{-3}$

El número de Reynolds es: $Rey = 1.3 \times 10^5$

$$\frac{1}{\sqrt{f_m}} = -2. \log \left(\frac{\epsilon}{3.7 D_{in}} + \frac{2.51}{Rey \sqrt{f_m}} \right)$$

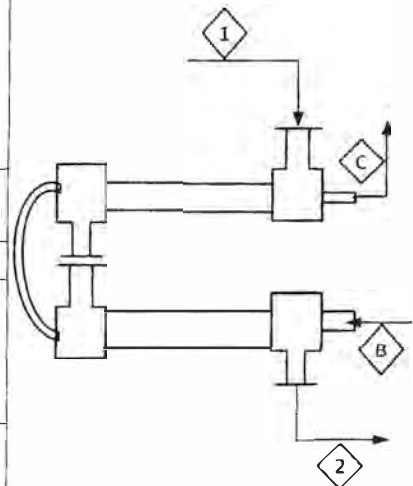
Resolviendo para f_m se tiene: $f_m = 0.023$

$$\Delta P = \frac{f_m \cdot L_{total} \cdot G^2}{2 \cdot D_{in} \cdot \rho} = \frac{0.023 (12 \times 3.6575) 1781.69^2}{2 \times 0.0351 \times 1352.9} = 0.034 \text{ MPa}$$

$$\Delta P \approx 4.9 \text{ lb/pulg}^2$$

RESUMEN

		Intercambiador de calor E-101		Esquema
Fase	Líquido Frio			
Nombre	H2O (L)			
Stream	1	2		
Temperatura (°C)	7	10		
Presión (Mpa)	0.250	0.158		
Flujo másico (Kg/s)	1.690	1.690		
Flujo volumétrico (m³/s)	0.0017	0.0017		
Entalpía (Kj/kg)				
Fase	Líquido Caliente			
Nombre	CH ₂ Cl ₂ (L)			
Stream	B	C		
Temperatura (°C)	23	10		
Presión (Mpa)	0.272	0.238		
Flujo másico (Kg/s)	1.724	1.724		
Flujo volumétrico (m³/s)	0.0013	0.0013		
Coefficiente de transferencia	653.44 w/m ² °C			
LTMD (°C)	6.7			
Dimensiones del equipo				
Área de transferencia(m ²)	5.8			
N° de tubos (c/u de 12ft)	12			
Orientación	Horizontal			
Material de construcción	Acero al carbono			



B. INTERCAMBIADOR DE CALOR: E – 102

El diclorometano que sale de la columna empacada esta a una temperatura de 30°C, esta corriente pasa a través del intercambiador E-102 enfriándose hasta una temperatura de 20°C para luego enviarse al tanque de Diclorometano. El agua que sale del intercambiador E-101 se utiliza como fluido de enfriamiento.

Propiedades promedio del diclorometano (Fluido caliente) rango de 20-30°C.

$$Cp_H = 1.073 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C} \quad (\text{Apéndice 2})$$

$$\rho_H = 1327.3 \text{ Kg/m}^3 \quad (\text{Apéndice 4})$$

$$\mu_H = 0.00046 \text{ Kg/m.s} \quad (\text{Apéndice 6})$$

$$K_H = 0.146 \text{ w/m}^\circ\text{C} \quad (\text{Apéndice 7})$$

Propiedades promedio del agua (Fluido frio) rango de 10-13°C.

$$Cp_C = 4.186 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\rho_C = 998.6 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_C = 0.00112 \text{ Kg/m.s}$$

$$K_C = 0.58 \text{ w/m}^\circ\text{C}$$

Nota: Las propiedades físicas del agua se obtienen del apéndice 8

I. Requerimiento de calor

El requerimiento de calor representa la energía necesaria que se tiene que remover del fluido caliente, utilizando la ecuación Eq 17.

$$Q = \dot{m}_H \times Cp_H \times (T_{H1} - T_{H2}) = 1.835 \times 1.073 \times (30 - 20)$$

$Q = 19.7 \text{ Kj/s}$

II. Selección del intercambiador de calor

Se diseña el intercambiador asumiendo que es del tipo de doble tubo, si el área de transferencia resulta mayor de 18 m^2 se realiza el diseño para un tipo de coraza y tubos.

Área transversal de tubería:

$$S = \frac{\dot{m}_H}{\rho_H v_H} = \frac{1.835}{1327.3 \times 3} = 0.00046 \text{ m}^2$$

Donde v_H es la velocidad media del fluido caliente, (las velocidades típicas en los tubos están comprendidas entre 1 a 3 m/s) elegimos 3 m/s de esta manera se asegura que el flujo se encuentre en régimen turbulento.

Diámetro de tubería:

$$\phi = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.00046}{\pi}} = 0.024 \text{ m} \approx 1''$$

Para elegir un intercambiador de doble tubo comercial debemos utilizar tablas, según la tabla N°4. El intercambiador adecuado es:

Tabla N°4. Datos de tuberías de acero inoxidable (ASTM A312) - 304

CEDULA 40 de 2 1/2"			CEDULA 40 de 1 1/4"		
Diámetro ext. (m)	Espesor (m)	Diámetro int. (m)	Diámetro ext. (m)	Espesor (m)	Diámetro int. (m)
0.0710	0.00516	0.0627	0.0422	0.00358	0.0351

Nota: La cedula se elige para los cálculos de diseño y luego se debe verificar que esta cumpla con los requerimientos de presión de operación. Se elige un diámetro del tubo exterior de 2 1/2" para evitar caídas de presión grandes.

III. Requerimiento de fluido frío.

Utilizamos como fluido frío el agua que sale del intercambiador de calor E-101 a una temperatura de 10°C aprox. Y a una velocidad media de $v_c = 1.0$ m/s.

El fluido frío pasa por el anulo y el área transversal al flujo es:

$$S_{anulo} = \frac{\pi}{4} \times (0.0627^2 - 0.0422^2) = 0.001689 \text{ m}^2$$

Requerimiento de fluido frío:

$$\dot{m}_c = \rho_c \cdot S_{anulo} \cdot v_c = 998.6 \times 0.001689 \times 1 = 1.69 \text{ kg/s}$$

El flujo másico necesario es igual al agua que pasa por el E-101, ya que tiene la misma velocidad media. Por lo tanto se usa el agua que pasa por el intercambiador E-101 para que sea el fluido de enfriamiento en el intercambiador E-102 que se está diseñando.

De la ecuación básica de transferencia de calor calculamos la gradiente de temperatura del fluido frío.

$$Q = \dot{m}_c \times C_{p_c} \times (T_{c_{out}} - T_{c_{in}})$$

$$35.8 = 1.69 \times 4.186 \times (T_{c_{out}} - 10)$$

$$T_{c_{out}} = 13^\circ\text{C}$$

IV. Coeficiente de película y resistencia de transferencia.

Para el lado del anulo tenemos (fluido frío):

Eq 15. Diámetro equivalente:

$$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} = \frac{0.0627^2 - 0.0422^2}{0.0422} = 0.0510 \text{ m}$$

Flujo másico por unidad de área:

$$G_c = \frac{\dot{m}_c}{\pi/4 \times D_e^2} = 998.6 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

Eq 26. Número de Reynolds:

$$Rey = \frac{G_c \cdot D_e}{\mu} = \frac{998.6 \times 0.0510}{0.00112} = 4.5 \times 10^4$$

Eq 22. Coeficiente de Película:

$$\frac{h_{out} D_e}{k} = 0.027 \left(\frac{D_e G}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Considerando $\mu/\mu_w = 1$, esto se cumple para fluidos no viscosos

$$h_{out} = 3281.08 \text{ w/m}^2\text{°c}$$

Cp: calor específico del agua

K: conductividad del agua

μ : viscosidad del agua

Para el lado del tubo tenemos (fluido caliente):

Flujo másico por unidad de área:

$$G_h = \frac{\dot{m}_h}{\pi/4 \times D^2} = 1896.41 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

Eq 26. Número de Reynolds:

$$Rey = \frac{G_h \cdot D}{\mu} = \frac{1896.41 \times 0.0351}{0.00046} = 1.4 \times 10^5$$

Eq 22. Coeficiente de Película:

$$\frac{h_{in}D}{k} = 0.027 \left(\frac{DG}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p\mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_{in} = 2263.25 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

C_p: calor específico del diclorometano (Apéndice 2)

K: conductividad del diclorometano (Apéndice 7)

μ: viscosidad del diclorometano (Apéndice 6)

Resistencia de transferencia del material R_m

El material para la tubería es el acero al carbono comercial que tiene una conductividad de $K_m=43 \text{ w/m}^{\circ}\text{C}$ a 20°C , el coeficiente de resistencia del material se calcula según la ecuación Eq 21.

$$R_m = \frac{x_w}{K_m} \cdot \frac{D_o}{D_L} = \frac{0.00356}{43} \cdot \frac{0.0422}{0.03865} = 9.03 \times 10^{-5}$$

$$R_m = 9.03 \times 10^{-5} \text{ m}^2\text{°C/w}$$

Resistencia de incrustación - Factor de incrustación o obstrucción R_d

Cuando los intercambiadores de calor han estado en servicio por algún tiempo se depositan incrustaciones en la parte interior y exterior del tubo añadiendo resistencia a la transferencia de calor, esta resistencia adicional reduce el valor de U (coeficiente global de transferencia) y se necesitara mas área para obtener los resultados deseados. Por tal motivo es costumbre diseñar el intercambiador de calor anticipando la deposición de basura introduciendo una resistencia R_d , valor extraído del apéndice 12.

$$R_d = 5.283 \times 10^{-4} \text{ m}^2\text{°C/w}$$

V. Coeficiente global de transferencia de calor (U)

Utilizando la ecuación Eq 20.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{2263.25} + \frac{0.0422}{0.0351} + \frac{1}{3281.08} + 9.03 \times 10^{-5} + 5.283 \times 10^{-4}$$

$$U = 687.43 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

VI. Área requerida para la transferencia de calor.

De la ecuación básica de transferencia de calor Eq 18.

$$Q = UA (LTMD)$$

$$A = \frac{Q}{U (LTMD)} = \frac{19600}{687.43 (13.3)} = 2.1 \text{ m}^2$$

Diferencia de temperatura media logarítmica:

$$LTMD = F_G \cdot \frac{(Th_{in} - Tc_{out}) - (Th_{out} - Tc_{in})}{\ln(Th_{in} - Tc_{out} / Th_{out} - Tc_{in})} = 13.3\text{°C}$$

$$A = 2.1 \text{ m}^2$$

VII. Requerimiento de número de tubos

Los tubos se encuentran en el mercado en longitudes de 12ft, 14ft y 16ft; el área requerida para la transferencia de calor está dada por la fórmula:

$$A = \pi \cdot \Phi_{tubo} \cdot n_{tubo} \cdot L$$

Donde L es la longitud del tubo.

Para una longitud del tubo de 12ft (3.657 m) el número de tubos requeridos es:

$$n_{tubo} = \frac{A}{\pi \cdot \phi_{tubo} \cdot L} = \frac{2.1}{\pi \times 0.0422 \times 3.6576} = 4.34 \approx 5 \text{ tubos}$$

$n_{tubo} = 5 \text{ tubos}$

VIII. Caída de presión

Para el lado del anulo tenemos (fluido frío):

Eq 16. Diámetro equivalente:

$$D'_e = D_2 - D_1 = 0.0627 - 0.0422 = 0.0205m$$

Eq 24. Factor de fricción de darcy f_m

Para acero comercial la rugosidad es: $\epsilon = 0.05 \times 10^{-3}m$

La rugosidad relativa es: $\epsilon/D'_e = 2.44 \times 10^{-3}$

El número de Reynolds es: $Rey = 4.5 \times 10^4$

$$\frac{1}{\sqrt{f_m}} = -2. \log \left(\frac{\epsilon}{3.7 D'_e} + \frac{2.51}{Rey \sqrt{f_m}} \right)$$

Resolviendo para f_m se tiene: $f_m = 0.028$

Caída de Presión:

$$\Delta P = \frac{f_m \cdot L_{total} \cdot G^2}{2 \cdot D'_e \cdot \rho} = \frac{0.028 (5 \times 3.6576) 998.6^2}{2 \times 0.0205 \times 998.6} = 0.012MPa$$

$\Delta P \approx 1.8 \text{ lb/pulg}^2$
--

Para el lado del tubo tenemos (fluido caliente):

Eq 24. Factor de fricción de darcy f_m

Para acero comercial la rugosidad es: $\epsilon = 0.05 \times 10^{-3} m$

La rugosidad relativa es: $\epsilon/D_{in} = 1.43 \times 10^{-3}$

El número de Reynolds es: $Rey = 1.4 \times 10^5$

$$\frac{1}{\sqrt{f_m}} = -2. \log \left(\frac{\epsilon}{3.7 D_{in}} + \frac{2.51}{Rey \sqrt{f_m}} \right)$$

Resolviendo para f_m se tiene: $f_m = 0.023$

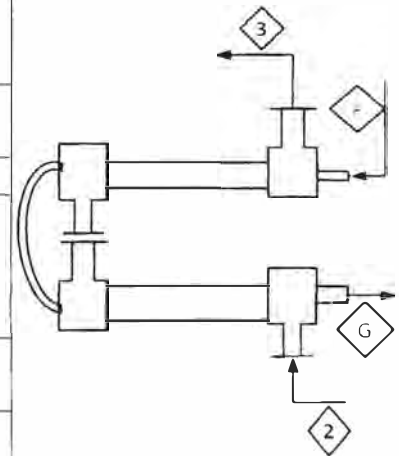
Caída de Presión:

$$\Delta P = \frac{f_m \cdot L_{total} \cdot G^2}{2 \cdot D_{in} \cdot \rho} = \frac{0.023 (5 \times 3.6575) 1896.41^2}{2 \times 0.0351 \times 1335.9} = 0.016 MPa$$

$\Delta P \approx 2.3 \text{ lb/pulg}^2$
--

RESUMEN

		Intercambiador de calor E-102		Esquema
Fase	Líquido Frío			
Nombre	H ₂ O (L)			
Stream	2	3		
Temperatura (°C)	10	13		
Presión (Mpa)	0.139	0.101		
Flujo másico (Kg/s)	1.69	1.69		
Flujo volumétrico (m ³ /s)	0.0017	0.0017		
Entalpía (Kj/kg)				
Fase	Líquido Caliente			
Nombre	CH ₂ Cl ₂ (L)			
Stream	F	G		
Temperatura (°C)	30	20		
Presión (Mpa)	0.287	0.271		
Flujo másico (Kg/s)	1.835	1.835		
Flujo volumétrico (m ³ /s)	0.0014	0.0014		
Coefficiente de transferencia	687.43 w/m ² °C			
LTMD (°C)	13.3			
Dimensiones del equipo				
Área de transferencia (m ²)	2.4			
N° de tubos (c/u de 12ft)	5			
Orientación	Horizontal			
Material de construcción	Acero al carbono			



3.4.4. TRANSFERENCIA DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO.

El cálculo del requerimiento de potencia de las bombas depende de la caída de presión a causa de las tuberías y accesorios. Y del requerimiento de presión, altura y velocidad del flujo en ciertos puntos.

Para realizar estos cálculos necesitamos conocer las longitudes de las tuberías como los accesorios que hay en su trayecto, las longitudes se muestran en el Isométrico del proceso o en la vista frontal o vista superior. Figura N° 15, N°16 y N°17 respectivamente (estos planos son referenciales y tienen como base la disponibilidad de área libre en la empresa). Los accesorios se aprecian mejor en el diagrama de flujo del proceso Figura N° 7.

