



TECNOLÓGICO NACIONAL DE MÉXICO
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ

INGENIERÍA QUÍMICA.

INFORME TÉCNICO DE RESIDENCIA PROFESIONAL

TEMA:

EVALUACIÓN DE FACTIBILIDAD DE INTERCAMBIO DE
CONDENSADORES DE TUBOS Y CORAZA PARA EL INCREMENTO DE
LA PRODUCCIÓN EN EL ÁREA DE ALCOHOL.

LUGAR DE REALIZACIÓN:

CÍA. AZUCARERA LA FE S.A. DE C.V. (INGENIO PUJILTIC).

ASESOR INTERNO:

ING. JOSÉ LUIS ESCOBAR VILLAGRAN.

ASESOR EXTERNO:

ING. ABEL CRUZ HIDALGO.

PRESENTA:

LUIS ENRIQUE ARAUJO CHOY.

No. DE CONTROL:

12270550

TUXTLA GUTIÉRREZ, CHIAPAS.

DICIEMBRE-2016

INDICE

1	Introducción	5
2	Justificación	6
3	Objetivos	7
3.1	Objetivo general	7
3.2	Objetivos específicos	7
4	Caracterización del área en el que se participo	8
4.1	Generalidades de la empresa	8
4.2	Área de influencia	9
4.3	Datos de la empresa	9
4.4	Misión	10
4.5	Visión	10
4.6	Valores	11
4.7	Código de ética	11
4.8	Compromisos	11
4.9	Descripción del departamento o área de trabajo	12
5	Problemas a resolver	13
6	Alcances y limitaciones	13
7	Fundamento teórico	14
7.1	Alcohol etílico	15
7.1.1	Producción de alcohol etílico	15
7.1.2	Elaboración	16
7.1.3	Purificación	17
7.2	Método Kern	18
8	Procedimiento y descripción de las actividades realizadas	20
8.1	Investigación documental	20
8.2	Investigación de campo	20
8.3	Cálculos	20
8.3.1	Estimación de propiedades	21
8.3.1.1	Capacidad calorífica (Cp)	21
8.3.1.2	Viscosidad (μ)	21
8.3.1.3	Densidad (ρ)	21
8.3.2	Gasto másico del agua de enfriamiento	22
8.3.3	Balace de calor del agua de enfriamiento	22
8.3.4	Flujo másico de alcohol condensado	22
8.3.5	Velocidad y coeficiente parcial de transferencia de calor por el lado de tubos	22
8.3.6	Coeficiente parcial de transferencia de calor por la coraza	23
8.3.7	Coeficiente global de transferencia de calor del equipo	24

8.3.8 Coeficiente de transferencia de calor de operación	25
8.3.9 Área de transferencia de calor.....	25
8.3.10 Rendimiento de los condensadores	25
8.3.11 Caídas de presión del flujo dentro de los tubos	25
8.3.12 Costos de desmontaje e instalación de los condensadores	26
9 Resultados	27
9.1 Estudio realizado por el lado de tubos	27
9.2 Estudio realizado por el lado de la coraza.....	28
9.3 Análisis de coeficientes de transferencia de calor y rendimiento.	28
9.4 Evaluación del condensador H.....	30
9.5 Costos de instalación.	33
10 Conclusión y recomendación	34
11 Competencias desarrolladas y/o aprendidas	35
12 Referencias Bibliográficas.....	36
13 Anexos	37

Índice de tablas

Tabla 1: Datos generales.....	27
Tabla 2: Calor transferido.....	27
Tabla 3: Valores - lado de tubos.....	27
Tabla 4: Valores-lado por coraza.....	28
Tabla 5: Coeficientes de transferencia de calor.....	29
Tabla 6: Rendimiento.....	29
Tabla 7: Evaluación de condensadores.....	29
Tabla 8: Condensador H en condiciones del condensador E (25-58°C).....	30
Tabla 9: Condensador H en condiciones del condensador E1 (25-48°C).....	31
Tabla 10: Condensador H en condiciones del condensador E2 (25-38°C).....	31
Tabla 11: costo por trabajo.....	33

1 Introducción

El alcohol etílico o etanol es un alcohol que se presenta como un líquido incoloro e inflamable con un punto de ebullición de 79°C, normalmente el etanol se concentra por destilación de disoluciones diluidas. El de uso comercial contiene un 95% en volumen de etanol y un 5% de agua.

El tamaño del mercado de alcohol etílico se estima en alrededor de 360-380 millones de litros anuales (es incalculable el alcohol que entra de contrabando o sub-facturado) de los cuales la mitad son importaciones, el 60-70% de la producción nacional lo hacen destilerías llamadas independientes y el resto, es producción de los ingenios azucareros. De hecho, esa producción de destilerías independientes, es el principal factor del crecimiento que se ha venido dando del 2005 a la fecha.