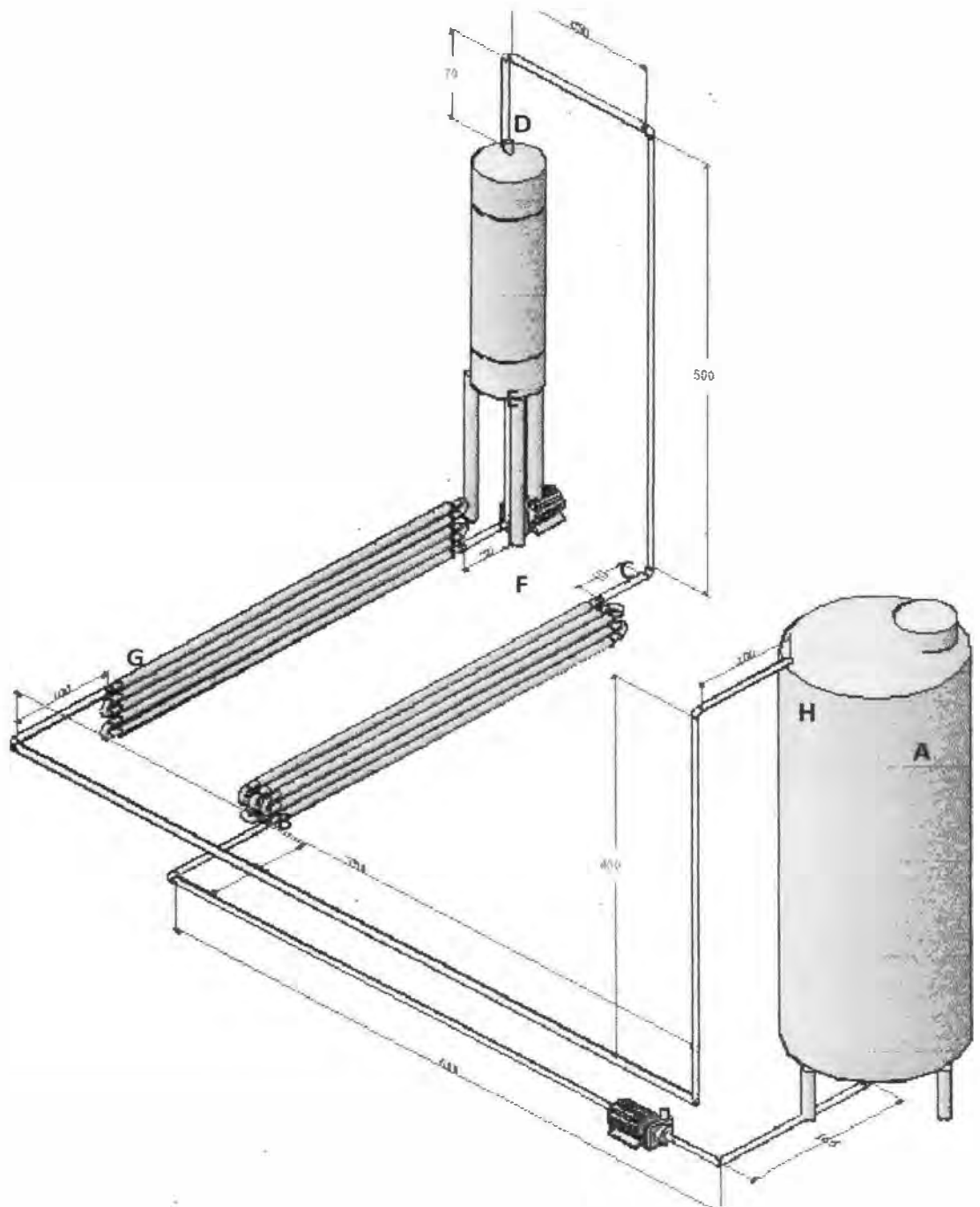


Figura N° 15. Isométrico del proceso de Deshumificación, longitudes en cm.

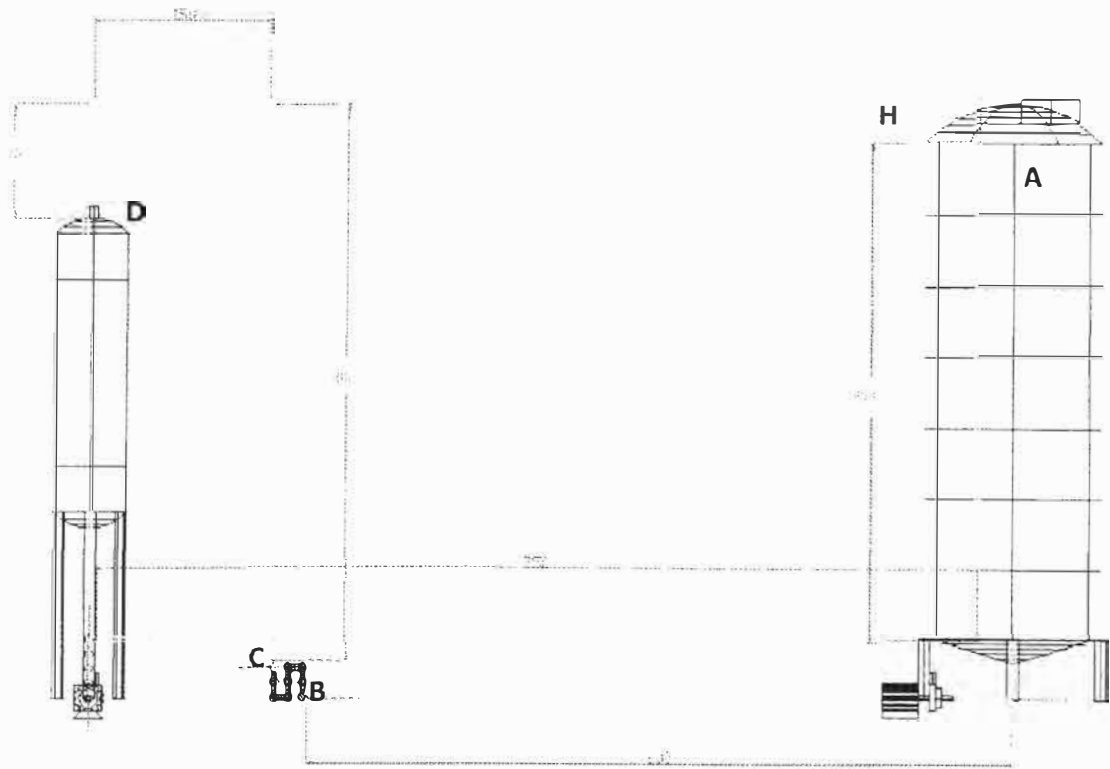


Figura N° 16. Vista frontal del proceso de Deshumidificación

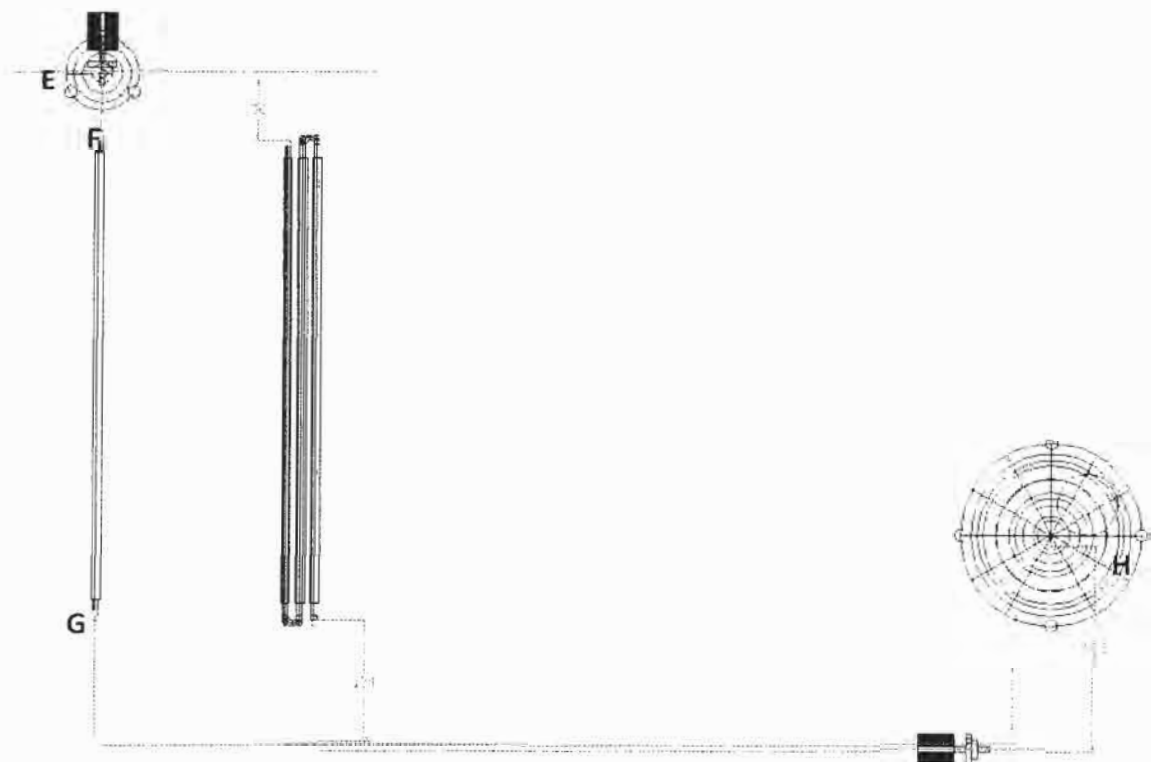


Figura N° 17. Vista Superior del proceso de Deshumidificación

Puntos de referencia:

-
- Punto A: Nivel superior del diclorometano líquido dentro del tanque de almacenamiento
- Punto B: Ingreso al intercambiador de calor E-101
- Punto C: Salida del intercambiador de calor E-101
- Punto D: Ingreso a la torre empacada de Deshumidificación D-101
- Punto E: Salida de la torre empacada de Deshumidificación D-101
- Punto F: Ingreso al intercambiador de calor E-102
- Punto G: Salida del intercambiador de calor E-102
- Punto H: Ingreso al Tanque de almacenamiento de diclorometano

Propiedades promedio del CH_2Cl_2 en el rango de 23-10°C. Tramo A-D

$$\rho_H = 1352.9 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_H = 0.00049 \text{ Kg/m.s}$$

Propiedades promedio del CH_2Cl_2 en el rango de 30-20°C. Tramo E-H

$$\rho_H = 1327.3 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_H = 0.00046 \text{ Kg/m.s}$$

A. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TRAMO C-D.

	C	D
Presión (Mpa)	Pc	0.101
Z referencial (m)	0	3.5
Velocidad (m/seg)	3	3

Accesorios: 3 codos estándar de 90°
 1 salida
 1 válvula de globo

Tubo: De acero comercial, longitud de tubería: 7.7 m

De la Ecuación de Bernoulli's. Eq 25.

$$\frac{P_c}{\rho \cdot g} + Z_c + \frac{\alpha_c \cdot \bar{V}_c^2}{2 \cdot g} = \frac{P_D}{\rho \cdot g} + Z_D + \frac{\alpha_D \cdot \bar{V}_D^2}{2 \cdot g} + \Delta P_{C-D}(m)$$

Donde $\Delta P_{C-D}(m)$ es la caída de presión expresada en metros causada por los accesorios y tubería

$$\Delta P_{C-D}(m) = \frac{f_m \cdot \bar{V}^2}{2 \cdot g} \times \left(\frac{L}{D} + K_{out} + 3K_{codo} + K_{v.globo} \right)$$

$$\Delta P_{C-D}(m) = \frac{0.023 \times 3^2}{2 \times 9.8} \times \left(\frac{7.7}{0.0351} + 1 + 3 \times 30 + 340 \right) = 6.87 \text{ m}$$

Los valores de K_{codo} y de $K_{v.globo}$ de tablas. Y el valor de f_m es el mismo valor que se obtuvo para el diseño del intercambiador de calor E-101 ($f_m = 0.023$). Reemplazando en la Eq 25.

$$\frac{P_c}{1352.9 \times 9.8} + 0 + \frac{3^2}{2 \times 9.8} = \frac{0.101 \times 10^6}{1352.9 \times 9.8} + 4.3 + \frac{3^2}{2 \times 9.8} + 6.87$$

$$P_c = 0.25 \text{ Mpa}$$

B. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TRAMO B-C.

	B	C
Presión (Mpa)	P_B	0.25
Z referencial (m)	0	0
Velocidad (m/seg)	3	3

Equipo: Intercambiador de doble tubo (E-101)

De la Ecuación de Bernoulli's. Eq 25.

$$\frac{P_B}{\rho \cdot g} + Z_B + \frac{\alpha_B \cdot \overline{V}_B^2}{2 \cdot g} = \frac{P_C}{\rho \cdot g} + Z_C + \frac{\alpha_C \cdot \overline{V}_C^2}{2 \cdot g} + \Delta P_{E-101}(m)$$

Donde: $\Delta P_{E-101}(m)$ es la caída de presión expresada en metros debido al paso del fluido por el intercambiador

$$\Delta P_{E-101}(m) = \frac{\Delta P_{tubos}}{\rho_{CH_2Cl_2} \times g} = \frac{0.034 \times 10^6}{1352.9 \times 9.8} = 2.57 \text{ m}$$

Reemplazando en la Eq 25:

$$\frac{P_B}{1352.9 \times 9.8} + 0 = \frac{0.25 \times 10^6}{1352.9 \times 9.8} + 0 + 2.57$$

$$P_B = 0.284 \text{ Mpa}$$

C. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TRAMO A-B

	A	B
Presión (Mpa)	0.101	0.284
Z referencial (m)	4	0
Velocidad (m/seg)	0	3

Accesorios: 5 codos de 90°

1 válvula de globo

1 válvula check

Tubo: De acero comercial, longitud de tubería: 9 m

De la Ecuación de Bernoulli's. Eq 25.

$$\frac{P_A}{\rho \cdot g} + Z_A + \frac{\alpha_A \cdot \bar{V}_A^2}{2 \cdot g} + \frac{n \cdot W_p}{g} = \frac{P_B}{\rho \cdot g} + Z_B + \frac{\alpha_B \cdot \bar{V}_B^2}{2 \cdot g} + \Delta P_{A-B}(m)$$

Donde la Potencia requerida de la bomba es: $P_{Bomba} = \dot{m} \cdot W_p$

$\Delta P_{A-B}(m)$ Es la caída de presión expresada en metros causada por los accesorios y la tubería.

$$\Delta P_{A-B}(m) = \frac{f_m \cdot \bar{V}^2}{2 \cdot g} \times \left(\frac{L}{D} + 5 \cdot K_{codo} + K_{v.globo} + K_{v.check} \right)$$

$$\Delta P_{A-B}(m) = \frac{0.023 \times 3^2}{2 \times 9.8} \times \left(\frac{9}{0.0351} + 5 \times 30 + 340 + 400 \right)$$

$$\Delta P_{A-B}(m) = 12.11 \text{ m}$$

Los valores de K_{codo} , de $K_{v.globo}$ y el del $K_{v.check}$ de tablas. Y el valor de f_m es el mismo valor que se obtuvo para el diseño del intercambiador de calor E-101 ($f_m = 0.023$). Para una eficiencia de bomba de 75% ($n = 0.75$)

En este caso es necesario utilizar el factor de corrección de la energía cinética (ecuación 29)

$$\alpha = 1 + 0.78 \cdot f_m (15 - 15.9 \sqrt{f_m})$$

$$\alpha = 1 + 0.78 \times 0.023 \times (15 - 15.9 \sqrt{0.023}) = 1.22$$

Reemplazando en la Eq 25 tenemos:

$$\frac{0.101 \times 10^6}{1352.9 \times 9.8} + 4 + 0 + \frac{0.75 \times W_p}{9.8} = \frac{0.284 \times 10^6}{1352.9 \times 9.8} + 0 + 1.22 \times \frac{3^2}{2 \times 9.8} + 12.11$$

$$W_p = 293.6$$

El flujo másico es el requerimiento de diclorometano para nuestro caso específico y esto es: $\dot{m} = 1.73 \text{ Kg/s}$

Potencia de Bomba:

$$P_{\text{Bomba}} = 1.73 \times 293.6 = 508 \text{ w} \approx 0.75 \text{ Hp}$$

D. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TRAMO: A – Ingreso de la bomba L-101

	A	In
Presión (Mpa)	0.101	Pin
Z referencial (m)	4	0
Velocidad (m/seg)	0	3

Accesorios: 3 codos de 90°

1 válvula de globo

Tubo: De acero comercial, longitud de tubería: 2 m aprox.

De la Ecuación de Bernoulli's. Eq 25.

$$\frac{P_A}{\rho \cdot g} + Z_A + \frac{\alpha_A \cdot \bar{V}_A^2}{2 \cdot g} = \frac{P_{in}}{\rho \cdot g} + Z_{in} + \frac{\alpha_{in} \cdot \bar{V}_{in}^2}{2 \cdot g} + \Delta P_{A-in} (m)$$

Donde $\Delta P_{A-in}(m)$ es la caída de presión expresada en metros causada por los accesorios y la tubería.

$$\Delta P_{A-in}(m) = \frac{f_m \cdot \bar{V}^2}{2 \cdot g} \times \left(\frac{L}{D} + 3 \cdot K_{codo} + K_{v.globo} \right)$$

$$\Delta P_{A-in}(m) = \frac{0.023 \times 3^2}{2 \times 9.8} \times \left(\frac{2}{0.0351} + 3 \times 30 + 340 \right) = 5.14m$$

En este caso es necesario utilizar el factor de corrección de la energía cinética (ecuación 29)

$$\alpha = 1 + 0.78 \cdot f_m (15 - 15.9 \sqrt{f_m})$$

$$\alpha = 1 + 0.78 \times 0.022 \times (15 - 15.9 \sqrt{0.022}) = 1.22$$

Reemplazando en la Eq 25:

$$\frac{0.101 \times 10^6}{1352.9 \times 9.8} + 4 + 0 = \frac{P_{in}}{1352.9 \times 9.8} + 0 + 1.22 \times \frac{3^2}{2 \times 9.8} + 5.14$$

$$P_{in} = 0.0785 \text{ Mpa}$$

Calculo del NPSHA de la bomba de la Eq 36:

$$NPSHA (m) = \frac{P_{in} - P_p}{g \cdot \rho} + Z_{in} + \frac{V_{in}^2}{2 \cdot g}$$

Donde P_{vp} es la presión de vapor del diclorometano a la temperatura de operación $T=23^\circ\text{C}$, $P_{vp} = 0.055 \text{ Mpa}$

$$NPSHA (m) = \frac{(0.0785 - 0.055) \times 10^6}{1352.9 \times 9.8} + 0 + \frac{3^2}{2 \times 9.8} = 2.3 \text{ m}$$

E. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TRAMO G – H.

	G	H
Presión (Mpa)	P_G	0.101
Z referencial (m)	0	4.5
Velocidad (m/seg)	3	3

Accesorios: 4 codos de 90°
 1 válvula de globo

Tubo: de acero comercial, longitud de tubo 14 m aprox.

De la Ecuación de Bernoulli's. Eq 25.

$$\frac{P_G}{\rho \cdot g} + Z_G + \frac{\alpha_G \cdot \bar{V}_G^2}{2 \cdot g} = \frac{P_H}{\rho \cdot g} + Z_H + \frac{\alpha_H \cdot \bar{V}_H^2}{2 \cdot g} + \Delta P_{G-H}(m)$$

Donde $\Delta P_{G-H}(m)$ es la caída de presión expresada en metros causada por los accesorios y la tubería.

$$\Delta P_{G-H}(m) = \frac{f_m \cdot \bar{V}^2}{2 \cdot g} \times \left(\frac{L}{D} + 4 K_{\text{codo}} + K_{v.\text{globo}} \right)$$

$$\Delta P_{G-H}(m) = \frac{0.023 \times 3^2}{2 \times 9.8} \times \left(\frac{14}{0.0351} + 4 \times 30 + 340 \right) = 9.07 \text{ m}$$

Reemplazando Eq 25:

$$\frac{P_G}{1327.3 \times 9.8} + 0 + \frac{3^2}{2 \times 9.8} = \frac{0.101 \times 10^6}{1327.3 \times 9.8} + 4.5 + \frac{3^2}{2 \times 9.8} + 9.07$$

$P_G = 0.278 \text{ Mpa}$

F. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TRAMO: F – G

	F	G
Presión (Mpa)	P_F	0.278
Z referencial (m)	0	0
Velocidad (m/seg)	3	3

Equipo: Intercambiador de doble tubo (E-102)

De la Ecuación de Bernoulli's. Eq 25.

$$\frac{P_F}{\rho \cdot g} + Z_F + \frac{\alpha_F \cdot \bar{V}_F^2}{2 \cdot g} = \frac{P_G}{\rho \cdot g} + Z_G + \frac{\alpha_G \cdot \bar{V}_G^2}{2 \cdot g} + \Delta P_{E-102}(m)$$

Donde: $\Delta P_{E-102}(m)$ es la caída de presión expresada en metros debido al paso del fluido por el intercambiador E-102.

$$\Delta P_{E-102}(m) = \frac{\Delta P_{tubos}}{\rho_{CH_2Cl_2} \times g} = \frac{0.016 \times 10^6}{1327.3 \times 9.8} = 1.23 \text{ m}$$

Reemplazando en la Eq. 25:

$$\frac{P_F}{1327.3 \times 9.8} + 0 = \frac{0.278 \times 10^6}{1327.3 \times 9.8} + 0 + 1.23$$

$P_F = 0.294 \text{ Mpa}$

G. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TRAMO: E – F

	E	F
Presión (Mpa)	0.100	0.294
Z referencial (m)	2	0
Velocidad (m/seg)	3	3

Accesorios: 2 codos de 90°
 1 entrada redondeada
 1 válvula de globo
 1 válvula check

Tubo: De acero comercial, longitud de tubería: 2.5 m

De la Ecuación de Bernoulli's. Eq 25.

$$\frac{P_E}{\rho \cdot g} + Z_E + \frac{\alpha_E \cdot \bar{V}_E^2}{2 \cdot g} + \frac{n \cdot W_p}{g} = \frac{P_F}{\rho \cdot g} + Z_F + \frac{\alpha_F \cdot \bar{V}_F^2}{2 \cdot g} + \Delta P_{E-F}(m)$$

Donde la Potencia requerida de la bomba es: $P_{Bomba} = \dot{m} \cdot W_p$

$\Delta P_{E-F}(m)$ Es la caída de presión expresada en metros causada por los accesorios y la tubería.

$$\Delta P_{E-F}(m) = \frac{f_m \cdot \bar{V}^2}{2 \cdot g} \times \left(\frac{L}{D} + K_{in} + 2 \times K_{codo} + K_{v.globo} + K_{v.check} \right)$$

$$\Delta P_{E-F}(m) = \frac{0.023 \times 3^2}{2 \times 9.8} \times \left(\frac{2.5}{0.0351} + 1 + 2 \times 30 + 340 + 400 \right)$$

$$\Delta P_{E-F}(m) = 9.22 \text{ m}$$

Los valores de K_{codo} , de $K_{v.globo}$ y el del $K_{v.check}$ de tablas. Y el valor de f_m es el mismo valor que se obtuvo para el diseño del intercambiador de calor E-102 ($f_m = 0.023$). Para una eficiencia de bomba de 75% ($n = 0.75$)

Reemplazando en la Eq 25 tenemos:

$$\frac{0.100 \times 10^6}{1327.3 \times 9.8} + 2 + \frac{3^2}{2 \times 9.8} + \frac{0.75 \times W_p}{9.8} = \frac{0.294 \times 10^6}{1327.3 \times 9.8} + \frac{3^2}{2 \times 9.8} + 9.22$$

$$W_p = 289$$

El flujo másico esta dado por el valor que se espera obtener de diclorometano, en la salida de la torre empacada. En nuestro caso específico es: $\dot{m} = 1.835 \text{ Kg/s}$

Reemplazando en la Eq. 35

$$P_{Bomba} = 1.835 \times 289 = 531 \text{ w} \approx 0.75 \text{ Hp}$$

H. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TRAMO: E – ingreso de la bomba L-102

	E	In
Presión (Mpa)	0.100	Pin
Z referencial (m)	2	0
Velocidad (m/seg)	3	3

Accesorios: 1 codos de 90°
1 válvula de globo

Tubo: De acero comercial, longitud de tubería: 2 m aprox.

De la Ecuación de Bernoulli's. Eq 25.

$$\frac{P_E}{\rho \cdot g} + Z_E + \frac{\alpha_E \cdot \bar{V}_E^2}{2 \cdot g} = \frac{P_{in}}{\rho \cdot g} + Z_{in} + \frac{\alpha_{in} \cdot \bar{V}_{in}^2}{2 \cdot g} + \Delta P_{E-in}(m)$$

Donde $\Delta P_{E-in}(m)$ es la caída de presión expresada en metros causada por los accesorios y la tubería.

$$\Delta P_{E-in}(m) = \frac{f_m \cdot \bar{V}^2}{2 \cdot g} \times \left(\frac{L}{D} + K_{codo} + K_{v,globalo} \right)$$

$$\Delta P_{E-in}(m) = \frac{0.023 \times 3^2}{2 \times 9.8} \times \left(\frac{2}{0.0351} + 30 + 340 \right) = 4.51 \text{ m}$$

Reemplazando en la Eq. 25:

$$\frac{0.100 \times 10^6}{1327.3 \times 9.8} + 2 + \frac{3^2}{2 \times 9.8} = \frac{P_{in}}{1327.3 \times 9.8} + 0 + \frac{3^2}{2 \times 9.8} + 4.51$$

$$P_{in} = 0.067 \text{ Mpa}$$

Calculo del NPSHA de la bomba Eq 36:

$$NPSHA (m) = \frac{P_{in} - P_{vp}}{g \cdot \rho} + Z_{in} + \frac{V_{in}^2}{2 \cdot g}$$

Donde P_{vp} es la presión de vapor del diclorometano a la temperatura de operación $T=27^\circ\text{C}$, $P_{vp} = 0.056 \text{ Mpa}$

$$NPSHA (m) = \frac{(0.067 - 0.056) \times 10^6}{1327.3 \times 9.8} + 0 + \frac{3^2}{2 \times 9.8} = 1.3 \text{ m}$$

I. CALCULO DE PRESIÓN DE TRABAJO PERMITIDO EN LOS TUBOS.

Al elegir una cedula para los tubos en el diseño, se está eligiendo un espesor de tubo, se debe comprobar si este espesor soportara las presiones de trabajo.

El espesor de diseño considerando el efecto de la corrosión y abrasión es:

$$t = t_m - c$$

Cuando no se tiene valores asignados a la perdida de espesor por efectos de corrosión y erosión (c), se suele asumir una pérdida de 0.02 pulg.

$$t = 0.14 - 0.02 = 0.12 \text{ pulg}$$

La presión máxima que los tubos soportan esta dado por la ecuación N°33:

$$P_i = \frac{2 \cdot t \cdot S' \cdot E'}{d_o - 2tY'}$$

Donde S' es 16000 psi, para tubos con especificación ASTM A53 grado A tipo S y a temperaturas menores a 100°F.

E' es igual a 1 para soldadura tipo Seamless.

Y' es igual a 0.4 cuando el $t < d_o/6$ ($0.12 < 1.66/6 = 0.28$)

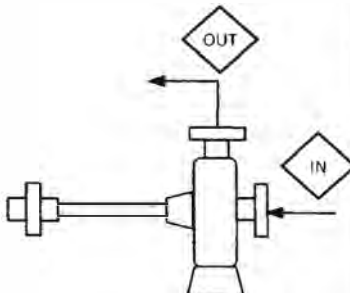
Reemplazando:

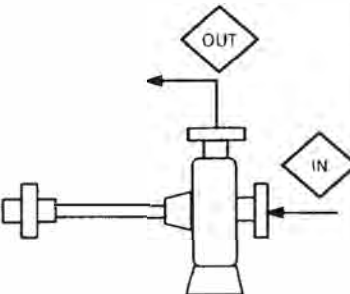
$$P_i = \frac{2 \times 0.12 \times 16000 \times 1}{1.66 - 2 \times 0.12 \times 0.4} = 2455 \text{ lb/pulg}^2$$

$$P_i = 16.92 \text{ Mpa}$$

En diagrama de flujo del proceso que se muestra en la figura N° 7, la presión máxima de operación se alcanza en el ingreso del intercambiador E-102, esta presión tiene el valor de 0.294 Mpa. Que es un valor mucho menor a la presión permitida ($P_i = 16.92 \text{ Mpa}$)

RESUMEN

	Bomba L-101	Esquema
Fase	Líquido	
Nombre	CH ₂ Cl ₂	
Flujo masico (kg/s)	1.724	
Flujo volumetrico (m ³ /seg)	0.00126	
Temperatura (°C)		
in	23	
out	23	
Presión (Mpa)		
in	0.079	
out	0.406	
Potencia requerida (Hp)	0.75	
NPSHA (m)	2.30	
Orientación	Horizontal	
Material de construcción	Acero al carbono	

	Bomba L-102	Esquema
Fase	Líquido	
Nombre	CH ₂ Cl ₂	
Flujo masico (kg/s)	1.835	
Flujo volumetrico (m ³ /seg)	0.00139	
Temperatura (°C)		
in	30	
out	30	
Presión (Mpa)		
in	0.067	
out	0.366	
Potencia requerida (Hp)	0.75	
NPSHA (m)	1.30	
Orientación	Horizontal	
Material de construcción	Acero al carbono	

3.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA.

La evaluación económica de todo proyecto o mejora es de suma importancia para determinar la rentabilidad total de la inversión requerida. Esta rentabilidad se calcula según un escenario esperado. En base a lo antes descrito se preparan los estados financieros proyectados.

Para tener los estados financieros proyectados para todo el horizonte esperado se debe fijar todos los costos necesarios para el desarrollo del proyecto o mejora así como también los ingresos que se esperan percibir.

3.5.1 CAPITAL FIJO

El cálculo de capital fijo consiste en estimar los costos según la tabla N°5

Costos Directos (Activo Fijo)	
1	Costos de los equipos puestos en el terreno
2	Costo de instalación de los equipos
3	Costos en instrumentación
4	Tuberías y accesorios instalados
5	Material y equipo eléctrico.
6	Edificios y estructuras
7	Servicios
8	Terreno
Costos Indirectos (Intangibles)	
1	Ingeniería y supervisión
2	Asesorías
3	Utilidades del contratista
4	Contingencias

En economía de los procesos el cálculo se realiza en base del costo de los equipos de planta, para después utilizar la teoría del Método de factor de coste que consiste en asignar un porcentaje de participación a cada uno de los costos del capital fijo.

A. COSTO DE EQUIPOS

ítem	Descripción	Costo (\$)
1	Columna empacada D-101 $\varnothing=0.60$ m y altura de 2.3	18000
2	Intercambiador de doble tubo E-101 área de transferencia de 5.8 m^2	2000
3	Intercambiador de doble tubo E-102 área de transferencia de 2.4 m^2	1500
4	Bomba centrífuga L-101 potencia de 0.75 Hp	500
5	Bomba centrífuga L-102 potencia de 0.75 Hp	500
		22500

Nota: Costos estimados de los intercambiadores de calor en la página web:
<http://www.matche.com/toc.htm>

B. MÉTODO DE FACTOR DE COSTO

	% Típico	Costo (MUS\$)	
Costos directos			
1	Costo del equipo	24	22.5
2	Instalación	10	9.4
3	Instrumentación	3	2.8
4	Tuberías y accesorios	9	8.4
5	Instalaciones eléctricas	2	1.9
6	Obras civiles o estructuras	6	5.6
7	Facilidades y servicios	13	12.2
8	Terreno	2	1.9
Total directos			65
Costos indirectos			
9	Supervisión e ingeniería	8	8
10	Costos de construcción	9	8
11	Utilidades del contratista	4	4
12	contingencias	10	9
Total Indirectos			29
Total Inversión en capital fijo		100	94

Notas:

La instrumentación se refiere a sistemas de control automatizados.

Las facilidades o servicios comprenden a las instalaciones que proveen los diferentes servicios requeridos por la unidad de proceso, en nuestro caso específico se requiere agua a temperatura de 7°C para ello se tiene una instalación de refrigeración conformada por un chiller que usa refrigerante R-22.

La Supervisión e Ingeniería se refieren a todos los cargos en la preparación de los libros de diseño, diseño básico, diseño detallado, preparación de las hojas de especificación, planos y diagramas. También involucra la supervisión del proyecto, planeamiento y control de costos, inspección y costo de puesta en marcha.

Los costos de construcción incluyen la renta de herramienta y maquinas, materiales y equipos necesarios durante la puesta en marcha para efectuar reparaciones, cambios o mejoras.

Las Contingencias son para cubrir costos inesperados o que por error no hayan sido considerados.

3.5.2 INGRESOS POR PRODUCCIÓN

Lo constituye el flujo de dinero, planteando que todo lo producido es vendido. Este ingreso depende del precio del producto y del volumen de producción (o venta).

En nuestro caso específico el proceso recupera diclorometano líquido a partir de una mezcla vapor-gas de diclorometano y dióxido de carbono, en este contexto el ingreso de producción se calculara en base al volumen (o peso) que se recupera y el precio del producto es el precio del diclorometano en el mercado local.

Volumen de producción = Cantidad de CH₂Cl₂ recuperado

precio del producto = precio del CH₂Cl₂ en el mercado

Escenario Esperado de: 5 años

Producción de Vapor-Gas	1	2	3	4	5
TM/día	1.75	1.92	2.12	2.33	2.56

Nota: La producción en el año 1 es calculada a partir de 3 horas de emisión de la mezcla vapor-gas de diclorometano-dióxido de carbono y se espera que la producción aumente a razón de 10% anual.