Hasta el día de hoy, entre el 45 y 48% del consumo de alcohol etílico en el país depende de las importaciones, legales y de contrabando, debido principalmente al alto costo de la producción nacional y a los elevados impuestos que han impedido el desarrollo del sector.

Hace algunos años, representantes de los ingenios azucareros agrupados en la Cámara Nacional de la Industria Azucarera y Alcohólica (CNIAA) cabildearon con el legislativo, con poco éxito, la reducción de impuestos, con el fin de poder competir con las importaciones. No se logró el cometido y los importadores continúan dominando el mercado, a pesar de todo, la producción del país ha venido creciendo, del 2001 a la fecha en un 67-68%.

El presente documento propone lograr un aumento en la producción de alcohol etílico de la Cia azucarera la "Fe". Mediante el análisis de los equipos existentes y la optimización.

Mediante el método de cálculo propuesto por Donald Kern, se propone analizar los condensadores del área de destilación de la fábrica de alcohol del ingenio Pujiltic, con la finalidad de conocer la eficiencia de los equipos y poder concluir si es posible o no llevar a cabo un incremento en la producción de alcohol mediante la reubicación de condensadores en base a su configuración y rendimiento actual, al mismo tiempo satisfacer las necesidades del mercado.

2 Justificación

En el área de destilación de la destilería la Fe se producen alrededor de 60000 litros por día de alcohol a 96°G. El volumen total por cada zafra es adquirido por diferentes proveedores que previamente realizan el pago.

Ante el actual crecimiento de la demanda de alcohol la destilería la Fe busca alternativas para aumentar su producción de alcohol y así poder satisfacer las necesidades del mercado, además de generar un ingreso adicional a la empresa.

Para poder aumentar la producción de alcohol se debe optimizar los equipos existentes en el área de destilación, es decir utilizarlos de forma más eficiente respecto a sus características. Lo que se propone es analizar las características de los equipos en el área de destilación, especialmente los condensadores con la finalidad de encontrar e implementar una alternativa de cambio en la ubicación de los equipos y así poder optimizar el proceso de destilación y aumentar la producción de alcohol por día. Entonces, esto evitaría adquirir un equipo adicional, aprovecharía los equipos existentes y se cubriría una parte de la demanda creciente.

3 Objetivos

3.1 Objetivo general

Evaluar la posibilidad de cambio de condensadores para el incremento de la producción diaria de alcohol en la Cia azucarera la fe, ingenio Pujiltic.

3.2 Objetivos específicos.

1. Analizar el marco teórico de condensadores verticales, horizontales y parciales.
2. Evaluar los condensadores H, E, E1 y E2 y comparar los resultados teóricos con los prácticos.
3. Calcular el rendimiento de los condensadores H, E, E1 y E2 ubicados en la fábrica de alcohol de la Cia azucarera la fe, ingenio Pujiltic.
4. Determinar los costos de instalación de los condensadores.

4 Caracterización del área en el que se participo

4.1 Generalidades de la empresa

En el año de 1938, el señor Hernán Pedrero Arguello adquiere las tierras de Pujiltic, se llamaba finca Pujiltic (tierra de vientos), ocupó las tierras para el cultivo de maíz, frijol y la ganadería, el cual posteriormente se dedicó al a siembra de caña de azúcar, transformándolo en panela y distribuyéndose en todo el estado.

Tiempo después forma el trapiche para la molienda manejadas por caballos y bueyes, fue hasta el año de 1950, cuando el señor Hernán Pedrero Arguello deja de producir la panela, para dedicarse a la producción de aguardiente, más adelante, se hicieron los trabajos para preparar las tierras donde se expandió el cultivo de la caña de azúcar.

En 1958 la familia Pedrero empezó la construcción del ingenio, ya que la zona cañera se había expandido lo suficiente. Sabían a futuro que varios dueños de trapiches le suministrarían la materia prima.

Fue así como el primer momento se constituye “la primera sociedad de plantaciones agrícolas intensivas”, primera razón social del ingenio Pujiltic.

Para su construcción se compró en Nueva York un molino para sorgo al que se le hicieron adaptaciones necesarias para la molienda de caña y fabricación de azúcar.

Durante muchos años el ingenio trabajó con capital propio y era autosuficiente económicamente, sin embargo, más adelante requirió de los créditos de FINASA.