Tabla N°15 Ingresos por recuperación de diclorometano con porcentaje de recuperación al 68%

CH ₂ Cl ₂ recuperado	1	2	3	4	5
TM/día	1.19	1.31	1.44	1.58	1.74
TM/año	372.47	408.65	451.22	495.92	544.87
Ingresos x Producción					
MUS\$/TM	0.53	0.53	0.53	0.53	0.53
TM/día	1.19	1.31	1.44	1.58	1.74
MUS\$/día	0.63	0.69	0.76	0.84	0.92
MUS\$/año	197.4	216.6	239.1	262.8	288.8

Nota: Para el cálculo anual se considera que la planta trabaja 6 días a la semana, considerando 313 días operativos.

3.5.3 COSTO DE MANUFACTURA

El costo de manufactura se calcula a partir del costo de cada uno de los factores necesarios para la producción estos son: la materia prima,

materiales, insumos, mano de obra, servicios (vapor, agua, electricidad, etc), supervisión, almacenamiento, control de calidad, etc.

El costo final del producto se determina como la suma de los costos de producción y los gastos generales (conformados por gastos administrativos y de ventas).

$$\text{Costo del producto} = \text{Costo de manufactura} + \text{Gastos generales}$$

El costo de manufactura está conformado por los siguientes costos:

- ⬇ Costos proporcionales al nivel de producción
- ⬇ Costos proporcionales a la inversión fija.
- ⬇ Costos proporcionales a la mano de obra.

A. COSTO PROPORCIONAL AL NIVEL DE PRODUCCIÓN

Parte del costo de manufactura es directamente proporcional al nivel de producción a estos costos se denominan costos variables los cuales están formados por: materia prima, servicios, productos químicos, etc.

Elemento	Requerimiento por TM de producto	Costo Unitario	Costo Variable
Electricidad	2.54 kwh	0.10 \$/kwh	0.26 \$/TM
Agua	10.44 m3	0.46 \$/m3	4.80 \$/TM
			5.06 \$/TM

La electricidad se calcula a partir del requerimiento de energía de las bombas y el agua a partir del requerimiento de fluido frío en los intercambiadores de calor

B. COSTO PROPORCIONAL A LA INVERSIÓN DE CAPITAL

Los elementos de esta fracción del costo de manufactura son: la depreciación, mantenimiento, seguros, impuestos a los activos y parte de los cargos operativos.

El cargo por depreciación depende del capital fijo y del método empleado en el cálculo y dada su importancia como escudo tributario se debe elegir adecuadamente el método de cálculo.

- ⚡ La depreciación lineal me permite un escudo tributario constante a lo largo de todo el horizonte proyectado (Es la que se usa en el país).
- ⚡ La depreciación de la prima de los años me permite un escudo tributario es proporcional al número de años de operación que falta, de tal manera que me permite un mayor escudo tributario en los primeros años de operación.
- ⚡ La depreciación acelerada me permite un escudo tributario mayor en los primeros años.

Estos tres casos son graficados en la figura N° 18 para ver su tendencia a lo largo del horizonte proyectado para:

Valor inicial V_0 (MUS\$) = 90

Valor rescate V_f (MUS\$) = 13.60

Tabla N°16 Resultados de depreciación por diferentes métodos.

MÉTODO DE CALCULO	DEPRECIACIÓN POR AÑO (MUS\$)				
	1	2	3	4	5
Lineal	15.94	15.94	15.94	15.94	15.94
Prima	26.56	21.25	15.94	10.63	5.31
Acelerada	29.60	20.25	13.86	9.48	6.49

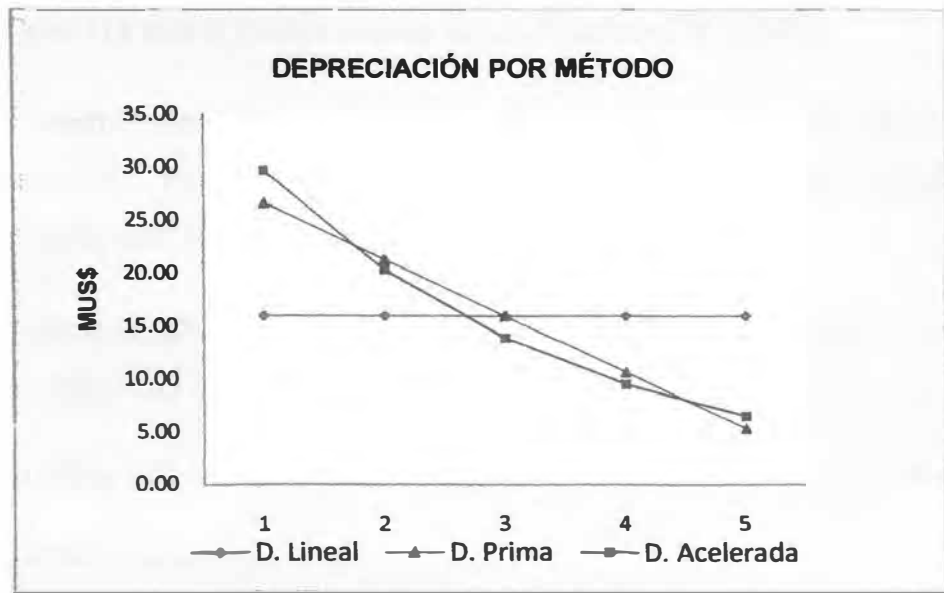


Figura N°18 Depreciación calculada por diferentes métodos

En este trabajo se utiliza el método de la depreciación lineal, ya que las normas peruanas trabajan en base a este método.

A continuación se muestra los rangos típicos de la participación de cada uno de los elementos del costo proporcional a la inversión (sin considerar la depreciación).

	Fracción del capital fijo
Mantenimiento	
* Procesos Sencillos	0.04
* Procesos Severos	0.06
* Procesos Severos y corrosivos	0.09
Seguros	0.01
Servicios Generales	0.05

Nota: se define proceso severo cuando el proceso trabaja a altas temperaturas y altas presiones.

C. COSTO PROPORCIONAL A LA MANO DE OBRA.

Este costo corresponde al costo directo de mano de obra, de supervisión, personal de laboratorio, etc. Necesarios para el funcionamiento correcto del proceso.

Este costo se calcula según el requerimiento de Horas Hombre directas requeridas y del total de días trabajados por año.

En la tabla N°17 se muestra el costo de manufactura sin considerar los gastos generales para todo el horizonte proyectado.

Tabla N°17 Costo de manufactura para el horizonte esperado

	COSTO DE MANUFACTURA POR AÑO				
	1	2	3	4	5
Costos Directos					
Mano de obra					
US\$/día	25	25	25	25	25
días/año	313	313	313	313	313
MUS\$/año	7.825	7.825	7.825	7.825	7.825
Supervisión					
US\$/día	45	45	45	45	45
días/año	313	313	313	313	313
MUS\$/año	14.085	14.085	14.085	14.085	14.085
Servicios					
US\$/TM	5.06	5.06	5.06	5.06	5.06
TM/año	372.47	408.65	451.22	495.92	544.87
MUS\$/año	1.89	2.07	2.28	2.51	2.76
Mantenimiento					
MUS\$/año	3.75	3.75	3.75	3.75	3.75
Servicios Generales					
MUS\$/año	4.69	4.69	4.69	4.69	4.69
Cargos Fijos					
Depreciación					
MUS\$/año	15.94	15.94	15.94	15.94	15.94
Seguros					
MUS\$/año	0.94	0.94	0.94	0.94	0.94
Total (MUS\$/año)	49.11	49.29	49.51	49.73	49.98

3.5.4 ESTADOS FINANCIEROS PROYECTADOS

Los estados financieros proyectados son herramientas imprescindibles en la evaluación de proyectos.

Los estados financieros proyectados son los siguientes:

- ↳ Estado de ganancias y Pérdidas del proyecto.
- ↳ Flujo de caja proyectado.
- ↳ Balance general proyectado.

En el presente trabajo solo evaluaremos el resultado de flujo de caja proyectado.

A. FLUJO DE CAJA PROYECTADO

El flujo de caja proyectado es el estado financiero donde se determina la rentabilidad de un proyecto, razón por la cual se le conoce como el corazón para la evaluación de la inversión.

En el flujo de caja proyectado se determinan las entradas y salidas de dinero del proyecto, las cuales son conocidas como flujo neto de fondos (FNF). Si el FNF es negativo indica salida de dinero y si es positivo, es ingreso de dinero. Y el flujo neto de fondos acumulados (FNFA)

El FNF en un determinado año es:

$$FNF = U. Neta + Depreciación - Inversión$$

Tabla N°18. FNF Y FNFA Para el horizonte esperado

MUS\$ ↓	Año →	0	1	2	3	4	5
Inversión en capital Fijo		-94					
Ingresos x Producción			197.4	216.6	239.1	262.6	286.6
Egresos x Manufactura			49.11	49.29	49.51	49.73	49.98
Margen Bruto			148.30	167.29	189.54	213.10	236.60
Depreciación O.k.			15.94	15.94	15.94	15.94	15.94
Margen antes de impuestos			132.36	151.36	173.70	197.17	222.66
Impuesto 0.3			39.71	45.41	52.11	59.15	66.86
Margen despues de impuestos			92.65	105.95	121.59	138.02	155.80
Depreciación O.k.			15.94	15.94	15.94	15.94	15.94
Flujo Neto de Fondos FNF		-94	108.59	121.89	137.23	153.96	171.94
FNF Acumulado FNFA		-94	14.84	136.73	274.26	428.21	600.15

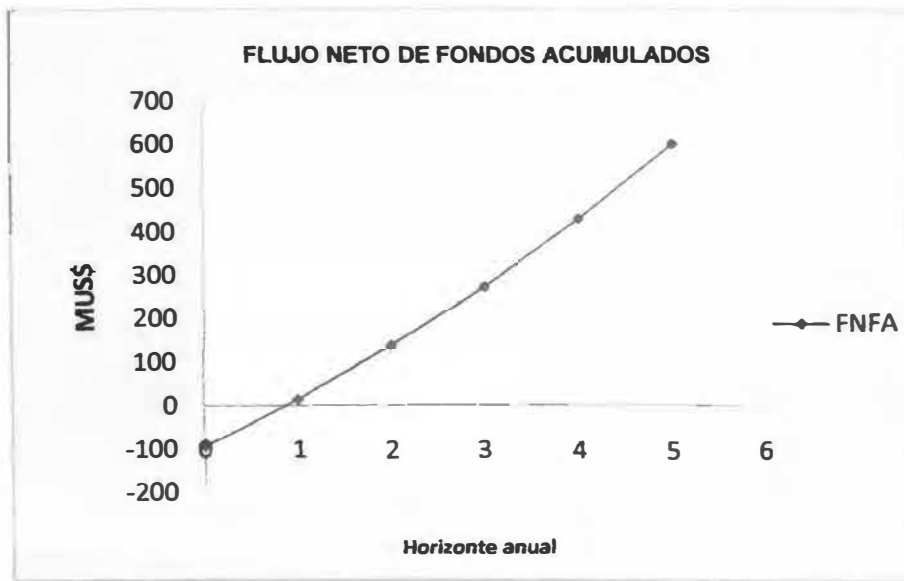


Figura N° 19 Flujo neto de fondos acumulados para el horizonte programado

CAPITULO 4:

CONCLUSIONES

- ↓ Los cálculos para el diseño de la torre empacada son: $\varnothing = 60\text{cm}$ y $H_{\text{relleno}} = 230\text{ cm}$. Estas dimensiones son relativamente pequeñas lo que indica que esta operación unitaria es muy eficaz.
- ↓ Para el diseño de Intercambiadores de calor se debe iniciar el cálculo planteando un intercambiador tipo de doble tubo ya que este dispositivo es el de más fácil ensamblaje y más económico. Si el área requerida de transferencia según este planteamiento es mayor a lo recomendado ($< 18\text{ m}^2$) se plantea el cálculo de transferencia de calor para otros tipos de intercambiadores (tipo coraza y tubos, u otros).
- ↓ El proceso de Deshumidificación planteado para la recuperación del diclorometano de la emisión de gases de síntesis de poliuretanos es rentable, según los cálculos el tiempo de recupero es un casi un año. Ver figura N°19.
- ↓ La recuperación de sustancias producidas y/o emitidas en todo proceso nos permite el aprovechamiento óptimo de los recursos, es necesario tener presente los sub-productos sólidos, líquidos y gaseosos de todo proceso, ya que su recuperación a través de una técnica adecuada significa ingresos adicionales a los que se obtienen de los productos principales.
- ↓ En la reacción de síntesis de poliuretano se genera CO_2 vapor que contamina el ambiente, se puede y debe reducir esta cantidad, para ello podemos utilizar CH_2Cl_2 como agente de expansión reemplazando al CO_2 (ver Eq. N° 43) y reformulando el contenido de los otros reactivos para no alterar las propiedades físicas del producto.

BIBLIOGRAFIA.

Robert E. Treybal, Operaciones de Transferencia de masa, Segunda edición
McGraw-Hill; paginas 213-289

Warren L. McCabe, Operaciones Unitarias en ingeniería química, Sexta edición
McGraw-Hill; paginas 87-130

Donald Q Kern, Procesos de transferencia de calor, Trigésima edición Compañía
editorial Continental, paginas 131-158.

Engineering Data Book, Gas Processors Suppliers Association edición 20, paginas
287-306

Peter and Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers

Perry's Chemical, Engineers' Handbook, Séptima edición McGraw-Hill.

Página Web: <http://www.matche.com/toc.htm>

APÉNDICE 1: Calor de vaporización de componentes Inorgánicos y Orgánicos.

Name	Formula	CAS no.	Mol wt	C.P.	T _m	K
Diphenyl ether	C ₁₂ H ₁₀ O	60297	141.23	4.000	0.3885	136.85
Ethyl propyl ether	C ₅ H ₁₂ O	62520	88.130	4.350	0.69824	135.65
Ethyl isopropyl ether	C ₅ H ₁₂ O	62547	88.130	4.250	0.3221	130
Methyl phenyl ether	C ₇ H ₁₀ O	100663	108.140	5.862	0.3125	235.65
Diphenyl ether	C ₁₂ H ₁₀ O	101548	170.211	6.243	0.30825	300.03
Formaldehyde	CH ₂ O	50000	30.026	3.020	0.2954	151.15
Formaldehyde	CH ₂ O	75020	44.023	4.000	0.62	150.15
1-Propanal	C ₃ H ₆ O	123286	58.080	4.192	0.26731	170
1-Propanal	C ₃ H ₆ O	123286	58.080	4.192	0.3849	170.25
1-Propanal	C ₃ H ₆ O	110023	58.134	3.175	0.3241	152
1-Propanal	C ₃ H ₆ O	66271	100.191	5.691	0.3533	217.15
1-Propanal	C ₃ H ₆ O	111212	114.158	6.129	0.32969	229.7
1-Propanal	C ₃ H ₆ O	124130	128.214	6.842	0.41039	246
1-Propanal	C ₃ H ₆ O	124196	132.241	7.363	0.41735	255.15
1-Propanal	C ₃ H ₆ O	112312	136.268	7.902	0.4129	267.15
Acetone	C ₃ H ₆ O	67641	58.080	4.250	0.3292	178.45
Methyl ethyl ketone	C ₅ H ₁₀ O	78933	72.102	4.620	0.355	186.45
2-Butanone	C ₄ H ₈ O	107579	58.134	3.130	0.29422	190.29
Methyl isopropyl ketone	C ₅ H ₁₀ O	56384	86.131	3.100	0.358	270
2-Butanone	C ₄ H ₈ O	591286	100.191	3.670	0.3812	212.35
2-Butanone	C ₄ H ₈ O	100.191	5.400	0.353	159.15	
2-Methyl-2-butanol	C ₅ H ₁₂ O	56367	100.191	5.110	0.3385	167.15
2-Pentanone	C ₅ H ₁₀ O	96270	86.134	3.239	0.40465	234.15
Ethyl isopropyl ketone	C ₆ H ₁₂ O	50295	100.191	3.350	0.40616	200
Ethyl propyl ketone	C ₆ H ₁₂ O	50580	114.158	3.580	0.3274	204.51
1-Octanone	C ₈ H ₁₆ O	105941	128.145	3.500	0.3535	242
Medical phenyl ketone	C ₁₀ H ₁₂ O	98562	120.191	6.014	0.32425	292.51
Pentan-2-one	C ₅ H ₁₀ O	59233	86.131	2.425	0.2704	131.25
1-Hexanone	C ₆ H ₁₂ O	74523	98.145	2.925	0.33	175.45
Pentan-2-one	C ₅ H ₁₀ O	6263	119.272	4.160	0.3284	206.63
Pentan-2-one	C ₅ H ₁₀ O	56233	133.822	4.252	0.3268	250.33
1-Heptanone	C ₇ H ₁₄ O	74839	98.145	3.100	0.3015	179.45
1-Heptanone	C ₇ H ₁₄ O	352398	128.162	2.7612	0.32162	129.45
1-Heptanone	C ₇ H ₁₄ O	73003	64.514	3.5240	0.3652	134.5
1-Heptanone	C ₇ H ₁₄ O	71964	105.906	3.9004	0.32012	154.35
1-Heptanone	C ₇ H ₁₄ O	23541	73.541	3.881	0.32036	150.25
1-Heptanone	C ₇ H ₁₄ O	23296	73.541	3.881	0.32036	150.25
1-Heptanone	C ₇ H ₁₄ O	73969	112.986	4.250	0.39204	200
1,2-Dichloropropane	C ₃ H ₄ Cl ₂	75825	112.986	4.250	0.39204	152.21
Vinyl chloride	C ₂ H ₃ Cl	75011	62.499	3.4125	0.1515	119.36
Phloracetone	C ₁₁ H ₁₆ O	162096	166.104	1.920	0.2212	230.41
1-Hexanone	C ₆ H ₁₂ O	105941	112.988	3.480	0.36614	227.95
1-Hexanone	C ₆ H ₁₂ O	105941	112.988	3.480	0.36614	227.95
Broacetone	C ₄ H ₈ O	105861	127.010	3.520	0.32694	212.45
Acetone	C ₃ H ₆ O	13239100	28.961	0.8121	0.3522	59.15
Hydrogen	H ₂	133240	2.016	0.0103	0.698	13.95
Hydrogen	H ₂	744019	4.032	0.0125	0.698	13.95
Neon	Ne	744019	20.180	0.238	1.303	2.2
Argon	Ar	744021	39.948	0.823	1.303	24.36
Phorone	F ₂	723414	37.962	0.826	0.4022	33.48
Chlorine	Cl ₂	723295	70.906	3.050	0.435	122.12
Bromine	Br ₂	723956	159.808	4.000	0.435	265.35
Nitric oxide	NO	10162439	30.006	2.1310	0.4056	109.3
Cyanogen	C ₂ N ₂	460195	52.036	3.2840	0.3202	245.25
Carbon dioxide	C O ₂	630050	44.010	0.2585	0.1921	216.55
Carbon dioxide	C O ₂	124239	44.010	0.2585	0.1921	216.55
Carbon disulfide	C S ₂	75133	76.133	3.4660	0.2956	191.11
Hydrogen fluoride	HF	764493	20.006	13.4310	13.36	272.56
Hydrogen chloride	HCl	7647010	36.461	2.093	0.3466	158.97
Hydrogen bromide	HBr	10025106	80.912	2.450	0.39	153.15
Hydrogen cyanide	HCN	24905	27.026	3.2490	0.203	259.83
Hydrogen sulfide	H ₂ S	753064	34.082	2.9626	0.3235	187.65
Sulfur dioxide	SO ₂	744619	64.063	3.626	0.4	197.67
Sulfur trioxide	SO ₃	744619	80.064	3.320	0.3642	259.85
Water	H ₂ O	7232185	18.015	3.2053	0.3189	273.16

Temperatures are expressed in kelvins; heats of vaporization, in kJ/mol. $\Delta H_v = 2.590E-04 = \text{cal/mol} \cdot \text{K} + 4.302106E-04 = \text{Btu/mol} \cdot \text{K}$

$\Delta H_v = (1.1 - 7.1 \cdot 10^{-5} \cdot T) \cdot T$ is the reduced temperature, T/T_b

APÉNDICE 2: Calor Específico de componentes Inorgánicos y Orgánicos Líquidos

Name	Formula	CAS no.	Molwt	C1	C2	C3	C4	C5
Dimethyl ether	C ₂ H ₆ O	115105	46.069	1.1010E+05	-1.5747E+02	5.1833E+01	0	0
Methyl ethyl ether	C ₃ H ₈ O	540670	60.096	1.2177E+05	-3.3190E+02	1.3890E+00	0	0
Methyl isopropyl ether	C ₄ H ₁₀ O	557175	74.123	1.4411E+05	-1.0200E+02	5.8113E+01	0	0
Methyl isopropyl ether	C ₄ H ₁₀ O	368538	74.123	1.4344E+05	-1.5407E+02	7.2550E+01	0	0
Methyl isobutyl ether	C ₅ H ₁₂ O	628284	88.150	1.7785E+05	-1.7137E+02	7.4370E+01	0	0
Methyl isobutyl ether	C ₅ H ₁₂ O	625445	88.150	5.1389E+04	4.5040E+02	0	0	0
Methyl tert-butyl ether	C ₅ H ₁₂ O	163494	88.150	1.4012E+05	-9.0000E+00	5.6300E+01	0	0
Diethyl ether	C ₄ H ₁₀ O	60207	74.123	4.4400E+04	4.3010E+03	-5.5000E+00	8.7630E+03	0
Ethyl propyl ether	C ₅ H ₁₂ O	628320	88.150	1.0368E+05	7.2630E+02	-2.6047E+00	4.0657E+03	0
Ethyl isopropyl ether	C ₅ H ₁₂ O	625547	88.150	1.0625E+05	2.0215E+02	0	0	0
Methyl phenyl ether	C ₇ H ₈ O	100663	108.140	1.5004E+05	9.3435E+01	2.3692E+01	0	0
Diphenyl ether	C ₁₂ H ₁₀ O	100848	170.211	1.3416E+05	4.4767E+02	0	0	0
Formic acid	CH ₂ O ₂	50000	30.026	6.1000E+04	2.8900E+01	0	0	0
Acetic acid	C ₂ H ₄ O ₂	75070	44.053	1.1510E+05	-4.3900E+02	1.4250E+00	0	0
Propionic	C ₃ H ₆ O ₂	123386	58.080	9.0908E+04	1.1573E+02	0	0	0
Butanoic	C ₄ H ₈ O ₂	123728	72.107	6.3682E+04	1.3201E+03	-7.1570E+00	1.2735E+02	0
Pentanoic	C ₅ H ₁₀ O ₂	110923	86.134	1.1206E+05	2.5775E+02	0	0	0
Hexanoic	C ₆ H ₁₂ O ₂	60251	100.161	1.1770E+05	3.2062E+02	0	0	0
Heptanoic	C ₇ H ₁₄ O ₂	111717	114.188	2.2236E+05	-1.0517E+02	6.5074E+01	0	0
Octanoic	C ₈ H ₁₆ O ₂	124130	128.214	1.3005E+05	4.6361E+02	0	0	0
Nonanoic	C ₉ H ₁₈ O ₂	124196	142.241	1.3652E+05	5.3120E+02	0	0	0
Decanoic	C ₁₀ H ₂₀ O ₂	112312	156.268	1.3046E+05	5.8003E+02	0	0	0
Formamide	CH ₃ NO	75127	45.041	6.3400E+04	1.5090E+02	0	0	0
N,N-Dimethylformamide	C ₄ H ₉ NO	68122	73.095	1.4700E+05	-1.0000E+02	3.8100E+01	0	0
Acetamide	C ₂ H ₅ NO	60355	59.068	1.0290E+05	1.2870E+02	0	0	0
N-Methylacetamide	C ₃ H ₇ NO	71063	73.095	6.2900E+04	2.4340E+02	0	0	0
Acetonitrile	C ₂ H ₃ N	75058	41.053	9.7582E+04	-1.2220E+02	3.4083E+01	0	0
Propionitrile	C ₃ H ₅ N	107120	55.070	1.1810E+05	-1.2006E+02	4.2073E+01	0	0
n-Butonitrile	C ₄ H ₇ N	100640	69.096	1.0400E+05	1.7400E+02	0	0	0
Benzonitrile	C ₇ H ₅ N	100470	105.123	7.6000E+04	3.1420E+02	0	0	0
Methyl mercaptan	CH ₄ S	74031	48.109	1.1520E+05	-2.6323E+02	6.0412E+01	0	0
Ethyl mercaptan	C ₂ H ₆ S	75051	62.136	1.2467E+05	-2.3430E+02	5.9656E+01	0	0
n-Propyl mercaptan	C ₃ H ₈ S	107030	76.163	1.6733E+05	-3.1010E+02	8.1270E+01	0	0
n-Butyl mercaptan	C ₄ H ₁₀ S	100595	90.180	2.3219E+05	-5.0435E+02	2.7083E+01	-2.3017E+03	0
Isobutyl mercaptan	C ₄ H ₁₀ S	51340	90.180	1.7336E+05	-2.1732E+02	7.0033E+01	0	0
sec-Butyl mercaptan	C ₄ H ₁₀ S	513531	90.180	1.9780E+05	-4.0154E+02	1.7219E+01	-1.2460E+03	0
Dimethyl sulfide	C ₂ H ₆ S	75153	62.136	1.4005E+05	-3.8005E+02	1.2033E+01	-8.4787E+04	0
Methyl ethyl sulfide	C ₃ H ₈ S	624805	76.163	1.6124E+05	-2.8861E+02	7.8179E+01	0	0
Diethyl sulfide	C ₄ H ₁₀ S	352032	90.180	2.3852E+05	-1.0384E+03	4.0687E+01	-4.4601E+03	0
Fluoromethane	CH ₃ F	303533	34.063	7.4746E+04	-1.3232E+02	5.3772E+01	0	0
Chloromethane	CH ₃ Cl	74873	50.488	9.6610E+04	-2.0700E+02	3.7456E+01	4.5800E+04	0
Tetrafluoromethane	CF ₄	67663	100.377	1.2455E+05	-1.6634E+02	4.3260E+01	0	0
Tetrachloromethane	CCl ₄	56225	153.822	-7.5270E+05	5.0661E+03	-3.0294E+01	3.4455E+02	0
Bromomethane	CH ₃ Br	74830	94.030	1.2163E+05	-3.0654E+02	2.1600E+01	-2.4234E+03	0
Iodomethane	CH ₃ I	353905	48.060	5.3906E+04	6.5454E+01	0	0	0
Chloroethane	C ₂ H ₅ Cl	75003	64.514	1.2700E+05	-3.4513E+02	9.1500E+01	0	0
Bromoethane	C ₂ H ₅ Br	7464	108.966	9.4384E+04	-1.9012E+02	4.4032E+01	0	0
Air		13225000	28.961	-2.1446E+05	9.1851E+03	-1.0512E+02	4.1616E+01	0
Hydrogen (cp. 2)	H ₂	133349	2.016	6.6633E+03	6.7650E+03	-1.2363E+02	1.7207E+02	0
Helium-4	He	744057	4.003	3.5722E+05	-4.6557E+05	2.1180E+06	-1.2484E+04	3.2120E+03
Neon	Ne	744019	20.180	1.0341E+05	-1.3877E+05	7.1507E+03	-1.6235E+02	1.3841E+00
Argon	Ar	7440371	39.948	1.3430E+05	-1.0804E+03	1.1043E+01	0	0
Chlorine	Cl ₂	7782414	37.067	-9.4355E+04	7.5230E+03	-1.3360E+02	1.1301E+00	-3.3201E+03
Bromine	Br ₂	7782505	70.905	6.2036E+04	4.6350E+01	-1.6230E+01	0	0
Iodine	I ₂	7782556	150.808	3.7570E+04	3.2850E+02	-6.7000E+01	0	0
Oxygen	O ₂	7782447	31.999	1.7543E+05	-6.1523E+03	1.1302E+02	-1.2382E+01	2.7063E+03
Nitrogen	N ₂	7782370	28.014	2.8197E+05	-1.2281E+04	2.4800E+02	-2.2182E+00	7.4002E+03
Amonia (cp. 2)	NH ₃	7664117	17.031	6.1280E+01	5.0025E+01	7.0000E+02	-2.6510E+03	0
Hydrazine	N ₂ H ₄	302012	32.045	7.9815E+04	5.0020E+01	4.3700E+02	0	0
Nitrous oxide	N ₂ O	10024972	44.013	6.7556E+04	5.4370E+01	0	0	0
Nitric oxide	NO	1002419	30.006	-2.0706E+05	7.0002E+01	4.0720E+02	1.8870E+00	0
Cyanogen	C ₂ N ₂	100105	52.036	2.1522E+05	-2.4120E+01	4.8840E+01	0	0
Carbon monoxide (cp. 2)	CO	630080	28.010	6.5424E+01	2.8723E+01	-8.4730E+02	1.0906E+03	0
Carbon dioxide	CO ₂	124389	44.010	-5.3043E+05	1.0437E+05	-1.3333E+02	6.0072E+01	0
Carbon disulfide	CS ₂	75150	76.143	5.8000E+04	-1.2200E+02	5.0000E+01	-1.4520E+03	2.0050E+06
Hydrogen fluoride	HF	7664576	20.006	6.2520E+01	-2.2902E+02	6.2070E+01	0	0
Hydrogen chloride	HCl	7647010	36.461	4.7200E+04	9.0000E+01	0	0	0
Hydrogen bromide	HBr	10035108	80.912	5.7720E+04	9.0000E+00	0	0	0
Hydrogen cyanide	HCN	74008	27.026	9.5368E+04	-1.0752E+02	3.8800E+01	0	0
Hydrogen sulfide (cp. 2)	H ₂ S	7783081	34.082	6.4066E+01	4.0031E+01	2.2403E+01	-1.6230E+03	0
Sulfur dioxide	SO ₂	744006	64.065	5.5743E+04	5.7443E+00	0	0	0
Sulfur trioxide	SO ₃	7440119	80.064	2.5900E+05	0.0000E+00	0	0	0
Water	H ₂ O	7782183	18.015	2.7637E+05	-2.0000E+03	8.1250E+00	-1.1116E+02	3.3701E+06

Extracto de la tabla 2-196 del Perry's Chemical Engineer's Handbook – Séptima Edición.