En 1968 Moctezuma Pedrero compró a su hermano su parte en la sociedad y la mayoría de las acciones de las tierras y junto con sus hijos Hugo e Iván Pedrero Gutiérrez se encargaron de la administración del ingenio Pujiltic. Durante esta gestión hicieron frecuentes inversiones para mejoramiento de las instalaciones y la ampliación de las zonas de abastecimiento; en 1973 la superficie cultivada aumenta a 3,990 hectáreas y se obtuvo una producción de 27,127 toneladas de azúcar.

Para la zafra de 1974-1975 los propietarios consiguieron un fuerte crédito por mediación del Banco Mundial para llevar a cabo una nueva ampliación a la fábrica, esta deuda posteriormente la absorbió FINASA al pasar la empresa al sector público (zafra 1976-

1977) a partir de entonces fue incrementado la producción en el ingenio Pujiltic, hasta que se obtuvo en 1983-1984 el primer lugar nacional en productividad.

A partir de 1996 el ingenio es propiedad de la CIA AZUCARERA “LA FE” S.A DE C.V. del grupo ZUCARMEX que abarca “la primavera” (Sinaloa), “Melchor Ocampo” (Jalisco), y “Pujiltic” (Chiapas). Este último se encuentra ubicado en san francisco Pujiltic, municipio de Venustiano Carranza, Chiapas.

4.2 Área de influencia

Las tierras en las que se sentó el ingenio y la finca de la familia Pedrero pertenecían al ejido de Soyatitán, en el municipio de Venustiano Carranza.

Las comunidades cañeras de los ejido vecinos son los municipios de Soyatitán, Socoltenango, Venustiano Carranza, las rosas y Tzimol, cuentan con una superficie de 39, 900,000 m², poco a poco se convirtieron en proveedores del ingenio y a la vez en la principal área de influencia de este empresa.

Su establecimiento trajo como consecuencia el mejoramiento de la calidad de vida de los productores, al comercializar el producto directamente el ingenio. Actualmente es administrativo para el consorcio azucarero, ZUCARMEX. Que tiene una capacidad de producción de 8,000 toneladas de caña; ocupando el segundo lugar a nivel nacional en producción debido a sus tierras que son de muy buena calidad y una producción de azúcar de 1000 toneladas las 24 horas, con esto se beneficia un total de 58 comunidades cañeras de entre las cuales los productores que las integran 2,997 son ejidatarios y 901 son pequeños propietarios.

4.3 Datos de la empresa

ZUCARMEX, CIA. AZUCARERA “LA FE” S.A. DE C.V. INGENIO PIJULTIC, MPIO. DE VENUSTIANO CARRANZA.

Esta unidad industrial se encuentra en el kilómetro 46 de la carretera a Venustiano Carranza, Chiapas, la cual parte del kilómetro 1,204 de la carretera panamericana Cristóbal Colón, donde la superficie de la fábrica es de 98,908 m² y la sección construida de 14,158 m². Encontrándose a 670 metros sobre el nivel del mar.

Con dirección: Domicilio conocido, sin número, Colonia San Francisco Pujiltic, Municipio Venustiano Carranza.

C. P.: 30310.



Al norte con el ejido de Soyatitán

Al sur con la finca El Zapote

Al oriente con la colonia Hernández, Hernández

Al poniente con la finca el cascajal.

Teléfono: (992) 6871300

4.4 Misión

La misión del grupo ZUCARMEX es ser cada día más productivos y aprovechar las oportunidades de negocios que se presenten en el entorno nacional e internacional, para lograr una mejor calidad de vida para todos los que somos ZUCARMEX, y crear los espacios para el desarrollo de los jóvenes que enfrentan los retos del Nuevo milenio.

4.5 Visión

Ser una empresa que invierta y participe en el proceso de desarrollo económico de nuestro país y nuestra región reclaman, además de ofrecer oportunidad y fuentes de trabajo estables a los jóvenes que constituyen la mayoría de nuestra población.

Ser líderes a nivel nacional eficiencia, volumen de producción, calidad y servicio.

Ser líderes a nivel nacional en innovación y tecnología, respetando y protegiendo celosamente el medio ambiente.

Ser una empresa generadora de riqueza que se distribuya de la manera equitativa, a nuestros trabajadores, productores de caña y accionistas.

Ser una empresa dirigida con una perspectiva internacional, pero planificada con una visión nacionalista.

4.6 Valores

Integridad: Actuar con honestidad, responsabilidad y respeto.

Colaboración: El trabajo productivo colectivo basado en trabajo de equipo y obtener los mejores resultados.

Liderazgo: Visualizar el futuro y orientar el esfuerzo hacia la excelencia en el servicio y la competitividad.

Ética: Nuestro comportamiento estará siempre basado en nuestros principios y valores.

4.7 Código de ética

La cultura ZUCARMEX cimentada en nuestros valores cumpliendo nuestra misión, promueve el crecimiento de nuestra empresa y el desarrollo de nuestros clientes, inversionistas, trabajadores, proveedores, productores de caña y la comunidad en general.

4.8 Compromisos

Colaboradores: Garantizar el respeto a su dignidad, a su individualidad y facilitar un ambiente para su bienestar y desarrollo.

Accionistas: Proporcionar una rentabilidad razonable de manera sostenida.

Proveedores: Mantener relaciones cordiales y proporcionar su desarrollo.

Clientes: Brindar un servicio ejemplar y apoyarlos en su crecimiento y desarrollo.

Competidores: Competir en el mercado de manera vigorosa y objetiva, basándose en prácticas de comercio leales.

Sociedad: Promover el fortalecimiento de los valores éticos universales. Apoyar el crecimiento económico y social de las comunidades en donde nos encontramos.

Giro empresarial: Industrial (producción de azúcar y la fabricación de alcohol de 96 grados)

Tipo de capital: Privado.

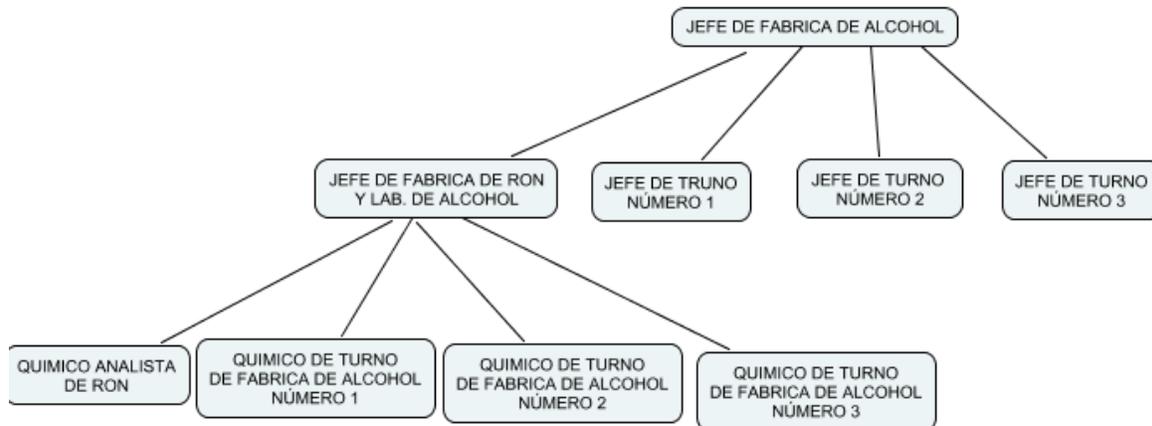
RFC: AFE951229563

4.9 Descripción del departamento o área de trabajo

Descripción funcional y física del departamento, descripción y capacidad de los equipos técnicos con que se cuenta.

Nombre del departamento: Laboratorio de alcohol/Fábrica de alcohol

Organigrama



5 Problemas a resolver

Actualmente la fábrica de alcohol ubicada en el ingenio Pujiltic cuenta con tres columnas de destilación, las cuales son: la columna A o destrozadora, la columna C o hidroselectora la cual cuenta con un condensador H y la columna B o rectificadora la cual cuenta con tres condensadores E, E1 y E2. La problemática actual es: ¿cómo aumentar la producción de alcohol sin invertir en un equipo adicional?

Debido a que el condensador H es el condensador de mayor área se tiene pensado sustituir el condensador H por alguno de los condensadores E, E1 o E2 de la columna B o rectificadora, estos condensadores son de menor área. El conocimiento que se tiene es que al aumentar el área del condensador aumentara el área de contacto y por ende el área de transferencia de calor lo cual aumentara el condensado de alcohol obtenido y esto repercutirá en un aumento de la producción de alcohol.

La finalidad de este proyecto es evaluar los condensadores antes mencionados para conocer si el condensador H se podría sustituir por el condensador E o E1 o E2 y al mismo tiempo conocer si los condensadores de menor área podrían funcionar en el lugar del condensador H y llevar a cabo el mismo trabajo.

6 Alcances y limitaciones

- Alcances.

Los resultados de este trabajo aportaran el conocimiento que permitirá decidir si es factible o no llevar a cabo el intercambio de condensadores, a su vez aportara a la destilería del ingenio Pujiltic la suficiente información acerca del aumento de la producción de alcohol etílico o etanol al 96°G, el valor comercial de la producción de alcohol, así como el aumento en las utilidades en comparación a los costos de inversión requeridos.