APÉNDICE 3: Calor Específico de componentes Inorgánicos y Orgánicos Gases

Name	Formula	CAS no.	Mol.wt.	C1 × 1E-05	C2 × 1E-05	C3 × 1E-03	C4 × 1E-05	C5
Methyl tert-butyl ether	C ₅ H ₁₂ O	1634041	88.150	0.9033	3.0667	1.7426	2.0764	705.50
Diethyl ether	C ₄ H ₁₀ O	60297	74.123	0.9621	2.5510	1.5413	1.4370	-685.0
Ethyl propyl ether	C ₅ H ₁₂ O	625320	88.150	1.1320	2.0400	1.8270	2.0650	-852
Ethyl isopropyl ether	C ₅ H ₁₂ O	625547	88.150	1.0453	3.0032	1.7088	2.1311	817.35
Methyl phenyl ether	C ₇ H ₁₀ O	100663	108.140	0.7637	2.0377	1.6051	2.1700	751.2
Diphenyl ether	C ₁₂ H ₁₀ O	101845	170.211	1.0085	4.3412	1.6222	3.6455	743.62
Formaldehyde	CH ₂ O	50000	30.026	0.3327	0.4054	1.5066	0.2805	501.0
Acetaldehyde	C ₂ H ₄ O	75070	44.063	0.4451	1.0687	1.6141	0.6135	737.8
1-Propanal	C ₃ H ₆ O	123356	58.069	0.7174	1.0140	2.0144	1.1705	930.6
1-Butanal	C ₄ H ₈ O	123725	72.107	0.9066	2.3731	1.9734	1.5866	504.13
1-Pentanal	C ₅ H ₁₀ O	110623	86.134	1.0743	2.5363	1.9540	2.0146	800.14
1-Hexanal	C ₆ H ₁₂ O	66251	100.161	1.2320	2.2146	1.8400	1.2100	2205
1-Heptanal	C ₇ H ₁₄ O	111717	114.155	1.4040	2.5007	0.9315	1.3120	2201
1-Octanal	C ₈ H ₁₆ O	124130	128.214	1.6085	4.2180	1.0126	3.2750	800
1-Nonanal	C ₉ H ₁₈ O	124196	142.241	1.7347	4.5115	1.7120	3.3256	810.06
1-Decanal	C ₁₀ H ₂₀ O	112312	156.265	1.9641	5.1412	1.8080	4.1278	862.51
Acetone	C ₃ H ₆ O	67641	58.080	0.5704	1.6320	1.6070	0.9650	731.5
Methyl ethyl ketone	C ₄ H ₈ O	75033	72.107	0.7540	2.1032	1.5455	1.1855	603
2-Butanone	C ₄ H ₈ O	107570	58.134	0.9006	2.7085	1.6502	1.8012	743.06
Methyl isopropyl ketone	C ₅ H ₁₀ O	56394	86.134	1.3014	1.7640	1.2076	-407.4000	10.503
2-Hexanone	C ₆ H ₁₂ O	591756	100.161	1.0040	1.5070	0.8890	1.4740	1772
Methyl isobutyl ketone	C ₆ H ₁₂ O	105101	100.161	1.2270	2.1050	0.5420	1.1010	2460
3-Methyl-2-pentanone	C ₆ H ₁₂ O	565617	100.161	1.0025	3.3100	1.6000	2.3000	770.7
Methyl mercaptan	C ₂ H ₆ S	74031	48.100	0.4146	0.8307	1.5800	0.4612	716.7
Ethyl mercaptan	C ₃ H ₈ S	75061	62.136	0.5576	1.3617	1.5221	0.9073	657.5
n-Propyl mercaptan	C ₃ H ₈ S	107100	76.163	0.7474	1.9523	1.6310	1.2112	750.02
n-Butyl mercaptan	C ₄ H ₁₀ S	100705	90.180	0.9245	2.7746	1.6837	1.3074	758.68
Isobutyl mercaptan	C ₄ H ₁₀ S	513440	90.180	0.9142	2.4513	1.6265	1.6157	745.5
sec-Butyl mercaptan	C ₄ H ₁₀ S	513531	90.180	0.9237	2.5106	1.6100	1.5641	730.2
Dimethyl sulfide	C ₂ H ₆ S	75183	62.136	0.6037	1.3747	1.6410	0.7058	-743.5
Methyl ethyl sulfide	C ₃ H ₈ S	624805	76.163	0.7505	1.9577	1.6424	1.1049	740.10
Diethyl sulfide	C ₄ H ₁₀ S	352402	90.180	0.9420	2.6963	1.7624	1.6752	-708.3
Fluoromethane	CH ₃ F	503533	34.033	0.3320	0.7360	1.8630	0.4605	801.16
Chloromethane	CH ₃ Cl	74873	50.485	0.3100	0.7246	1.7230	0.4480	750.5
Trichloromethane	CHCl ₃	67663	119.377	0.3042	0.6573	0.9250	0.4030	300.6
Tetrachloromethane	CCl ₄	56235	153.822	0.3755	0.7054	0.5121	0.4550	236.1
Bromomethane	CH ₃ Br	74830	94.930	0.3577	0.7150	1.5750	0.4175	601.4
Fluoroethane	C ₂ H ₅ F	353366	48.090	0.4437	1.3110	1.6422	0.5514	738.77
Chloroethane	C ₂ H ₅ Cl	75003	64.514	0.4565	1.2067	1.5002	0.5900	708.8
Bromoethane	C ₂ H ₅ Br	74064	108.965	0.4710	1.2767	1.5067	0.5817	703.87
1-Chloropropane	C ₃ H ₇ Cl	500445	78.541	0.6210	1.5130	1.6200	1.2337	721
2-Chloropropane	C ₃ H ₇ Cl	75206	78.541	0.6181	1.5023	1.5438	1.1903	655.03
1,1-Dichloropropane	C ₃ H ₆ Cl ₂	78000	112.995	0.7145	1.7340	1.5240	1.2230	674.2
1,2-Dichloropropane	C ₃ H ₆ Cl ₂	78875	112.995	0.7066	1.7420	1.7157	1.2627	705.1
Vinyl chloride	C ₂ H ₃ Cl	75014	62.490	0.4236	0.8735	1.6402	0.6556	730.07
Fluorobenzene	C ₆ H ₅ F	462066	96.104	0.6265	2.1646	1.5610	1.7275	-724.20
Chlorobenzene	C ₆ H ₅ Cl	108007	112.555	0.5011	2.3100	2.1570	2.0160	-807.6
Bromobenzene	C ₆ H ₅ Br	108861	157.010	0.7210	2.0640	1.6504	1.6570	765.3
Carbon monoxide	CO	63060	28.010	0.2011	0.0577	3.0851	0.0516	1535.2
Carbon dioxide	CO ₂	124380	44.010	0.2037	0.3454	1.4250	0.2640	585
Carbon disulfide	CS ₂	75150	76.143	0.3010	0.3335	0.8960	0.2803	374.7
Hydrogen fluoride	HF	7664303	20.006	0.2013	0.0033	2.0060	0.0020	1326
Hydrogen chloride	HCl	7647010	36.461	0.2016	0.0005	2.0005	-0.0011	120
Hydrogen bromide	HBr	10035106	80.912	0.2012	0.0033	2.1420	0.0157	1400
Hydrogen cyanide	HCN	74005	27.026	0.3013	0.3171	1.6102	0.2173	626
Hydrogen sulfide	H ₂ S	778264	34.062	0.3320	0.2600	0.9134	-0.1705	500.4
Sulfur dioxide	SO ₂	7440005	64.065	0.3335	0.2586	0.9328	0.1085	423.7
Sulfur trioxide	SO ₃	7440110	80.064	0.3341	0.4065	0.9732	0.2856	303.74
Water	H ₂ O	7732155	18.015	0.3336	0.2670	2.6105	0.0300	1160

Temperatures are expressed in kelvins; heat capacities, in J/(kmol·K).
 J/(kmol·K) × 2.390E-04 = cal/(gmol·°C); J/(kmol·K) × 2.390069E-04 = Btu/(lbmol·°F)

Use heat capacity = $C_1 + C_2 \left[\frac{C_3}{T} \right] \left[\sinh \left(\frac{C_3}{T} \right) \right] + C_4 \left[\frac{C_5}{T} \right] \left[\cosh \left(\frac{C_5}{T} \right) \right]$ unless otherwise specified.

Equation 2 is heat capacity = $C_1 + C_2 \times T + C_3 \times T^2 + C_4 \times T^3 + C_5 \times T^4$.
 Equation 3 is heat capacity = $C_1 + C_2 \times \ln T + C_3/T + C_4 \times T$.

APENDICE 4:

Densidad de Inorgánicos y Orgánicos Líquidos

Name	Formula	CAS no.	Mol. wt.	C1	C2	C3	C4
Ethyl propyl ether	C ₅ H ₁₂ O	628320	88.150	0.7916	0.266	500.23	0.292
Ethyl isopropyl ether	C ₅ H ₁₂ O	625547	88.150	0.82040	0.26004	489	0.30351
Methyl phenyl ether	C ₇ H ₈ O	100663	108.140	0.77488	0.26114	645.6	0.28234
Diphenyl ether	C ₁₂ H ₁₀ O	101548	170.211	0.52133	0.26218	766.8	0.31033
Formaldehyde ²	CH ₂ O	50000	30.026	1.415	0.22910	408	0.28571
Acetaldehyde	C ₂ H ₄ O	75070	44.053	1.6944	0.26167	466	0.2913
1-Propanal	C ₃ H ₆ O	123396	58.080	1.206	0.26430	504.4	0.29471
1-Butanal	C ₄ H ₈ O	123728	72.107	1.0361	0.26731	537.2	0.28907
1-Pentanal	C ₅ H ₁₀ O	110623	86.134	0.83871	0.26252	566.1	0.29444
1-Hexanal	C ₆ H ₁₂ O	66251	100.161	0.71890	0.26531	591	0.27628
1-Heptanal	C ₇ H ₁₄ O	111717	114.188	0.62640	0.26376	617	0.29221
1-Octanal	C ₈ H ₁₆ O	124130	128.214	0.56833	0.26030	638.1	0.26975
1-Nonanal	C ₉ H ₁₈ O	124196	142.241	0.49587	0.26135	658	0.30736
1-Decanal	C ₁₀ H ₂₀ O	112312	156.268	0.46892	0.27146	674.2	0.26860
Acetone	C ₃ H ₆ O	67641	58.080	1.2332	0.25886	508.2	0.2913
Methyl ethyl ketone	C ₄ H ₈ O	78033	72.107	0.93767	0.25035	535.5	0.29164
2-Pentanone	C ₅ H ₁₀ O	107579	86.134	0.80411	0.27207	561.08	0.30660
Methyl isopropyl ketone ¹	C ₅ H ₁₀ O	563504	86.134	0.8374	0.26204	553	0.2857
2-Hexanone	C ₆ H ₁₂ O	591786	100.161	0.70680	0.26073	587.06	0.2963
Methyl isobutyl ketone	C ₆ H ₁₂ O	108101	100.161	0.71791	0.26491	571.4	0.28544
3-Methyl-2-pentanone ¹	C ₆ H ₁₂ O	565617	100.161	0.6069	0.2587	573	0.2857
3-Pentanone	C ₅ H ₁₀ O	96220	86.134	0.71811	0.24120	560.95	0.27506
Ethyl isopropyl ketone	C ₆ H ₁₂ O	565605	100.161	0.66460	0.24527	567	0.34905
Diisopropyl ketone	C ₇ H ₁₄ O	565500	114.188	0.56213	0.23385	576	0.2618
Cyclohexanone	C ₆ H ₁₀ O	108041	98.145	0.8663	0.26041	653	0.2977
Methyl phenyl ketone	C ₈ H ₈ O	98562	120.151	0.64417	0.24863	709.5	0.28661
Fluoromethane	CH ₃ F	503333	34.033	2.1854	0.24725	317.42	0.27558
Chloromethane	CH ₃ Cl	74873	50.488	1.817	0.25877	416.25	0.2833
Trichloromethane	CHCl ₃	67663	119.377	1.0841	0.2551	536.4	0.2741
Tetrachloromethane	CCl ₄	56235	153.822	0.90835	0.274	556.35	0.287
Bromomethane	CH ₃ Br	74839	94.939	1.6702	0.26141	467	0.29402
Fluoroethane	C ₂ H ₅ F	353366	48.060	1.6525	0.27060	375.31	0.2442
Chloroethane	C ₂ H ₅ Cl	75003	64.514	2.176	0.3377	460.35	0.3361
Bromoethane	C ₂ H ₅ Br	74064	108.966	1.1906	0.25896	503.8	0.29152
1-Chloropropane	C ₃ H ₇ Cl	540645	78.541	1.067	0.26832	503.15	0.28065
2-Chloropropane	C ₃ H ₇ Cl	75206	78.541	1.1202	0.27660	489	0.27646
1,1-Dichloropropane ¹	C ₃ H ₆ Cl ₂	78009	112.986	0.91064	0.26561	560	0.28571
1,2-Dichloropropane	C ₃ H ₆ Cl ₂	78575	112.986	0.80833	0.26142	572	0.2865
Vinyl chloride	C ₂ H ₃ Cl	75014	62.460	1.5115	0.2707	432	0.2716
Fluorobenzene	C ₆ H ₅ F	482086	96.104	1.0146	0.2727	560.00	0.28201
Chlorobenzene	C ₆ H ₅ Cl	108007	112.558	0.8711	0.26906	632.35	0.2790
Bromobenzene	C ₆ H ₅ Br	108861	157.010	0.8226	0.26632	670.15	0.2821
Nitrous oxide	N ₂ O	10024072	44.013	2.781	0.27241	399.57	0.2882
Nitric oxide	NO	10102439	30.006	3.216	0.3944	180.15	0.242
Cyanogen	C ₂ N ₂	460195	52.036	1.0761	0.29051	400.15	0.29635
Carbon monoxide	CO	630090	28.010	2.807	0.27532	132.92	0.2813
Carbon dioxide	CO ₂	124389	44.010	2.765	0.26212	304.21	0.2905
Carbon disulfide	CS ₂	75150	76.143	1.7065	0.28740	552	0.3226
Hydrogen fluoride	HF	7664303	20.006	2.3635	0.1766	461.15	0.3733
Hydrogen chloride	HCl	7647010	36.461	3.342	0.2729	224.65	0.3217
Hydrogen bromide ¹	HBr	10035106	80.912	2.832	0.2832	363.15	0.28571
Hydrogen cyanide	HCN	74008	27.026	1.3113	0.18580	456.65	0.28206
Hydrogen sulfide	H ₂ S	7783064	34.082	2.7672	0.27300	373.53	0.29015
Sulfur dioxide	SO ₂	7446005	64.065	2.106	0.25542	459.75	0.2816
Sulfur trioxide	SO ₃	7446119	80.064	1.4060	0.19013	400.55	0.4350
Water ²	H ₂ O	7732185	18.015	3.459	0.30542	647.13	0.981

Temperatures are in kelvins. Liquid densities are in kmol/m^3 . Density formulas: $\text{kmol/m}^3 \times (\text{mol. wt.}/1E+03) = \text{g/cm}^3$.
The liquid density equation is $C_1T^{-2.17} + C_2$, unless otherwise noted.

Extracto de la tabla 2-30 del Perry's Chemical Engineer's Handbook – Séptima Edición.

APENDICE 5: Viscosidades de Gases: Coordenadas para ser usadas en la Fig. 20

Gas	Z	Y	$\mu \cdot 10^7 p$	Gas	Z	Y	$\mu \cdot 10^7 p$
Acetic acid	7.0	14.6	825 (50)	Hydrogen-sulfur dioxide			
Acetone	5.4	13.2	735	10% H ₂ , 90% SO ₂	5.7	18.1	1250 (17)
Acetylene	9.3	15.5	1017	20% H ₂ , 80% SO ₂	5.6	18.2	1277 (17)
Air	10.4	20.4	1512	30% H ₂ , 50% SO ₂	5.9	15.3	1332 (17)
Ammotia	5.4	16.0	1000	80% H ₂ , 20% SO ₂	9.7	17.7	1906 (17)
Aniline (β)	5.6	12.2	676	Hydrogen bromide	5.4	21.6	1843
Argon	9.7	22.6	2215	Hydrogen chloride	5.5	19.2	1425
Arsine	5.6	20.0	1576	Hydrogen cyanide	7.1	14.5	757
Benzene	5.7	13.2	746	Hydrogen iodide	5.5	21.5	1850
Bromine	5.5	19.4	1465	Hydrogen sulfide	5.4	18.0	1295
Butane (n)	5.6	13.2	735	Iodine	5.7	18.7	1730 (100)
Butane (iso)	5.6	13.2	744	Krypton	9.4	24.0	2480
Butyl acetate (iso)	5.7	16.3	775	Mercury	7.4	24.0	4500 (200)
Butylene (n)	5.4	13.5	761	Mercuric bromide	5.5	19.0	2283
Butylene (β)	5.7	13.1	746	Mercuric chloride	7.7	18.7	2900 (200)
Butylene (iso)	5.3	13.9	786	Mercuric iodide	5.4	18.0	2045 (200)
Butyl formate (iso)	6.6	16.0	840	Mesitylene	9.5	19.2	660 (50)
Cadmium	7.5	22.5	3600 (500)	Methane	9.5	15.8	1002
Carbon dioxide	5.9	19.1	1463	Methane deuterated	9.5	17.6	1200
Carbon disulfide	5.5	15.8	990	Methanol	5.3	15.6	1035
Carbon monoxide	10.5	20.0	1740	Methyl acetate	5.4	14.0	870 (50)
Carbon oxy sulfide	5.2	17.0	1220	Methyl acetylene	5.9	14.3	897
Carbon tetrachloride	5.0	15.3	966	3-Methyl-1-butene	5.0	13.3	716
Chlorine	5.5	18.3	1335	Methyl butyrate (iso)	6.6	15.8	824
Chloroform	5.5	15.7	1000	Methyl bromide	5.1	18.7	1327
Cyanogen	5.2	16.2	1002	Methyl chloride	5.5	16.5	1002
Cyclohexane	9.0	12.2	701	3-Methylene-1-butene	5.0	13.3	716
Cyclopropane	5.3	14.7	870	Methylene chloride	5.5	15.8	1090
Densium	11.0	16.2	1240	Methyl formate	5.1	18.0	1023
Diethyl ether	5.5	12.7	730	Neon	11.1	25.8	3113
Dimethyl ether	9.0	15.0	925	Nitric oxide	10.4	20.8	1800
Diphenyl ether	5.6	10.4	610 (50)	Nitrogen	10.6	20.0	1766
Diphenyl methane	5.0	10.3	605 (50)	Nitrous oxide	9.0	19.0	1480
Ethane	9.0	14.5	915	Nonane (n)	9.2	5.9	554 (50)
Ethanol	5.2	14.5	835	Octane (n)	5.5	9.8	586 (50)
Ethyl acetate	5.4	13.4	743	Oxygen	10.2	21.6	2026
Ethyl chloride	5.5	13.6	978	Pentane (n)	5.5	12.3	688
Ethylene	9.5	15.2	1010	Pentane (iso)	5.9	12.1	655
Ethyl propionate	12.0	12.4	800	Phosphene	5.5	17.0	1150
Fluorine	7.3	23.8	2250	Propane	5.9	13.5	800
Freon-11	5.6	16.2	1206 (93)	Propanol (n)	5.4	13.5	770
Freon-12	9.0	17.4	1416 (93)	Propanol (iso)	5.4	13.6	774
Freon-14	9.5	20.4	1716	Propyl acetate	5.0	14.3	797
Freon-21	9.0	16.7	1380 (93)	Propylene	5.5	14.4	840
Freon-22	9.0	17.7	1554 (93)	Perchlorine	5.6	13.3	830 (50)
Freon-113	11.0	14.0	1166 (93)	Silane	9.0	16.8	1148
Freon-114	9.4	16.4	1364 (93)	Stannic chloride	9.1	16.0	1330 (100)
Helium	11.3	20.5	1946	Stannic bromide	9.0	16.7	142 (100)
Heptane (n)	5.6	10.6	618 (50)	Sulfur dioxide	5.4	15.2	1250
Hexane (n)	5.4	12.0	684	Thiazole	10.0	14.4	108
Hydrogen	11.3	12.4	880	Thiophene	5.3	14.2	901 (50)
Hydrogen-helium				Toluene	5.6	12.5	686
10% H ₂ , 90% He	11.0	20.5	1750 (0)	2,2,3-Trimethylbutane	10.0	10.4	604 (50)
25% H ₂ , 75% He	11.0	19.4	1603 (0)	Trimethyl methane	5.0	13.0	686
40% H ₂ , 60% He	10.7	18.4	1451 (0)	Water	5.0	16.0	1250 (100)
60% H ₂ , 40% He	10.5	16.7	1227 (0)	Xenon	9.3	23.0	2255
80% H ₂ , 19% He	10.5	15.0	1016 (0)	Zinc	5.0	22.0	5250 (500)

Tabla 2-364 del Perry's Chemical Engineer's Handbook – Septima Edición.