- Limitaciones

Las limitaciones del proyecto fueron el tiempo de espera y la dificultad de obtener los datos de operación, es decir, el periodo de reparación de los equipos termino el 1 de noviembre, durante todo ese tiempo fue imposible conseguir datos tales como temperaturas de entrada y salida de los equipos, las presiones de operación, así como el flujo de entrada y de salida de los condensadores.

7.1 Alcohol etílico

El alcohol etílico o etanol es un alcohol que se presenta como un líquido incoloro e inflamable con un punto de ebullición de 79°C. Al mezclarse con agua en cualquier proporción, da una mezcla azeotrópica. Es un líquido transparente e incoloro con sabor a quemado y un olor agradable característico. Es conocido sencillamente por el nombre de alcohol.

Su formula química es $\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-OH}$, es el principal producto de las bebidas alcohólicas.

El etanol es el alcohol que se encuentra en las bebidas como la cerveza, la sidra, el vino tinto y el brandi. Debido a su bajo punto de congelación, ha sido empleado como fluido en termómetros para medir temperaturas inferiores al punto de congelación del mercurio, -40°C, y como anticongelante.

Normalmente el etanol se concentra por destilación de disoluciones diluidas. El de uso comercial contiene un 95% en volumen de etanol y un 5% de agua como mínimo. Ciertos agentes deshidratantes extraen el agua residual y producen etanol absoluto.

7.1.1 Producción de alcohol etílico

En el 2006 la producción mundial de etanol en todos los grados fue de 51,06 mil millones de litros. Los dos principales productores mundiales son Estados Unidos y Brasil, que juntos producen el 70% del total de etanol, seguidos por China, India y Francia. Incentivos del mercado han provocado el desarrollo de crecientes industrias en países como Tailandia, Filipinas, Guatemala, Colombia y República Dominicana. En Europa, tanto Alemania como España han incrementado considerablemente su producción de etanol. Cada año el consumo de etanol especialmente para la generación de biocombustibles va en aumento. El siguiente cuadro muestra la producción de etanol entre 2004 y 2006 para los quince mayores productores mundiales.

Producción anual de etanol por país (2004-2006)				
Quince mayores países productores				
(millones de galones internacionales, todos los grados de etanol)				
Clasificación mundial	País	2006	2005	2004
1	 Estados Unidos	4.855	4.264	3.535
2	 Brasil	4.491	4.227	3.989
3	 China	1.017	1.004	964
4	 India	502	449	462
5	 Francia	251	240	219

6	 Alemania	202	114	71
7	 Rusia	171	198	198
8	 Canadá	153	61	61
9	 España	122	93	79
10	 Sudáfrica	102	103	110
11	 Tailandia	93	79	74
12	 Reino Unido	74	92	106
13	 Ucrania	71	65	66
14	 Polonia	66	58	53
15	 Arabia Saudita	52	32	79
Producción mundial total		13.489	12.150	10.770

7.1.2 Elaboración

Desde la antigüedad se ha producido etanol por fermentación anaeróbica de azúcares con levadura en la solución acuosa. La aplicación tradicional ha sido la producción de bebidas alcohólicas, pero actualmente el consumo de etanol para la producción de biocombustibles ha ido en aumento.

Hoy en día se utilizan varios tipos de materias primas para la producción a gran escala de etanol de origen biológico (bioetanol):

Sustancias con alto contenido de sacarosa

- Dulces
- Caña de azúcar
- Remolacha
- Melazas
- Sorgo dulce

Sustancias con alto contenido de almidón

- Maíz
- Patata
- Yuca

Sustancias con alto contenido de celulosa

- Madera
- Desechos de animal

- Residuos agrícolas (incluyendo los residuos de los cítricos).

El proceso a partir de almidón es más complejo que a partir de sacarosa, pues el almidón debe ser hidrolizado previamente para convertirlo en azúcares. Para ello se mezcla el vegetal triturado con agua y con una enzima (o en su lugar con ácido), y se calienta la papilla obtenida. Posteriormente se cuele la masa, en un proceso llamado escarificación, y se envía a los reactores de fermentación.

La fermentación de los azúcares es llevada a cabo por microorganismos (levaduras o bacterias) y produce etanol, así como grandes cantidades de CO₂. Además produce otros compuestos oxigenados indeseables como el metanol, alcoholes superiores, ácidos y aldehídos. Típicamente la fermentación requiere unas 48 horas.