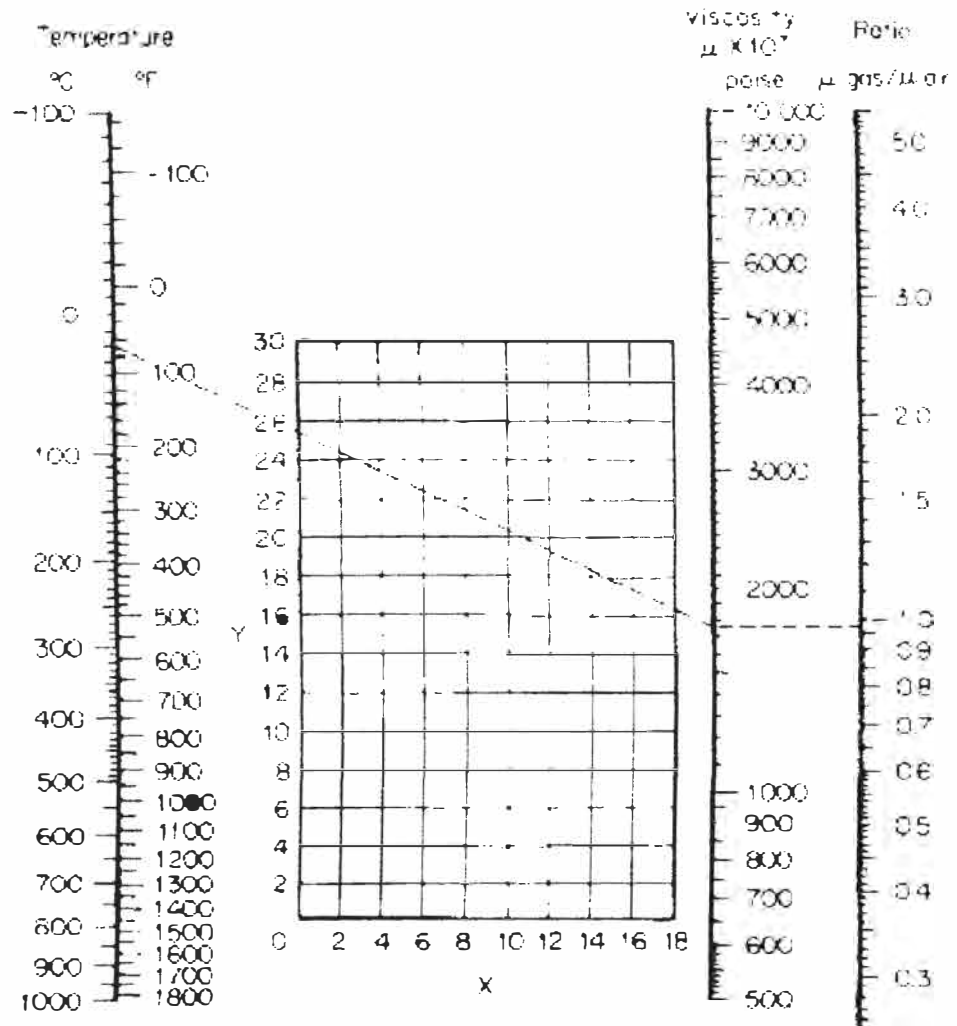


Fig. 20. Nomograma para determinar la viscosidad absoluta de gases en función de la temperatura a presiones cercanas a la presión ambiental

APENDICE 6: Viscosidades de Líquidos: coordenadas para ser usadas en la Fig. 21

Liquid	α	β	Liquid	α	β
Acetaldehyde	17.2	4.8	Freon-11	12.7	11.1
Acetic acid, 100%	12.1	11.2	Freon-113	2.0	3.0
Acetic acid, 70%	9.5	17.9	Freon-12	6.3	10.6
Acetic anhydride	12.7	12.5	Heptane	14.1	5.1
Acetone, 100%	11.7	7.2	Hexane	14.7	7.9
Acrylonitrile	7.9	15.9	Hexachlorocyclopentadiene	13.9	16.6
Acrylonitrile	11.1	7.4	Isobutylene	12.8	13.9
Acrylonitrile	12.3	13.9	Isobutyl alcohol	7.1	18.9
Allyl alcohol	10.2	13.3	Isobutyl acetate	12.2	14.4
Allyl bromide	11.1	9.9	Isopropyl alcohol	5.2	19.9
Allyl chloride	11.9	11.7	Isopropyl bromide	14.1	11.2
Ammonia, 100%	12.6	2.0	Isopropyl chloride	13.9	7.1
Ammonia, 20%	19.1	13.9	Isopropyl iodide	13.7	11.2
Aniline, 100%	11.8	12.7	Kerosene	16.2	16.9
Aniline, 50%	7.5	15.1	Lauryl alcohol	7.5	27.2
Aniline	5.1	15.7	Mesitylene	18.1	16.1
Anisole	12.3	13.5	Methanol, 100%	12.1	19.7
Acrylonitrile, 100%	13.9	13.7	Methanol, 90%	12.3	11.8
Benzene	12.7	19.9	Methanol, 80%	7.8	15.7
Benzene, 100%, 25%	9.6	15.9	Methyl acetate	14.2	5.2
Benzene, 100%, 25%	19.2	16.9	Methyl acrylate	13.9	16.5
Bromine	11.2	13.2	Methyl benzoate	12.3	16.7
Bromobenzene	20.0	15.9	Methyl butyrate	13.2	19.3
Bromocyclohexane	12.3	11.9	Methyl chloride	15.9	3.8
Bromofluorobenzene	11.7	12.6	Methyl ethyl ether	13.9	5.9
Bromobenzene	8.6	13.2	Methyl formate	14.2	7.5
Bromobenzene	12.1	15.3	Methyl iodide	14.3	19.3
Bromochlorobenzene	11.6	9.3	Methyl isopropyl ether	13.5	19.9
Bromochlorobenzene	16.1	7.5	Methyl isopropyl ketone	14.3	16.5
Bromochlorobenzene	12.7	13.1	Methyl sulfide	15.3	18.1
Bromobenzene	12.3	12.1	Naphthalene	7.9	18.1
Bromobenzene	11.1	19.2	Nitrobenzene	12.8	13.8
Bromobenzene, 100%	11.2	18.1	Nitrobenzene, 90%	16.8	17.9
Bromobenzene, 100%	13.9	13.3	Nitrobenzene	19.9	16.2
Bromobenzene, 100%	13.3	12.7	Nitrosobenzene	12.9	18.6
Bromobenzene, 100%	11.3	12.5	Nitroethane	11.9	17.9
Bromobenzene, 100%	2.9	20.8	Octane	13.7	16.9
Bromobenzene	2.9	23.3	Cyclohexane	6.9	21.1
Bromobenzene	9.8	12.9	Perchloroethylene	19.9	17.3
Bromobenzene	12.7	15.8	Pentane	14.9	5.2
Bromobenzene	13.2	12.2	Phenol	6.9	26.8
Bromobenzene	11.6	8.9	Phosphorus trichloride	13.8	16.7
Bromobenzene	13.5	9.2	Phosphorus trichloride	16.2	19.9
Bromobenzene	11.9	16.1	Propionic acid	12.8	13.8
Bromobenzene	5.9	24.7	Propyl acetate	13.1	16.8
Bromobenzene	12.9	18.3	Propyl alcohol	9.1	16.5
Bromobenzene	13.2	8.9	Propyl bromide	14.5	16.6
Bromobenzene	19.3	17.7	Propyl chloride	14.4	7.5
Bromobenzene	13.7	9.1	Propyl iodide	14.1	16.7
Bromobenzene	12.7	19.1	Propyl nitrate	14.1	11.6
Bromobenzene, 100%	19.5	13.8	Selenium	16.1	13.9
Bromobenzene, 100%	9.8	14.3	Selenic hydride, 50%	3.2	23.8
Bromobenzene, 100%	8.7	16.6	Stannic chloride	13.5	12.8
Bromobenzene	13.2	11.7	Stannous chloride	19.1	26.8
Bromobenzene	11.5	5.1	Sulfur dioxide	15.2	7.1
2-Bromobenzene	11.2	11.9	Sulfuric acid, 110%	7.2	25.1
Bromobenzene	11.8	16.9	Sulfuric acid, 100%	8.9	25.1
Bromobenzene	11.5	5.1	Sulfuric acid, 100%	7.9	21.8
Bromobenzene	11.2	5.1	Sulfuric acid, 90%	19.2	21.3
2-Bromobenzene	9.9	15.9	Sulfur tetrachloride	15.2	12.1
Bromobenzene	14.7	19.3	Tetrahydrofuran	11.9	15.7
Bromobenzene	13.2	9.9	Thiophene	13.2	11.6
Bromobenzene	14.9	7.9	Titanium tetrachloride	14.1	12.3
Bromobenzene	13.8	8.9	Toluene	13.7	16.1
Bromobenzene	11.9	13.7	Trichloroethylene	14.8	19.3
Bromobenzene	12.7	12.2	Trichloroethylene	4.7	24.8
Bromobenzene	16.9	23.6	Tungsten	11.5	11.9
Bromobenzene	14.1	8.7	Vanillic acid	14.9	8.8
Bromobenzene	13.7	19.1	Vanillin	13.1	12.9
Bromobenzene	19.7	15.8	Water	19.2	13.9
Freon-11	14.1	19.9	Xylene, ortho	13.5	12.1
Freon-12	19.8	5.6	Xylene, meta	13.9	19.9
Freon-21	15.7	7.5	Xylene, para	13.9	16.9
Freon-22	17.2	4.7			

Tabla 2-365 del Perry's Chemical Engineer's Handbook – Septima Edición.

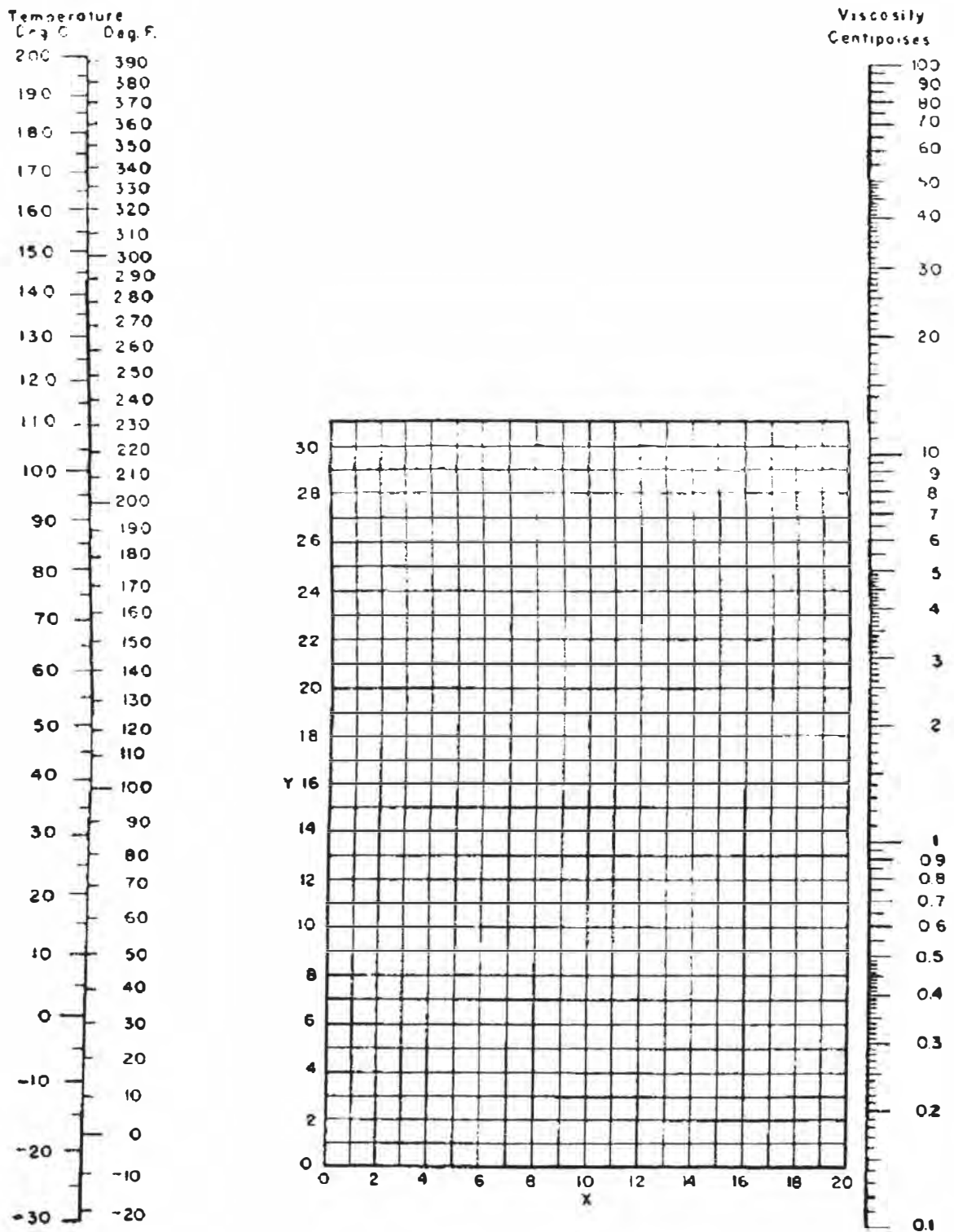


Fig. 21 Nomograma para determinar las viscosidades de los líquidos en función de la temperatura