En la actualidad tres países han desarrollado programas significativos para la fabricación de etanol como combustible: Estados Unidos (a partir de maíz), Brasil y Colombia (ambos a partir de caña de azúcar). Esta producción a gran escala de alcohol agrícola para utilizarlo como combustible requiere importantes cantidades de tierra cultivable con agua y suelos fértiles.

7.1.3 Purificación

El método más antiguo para separar el etanol del agua es la destilación simple, pero la pureza está limitada a un 95-96% debido a la formación de un azeótropo de agua-etanol de bajo punto de ebullición. En el transcurso de la destilación hay que desechar la primera fracción que contiene principalmente metanol, formado en reacciones secundarias, este es el único método admitido para obtener etanol para el consumo humano.

Para poder utilizar el etanol como combustible mezclándolo con gasolina, hay que eliminar el agua hasta alcanzar una pureza del 99,5 al 99,9%. El valor exacto depende de la temperatura, que determina cuándo ocurre la separación entre las fases agua e hidrocarburos.

Para obtener etanol libre de agua se aplica la destilación azeotrópica.

A escala de laboratorio, también se pueden utilizar desecantes como el magnesio, que reacciona con el agua formando hidrógeno y óxido de magnesio.

7.2 Método Kern

Este método ha sido adoptado como un estándar por la industria de fabricación durante muchos años. Las correlaciones para el cálculo de la transferencia de calor y la pérdida de carga se obtuvieron de intercambiadores estándar con un corte de deflector del 25% (en la mayoría de los casos es el mejor diseño).

La predicción de la transferencia de calor varía entre ligeramente insegura (valor superior o real) y muy segura (valor inferior al real). Mientras que las predicciones de la pérdida de carga se sitúan en el lado de seguridad con errores superiores al 100%. En régimen laminar los errores todavía son más grandes debido a la poca información disponible por el momento que se elaboró el método.

Si bien los resultados obtenidos por el método Kern no presentan una gran mejora respecto a las correlaciones existentes, el mérito del éxito obtenido se encuentra en el hecho de haber presentado un método global de diseño, presentando además varios ejemplos del cálculo. Es evidente que no puede ser utilizado como un método eficiente de diseño porque la sobrestimación de la carga puede llevar a diseños conservadores, con una gran separación de deflectores o con diámetros de carcasas superiores, y por consiguiente con coeficientes de calor bajos. Sin embargo, todavía se sigue utilizando en la industria para comprobar el funcionamiento de los intercambiadores y condensadores.

El primer paso es delimitar el problema tanto como sea posible inicialmente, esto es, definir para las corrientes: caudales, presiones, temperaturas, propiedades físicas, pérdidas de presión admisibles, etc. Luego se procede a seleccionar valores tentativos para los parámetros más importantes de diseño, tales como longitud y diámetro de los tubos (teniendo en cuenta las pérdidas de presión y las vibraciones que se producirán), el arreglo del banco de tubos, el espaciamiento entre deflectores, la cantidad de pasos y cantidad de carcasas en serie. Con estas dimensiones, se tiene el valor de un área inicial supuesta.

Con estos valores se efectúa la evaluación térmica del intercambiador, dando como resultado un valor del coeficiente global de transferencia de calor. Este puede obtenerse mediante la combinación de correlaciones que dependen de los parámetros seleccionados. El procedimiento es más preciso en la medida que lo es el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor. Este es un valor que depende del coeficiente de transferencia de calor por convección en el interior y exterior de los tubos, que a su vez

de las propiedades de los fluidos. Si bien la definición de dichos coeficientes en el lado de los tubos es bastante precisa con las correlaciones actuales, no lo es tanto para el lado de la carcasa.

En general, puede enumerarse una serie de pasos, como sigue:

1. Comprobar el balance de energía, se deben de conocer las condiciones del procesamiento, caudales, temperaturas, presiones, propiedades físicas de los fluidos.
2. Asignar las corrientes al tubo y carcasa.
3. Dibujar los diagramas térmicos.
4. Determinar el número de intercambiadores en serie.
5. Calcular los valores corregidos de la diferencia media de temperaturas (TML).
6. Conocer el diámetro, espesor, material, longitud y configuración de los tubos.
7. Estimar los coeficientes de película y de suciedad. Calcular los coeficientes globales de transmisión de Calor
8. Calcular la superficie de intercambio estimada.
9. Seleccionar el tamaño del casco (utilizando dos pasos en tubo).
10. Calcular las pérdidas de presión en el lado del tubo para asegurarse de cumplir con las permitidas.
11. Asumir la separación entre desviadores y el área de paso para conseguir la pérdida de presión en casco admisible.
12. Recalcular los coeficientes de película en el lado del tubo y del casco utilizando las velocidades máxicas disponibles.
13. Recalcular los coeficientes globales de transmisión de calor y comprobar si tenemos suficiente superficie de intercambio.
14. Si la superficie de intercambio es muy grande o muy pequeña revisar los estimados de tamaño de carcasa y repetir las etapas 9-13.

8 Procedimiento y descripción de las actividades realizadas

8.1 Investigación documental

Como primer punto del proyecto se recopilaron datos sobre los métodos de cálculo para los diferentes tipos de condensadores, así como sus partes y su funcionamiento para una mezcla de vapores simples, de diferentes fuentes de información como, libros, páginas electrónicas, revistas, entre otras, para obtener una recopilación de datos de interés y así poder realizar las actividades que serán útiles para el reporte de los resultados y sobre todo para el análisis de datos.

De la investigación documental podemos conocer que datos son requeridos para el cálculo de las caídas de presión, coeficientes parciales y globales de transferencia de calor, así como las propiedades de los fluidos de interés.

8.2 Investigación de campo

Este punto se baso en la recopilación de datos reales requeridos para los cálculos tales como, temperaturas, velocidades y flujos másico de los fluidos, el arreglo de tubos de los equipos, diámetros internos y externos de tubos y de la coraza, cantidad de tubos, el espacio entre cada uno de los equipos, así como la configuración específica de cada uno de los condensadores y el tamaño de cada uno de los equipos existentes en la fábrica de alcohol.

8.3 Cálculos

Las ecuaciones y el método de cálculo se llevo a cabo siguiendo el método Kern

Para cada condensador E, E1, E2 y H existen diferentes rangos de temperatura para el agua de enfriamiento (ver anexo A)

Con las temperaturas de entrada y salida de los flujos se leen las propiedades de cada uno a temperatura media de la siguiente forma:

$$T_m = \frac{T_{ent} + T_{sal}}{2} \quad \text{Ecu. 8.1}$$

Donde:

T_m = Temperatura media

T_{ent} = Temperatura de entrada del flujo

T_{sal} = Temperatura de salida del flujo

8.3.1 Estimación de propiedades

Una vez obtenida la temperatura media de cada uno de los flujos se estiman las propiedades de ellos, dichas propiedades se obtienen mediante tablas y monogramas, son las siguientes:

Calor específico (anexo B.1), viscosidad (anexo B.2 y B.3), gravedad específica (anexo C.1), conductividad térmica (anexo C.2), densidad (anexo C.3) y calor latente de vaporización (anexo B.4).

Debido a que las propiedades son lecturas basadas en monogramas y tablas se llevo a cabo una regresión lineal de ellas con la finalidad de facilitar la estimación. Las cuales se representan de la siguiente forma.

8.3.1.1 Capacidad calorífica (C_p)

Para el alcohol

$$C_p = 0.002T_m + 0.4881 \left[\frac{Btu}{lb * ^\circ F} \right] \quad \text{Ecu. 8.2}$$

Para el agua de enfriamiento

$$C_p = 0.0005t_m + 1.0229 \left[\frac{Btu}{lb * ^\circ F} \right] \quad \text{Ecu. 8.3}$$

8.3.1.2 Viscosidad (μ)

Para el alcohol

$$\mu = 2.9646e^{-0.011T_m} [cp] \quad \text{Ecu. 8.4}$$

Para el agua de enfriamiento

$$\mu = 2.151e^{-0.01t_m} [cp] \quad \text{Ecu. 8.5}$$

8.3.1.3 Densidad (ρ)

Para el agua de enfriamiento

$$\rho = -0.001tm^2 + 0.0077tm + 1002.3 \left[\frac{kg}{m^3} \right] \quad \text{Ecu. 8.6}$$

Ya que solo contamos con la temperatura y el flujo volumétrico del agua de enfriamiento, el balance de materia y energía se basa en este último y se utiliza para calcular la cantidad de vapor de alcohol que se puede condensar con dicha cantidad de agua de enfriamiento.