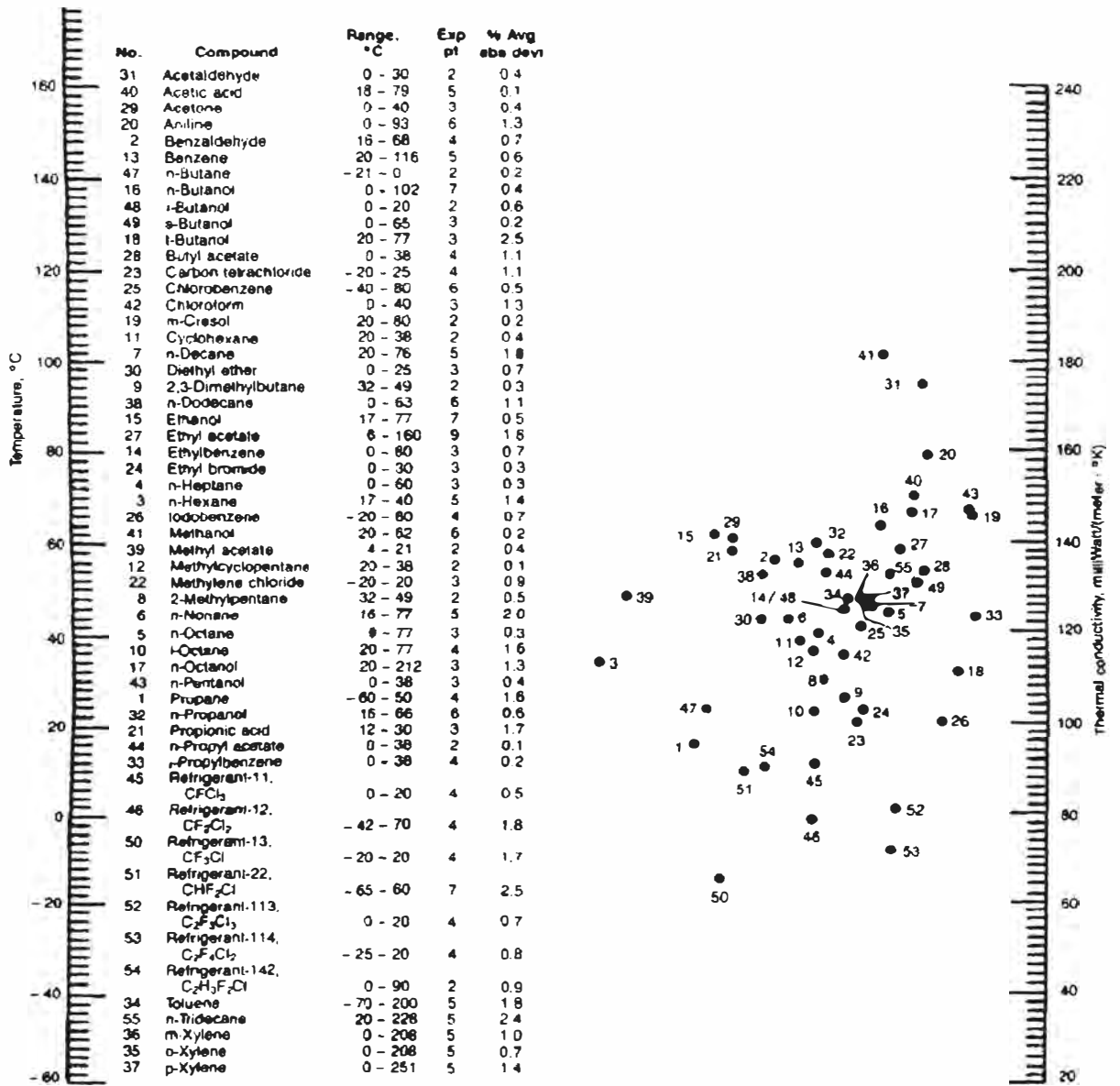


Fig. 22 Nomograma para determinar la conductividad Térmica de Orgánicos Líquidos

Figura 2-34 del Perry's Chemical Engineer's Handbook – Septima Edición.

APENDICE 8:**Propiedades del agua (Líquido saturado)**

Temperatura °C	Cp Kj/Kg °C	Densidad Kg/m ³	Viscosidad Kg/m s	k w/m°C	Pr
0	4.225	999.8	1.79 E-03	0.566	13.25
4.44	4.208	999.8	1.55	0.575	11.35
10	4.195	999.2	1.31	0.585	9.40
15.56	4.186	998.6	1.12	0.595	7.88
21.11	4.179	997.4	9.8 E-04	0.604	6.78
26.67	4.179	995.8	8.60	0.614	5.85
32.22	4.174	994.9	7.65	0.623	5.12
37.78	4.174	993.0	8.62	0.630	4.53
43.33	4.174	990.6	6.16	0.637	4.04
48.89	4.174	988.8	5.62	0.644	3.64
54.44	4.179	985.7	5.13	0.649	3.30
60	4.179	983.3	4.71	0.654	3.01
65.55	4.183	980.3	4.30	0.659	2.73
71.11	4.186	977.3	4.01	0.665	2.53
76.67	4.191	973.7	3.72	0.668	2.33
82.22	4.195	970.2	3.47	0.673	2.16
87.78	4.199	966.7	3.27	0.675	2.03
93.33	4.204	963.2	3.06	0.678	1.90
104.4	4.216	955.1	2.67	0.684	1.66
115.6	4.229	946.7	2.44	0.685	1.51
126.7	4.250	937.2	2.19	0.685	1.36
137.8	4.271	928.1	1.98	0.685	1.24
148.9	4.296	918.0	1.86	0.684	1.17
176.7	4.371	890.4	1.57	0.677	1.02
204.4	4.467	859.4	1.36	0.665	1.00
232.2	4.585	825.7	1.20	0.646	0.85
260.0	4.731	785.2	1.07	0.616	0.83
287.7	5.024	785.5	9.54 E-05		
315.6	5.703	678.7	8.68		

Adaptado de A. I. Brown y S.M. Marco, "Introducción to Heat Transfer" 3ª. Ed.

APENDICE 9:**Propiedades Físicas del Cloruro de metileno CH₂Cl₂**

Formula:		CH ₂ Cl ₂	
Propiedad	Unidades	Valor	
Peso molecular	-	84.93	
Volumen molar a 25°C	Cm ³	44.46	
Masa específica del líquido a 20°C	g/cm ³	1.326	
Densidad específica respecto al aire	-	2.93	
Temperatura de fusión	°C	-96.7	
Temperatura de ebullición a 1 bar	°C	40.1	
Presión de vapor a 20°C	bar	0.47	
50°C	bar	1.44	
Índice Kauri-Butanol (norma ASTM D 1133-61)	-	136	
Parámetro de solubilidad	-	9.7	
Índice de refracción del líquido a 20°C	-	1.424	
Índice de refracción del vapor a 25°C	-	1.001	
Calor específico del líquido a 20°C	J/g °C	1.21	
Calor específico del vapor a temperatura de ebullición	J/g °C	0.62	
Calor latente de vaporización en el punto de ebullición	J/g	329	
Calor latente de fusión	Kj/mol	4.6	
Tensión superficial a 20°C	N/m	0.0281	
Conductividad Térmica del Líquido a 20°C	J/m.s.k	0.157	
Conductividad Térmica del vapor a 20°C	J/m.s.k	7.1 E-03	
Viscosidad dinámica del líquido a 20°C	mN.s/m ²	0.43	
Viscosidad dinámica del vapor en punto de ebullición	mN.s/m ²	0.011	
Coefficiente de expansión cubica del líquido (0-40°C)	1/K	0.00137	
Difusividad en aire a 1.013 Bar y 25°C	cm ² /s	0.091	
Solubilidad en agua a 20°C	g/Kg	19.6	
Solubilidad de agua en CH ₂ Cl ₂ a 20°C	g/Kg	1.6	
Temperatura de autoignición	°C	662	
Temperatura crítica	°C	245	
Presión crítica	bar	64	
Masa específica en condiciones críticas	g/cm ³	0.47	
Constante dieléctrica del líquido a 20 °C	-	9.14	
Constante dieléctrica del vapor en el punto de ebullición	-	1.01	
Conductividad específica	1/ohm.cm	4.3 E-11	
Calor de Formación			
gas a 1.013 bar y 25°C	KJ/mol	92.5	
Líquido a 25°C	KJ/mol	117.7	

Datos extraídos de hoja técnica del CH₂Cl₂. Proveedor: SOLVAY et cie – Rue du Prince Albert 33 – 1050 Bruxelles

APENDICE 10:

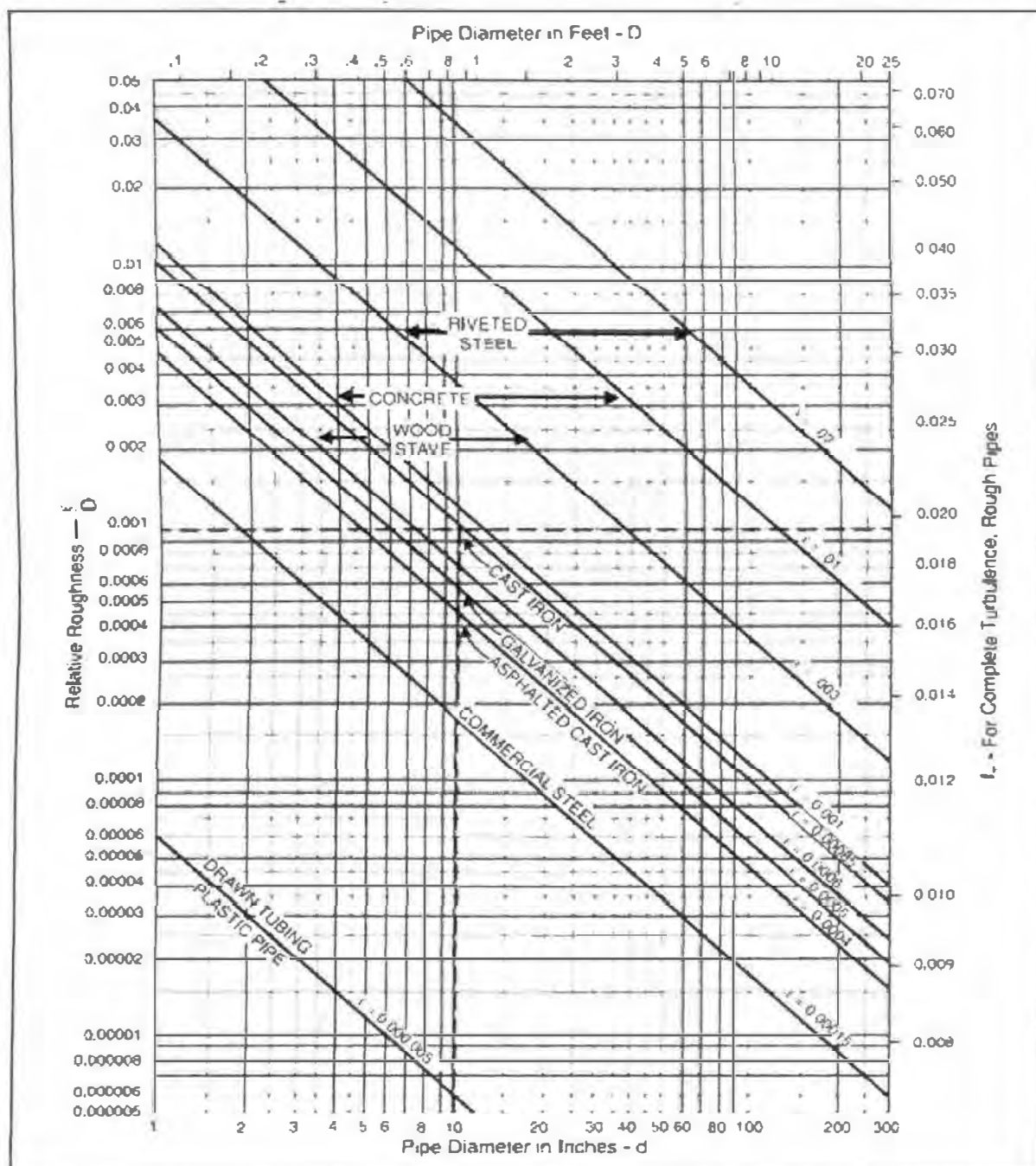
Espesor de Tubería según número de Cedula

Medida nominal pulg		Diametro ext mm	Espesor mm	Diametro int mm	Medida nominal pulg		Diametro ext mm	Espesor mm	Diametro int mm
Cedula 10	14	355.6	6.35	342.9	Cedula 60	8	219.1	10.31	198.5
	16	406.4	6.35	393.7		10	273	12.7	247.6
	18	457.2	6.35	444.5		12	323	14.27	295.4
	20	508	6.35	495.3		14	355.6	15.09	325.4
	24	609.6	6.35	596.9		16	406.4	16.64	373.1
	30	762	7.92	746.2		18	457.2	19.05	419.1
Cedula 20	8	219.1	6.35	206.4	20	508	20.62	466.8	
	10	273	6.35	260.3	24	609.6	24.61	560.4	
	12	323.9	6.35	311.2	Cedula 80	1/8	10.3	2.41	5.5
	14	355.6	7.92	339.8		1/4	13.7	3.02	7.7
	16	406.4	7.92	390.6		3/8	17.1	3.2	10.7
	18	457.2	7.92	441.4		1/2	21.3	3.73	13.8
	20	508	9.52	489		3/4	26.7	3.91	18.9
	24	509.6	9.52	590.6		1	33.4	4.55	24.3
30	762	12.7	736.6	1 1/4		42.2	4.85	32.5	
Cedula 30	8	219.1	7.04	205		1 1/2	48.3	5.08	38.1
	10	273	7.8	257.4		2	60.3	5.54	49.2
	12	323.9	8.38	307.1		2 1/2	73	7.01	59
	14	355.6	9.52	336.6		3	88.9	7.62	73.7
	16	406.4	9.52	387.4		3 1/2	101.6	8.08	85.4
	18	457.2	11.13	434.9		4	114.3	8.56	97.2
	20	508	12.7	482.6		5	141.3	9.52	122.3
	24	609.6	14.27	581.1		6	168.3	10.97	146.4
Cedula 40	30	762	15.88	730.2		8	219.1	12.7	193.7
	1/8	10.3	1.73	6.8	10	273	15.09	242.8	
	1/4	13.7	2.24	9.2	12	323.9	17.47	289	
	3/8	17.1	2.31	12.5	14	355.6	19.05	317.5	
	1/2	21.3	2.77	15.8	16	406.4	21.44	363.5	
	3/4	26.7	2.87	21	18	457.2	23.82	409.6	
	1	33.4	3.38	26.6	20	508	26.19	455.6	
	1 1/4	42.2	3.56	35.1	24	609.6	30.96	547.7	
	1 1/2	48.3	3.68	40.9	cedula 100	8	219.1	15.09	188.9
	2	60.3	3.91	52.5		10	273	18.26	236.5
	2 1/2	73	5.16	62.7		12	323.9	21.44	281
	3	88.9	5.49	77.9		14	355.6	23.82	308
	3 1/2	101.6	5.74	90.1		16	406.4	26.19	354
	4	114.3	6.02	102.3		18	457.2	29.36	398.5
	5	141.3	6.55	128.2		20	508	32.54	442.9
	6	168.3	7.11	154.1		24	609.6	38.89	531.8
8	219.1	8.18	202.7						
10	273	9.27	254.5						
12	323.9	10.31	303.3						

Tuberías comerciales de acero con base ANSI B36.10: 1970 – Información

Técnica CRANE

APENDICE 11: Rugosidad relativa de materiales y Factores de fricción para turbulencia total.



Apendice extraído de la figura 17-3 Del Engineering Data Book by the Gas Processor Suppliers Association

APENDICE 12: Factores de obstrucción más comunes en Intercambiadores de calor.

Temperatura del medio calefactor	Hasta 115 °C		115 - 205°C	
Temperatura del agua	menor de 52°C		mayor de 52°C	
	velocidad del agua (m/s)		velocidad del agua (m/s)	
	menor a l	mayor a l	menor a l	mayor a l
Agua de mar	0.0005	0.0005	0.001	0.001
Salmuera natural.....	0.002	0.001	0.003	0.002
Torre de enfriamiento y Tanque con rocío artificial:				
Agua de compensación tratada.....	0.001	0.001	0.002	0.002
Agua de compensación sin tratar.....	0.003	0.003	0.005	0.004
Agua de ciudad o de pozos.....	0.001	0.001	0.002	0.002
Agua de río				
Mínimo.....	0.002	0.001	0.003	0.002
Mississippi.....	0.003	0.002	0.004	0.003
Delaware. Schylkill.....	0.003	0.002	0.004	0.003
East River y New York Bay.....	0.003	0.002	0.004	0.003
Canal sanitario de Chicago.....	0.008	0.006	0.010	0.008
Agua Lodosa o Turbia.....	0.003	0.002	0.004	0.003
Agua dura (más de 15 granos/gal).....	0.003	0.003	0.005	0.005
Agua de enfriamiento de maquinas.....	0.001	0.001	0.001	0.001
Agua Destilada.....	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005
Agua tratada para calderas.....	0.001	0.0005	0.001	0.001
Agua de purga de calderas.....	0.002	0.002	0.002	0.002

Los factores de obstrucción están en unidades de ft²-h-°F/btu para realizar la conversión al SI multiplicar por el factor = 0.176

Tabla 12 del libro Procesos de Transferencia de Calor de Donald Q. Kern