8.3.2 Gasto másico del agua de enfriamiento

$$Gm_{H_2O} = Gv_{H_2O} * \rho \left[\frac{lb}{h} \right] \quad \text{Ecu. 8.9}$$

8.3.3 Balance de calor del agua de enfriamiento

$$Q_{ABS} = Gm_{H_2O} * Cp_{H_2O} * \Delta t_{H_2O} \left[\frac{Btu}{h} \right] \quad \text{Ecu. 8.10}$$

8.3.4 Flujo másico de alcohol condensado

Partiendo del conocimiento de que:

$$Q_{ABS} = Q_{CED} \quad \text{Ecu. 8.11}$$

Y que

$$Q_{CED} = \lambda * Gm_{Alcohol} \quad \text{Ecu. 8.12}$$

$\lambda = 350 \text{ Btu/lb}$ (Calor latente de vaporización del Alcohol etílico a 96°F y 79°C)

$\lambda = 340 \text{ Btu/lb}$ (Calor latente de vaporización del Alcohol etílico a 70°F y 85°C)

Combinando la ecuación 8.11 con la ecuación 8.12 y despejando $Gm_{Alcohol}$ obtenemos.

$$Gm_{Alcohol} = \frac{Q_{ABS}}{\lambda} \left[\frac{lb}{h} \right] \quad \text{Ecu. 8.13}$$

8.3.5 Velocidad y coeficiente parcial de transferencia de calor por el lado de tubos.

Lo primero que se debe realizar es calcular el área de transferencia por cada tubo mediante la siguiente ecuación.

$$at = \frac{Nt * a't}{Np * 144} [ft^2] \quad \text{Ecu. 8.14}$$

Donde:

a_t = Área de transferencia [ft²]

N_t = número de tubos

a_t' = área del tubo = $\pi * r^2$ [plg²]

N_p = número de pasos por tubos

Una vez realizado el cálculo se debe conocer la velocidad masa que circulara a través de cada tubo, dicho cálculo se lleva a cabo mediante.

$$G_t = \frac{G m_{H_2O}}{a_t} \left[\frac{lb}{h * ft^2} \right] \quad \text{Ecu. 8.15}$$

Y a partir del resultado de la ecuación 8.15 podemos calcular la velocidad del fluido que pasa por los tubos utilizando la siguiente ecuación.

$$V = \frac{G_t}{3600 \rho_{H_2O}} \text{ [pps]} \quad \text{Ecu. 8.16}$$

Por ende conociendo la velocidad podemos recurrir al anexo D.1 y estimar el coeficiente parcial de transferencia de calor por el lado de los tubos. Para mayor facilidad se realizo una regresión lineal y concluyo en la siguiente ecuación.

$$h_i = (384.46 V^{0.8096}) * (0.87) \left[\frac{Btu}{h * ft^2 * ^\circ F} \right] \quad \text{Ecu. 8.17}$$

Debido que la grafica base está elaborada para tubos de 3/4" se tiene que hacer una corrección multiplicando el valor h_i por el cociente del diámetro interior entre el diámetro exterior, por lo tanto.

$$h_{io} = h_i * \left(\frac{D_i}{D_e} \right) \left[\frac{Btu}{h * ft^2 * ^\circ F} \right] \quad \text{Ecu. 8.18}$$

8.3.6 Coeficiente parcial de transferencia de calor por la coraza

Se debe calcular la carga del flujo que pasa por el lado de la coraza mediante la ecuación 8.19.

$$G'' = \frac{Gm_{Alcohol}}{\pi * Nt * D_e} \left[\frac{lb}{h * ft} \right] \quad \text{Ecu. 8.19}$$

Suponer $h_o=100$. Los coeficientes de condensación generalmente varían de 100 a 300.

$$T_w = t_m + \left[\left(\frac{h_o}{h_{io} + h_o} \right) * (T_m - t_m) \right] [^{\circ}F] \quad \text{Ecu. 8.20}$$

Siendo:

T_w = Temperatura de la pared del condensado

Debido a que la temperatura media del flujo de alcohol etílico no es la misma que la temperatura de la pared del condensado se tiene que calcular las propiedades del alcohol etílico a la temperatura de la pared del condensado.

Del anexo D.2 o mediante la ecuación 8.21 podemos encontrar el valor del coeficiente de transferencia de calor parcial por el lado de la coraza.

$$h = 0.945 * \left(\frac{k_f * \rho_f * g}{\mu_f * G''} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{Ecu. 8.21}$$

Donde:

h = coeficiente parcial de transferencia de calor por coraza $\left[\frac{Btu}{h * ft^2 * ^{\circ}F} \right]$

k_f = conductividad termica a T_w $\left[\frac{Btu}{h * ft * ^{\circ}F} \right]$

ρ_f = densidad a T_w $\left[\frac{lb}{ft^3} \right]$

g = aceleración de la gravedad = 416975040 $\left[\frac{ft}{h^2} \right]$

μ_f = viscosidad a T_w $\left[\frac{lb}{ft * h} \right]$

8.3.7 Coeficiente global de transferencia de calor del equipo

$$U_G = \frac{h_{io} * h}{h_{io} + h} \left[\frac{Btu}{h * ft^2 * ^{\circ}F} \right] \quad \text{Ecu. 8.22}$$

Con la ecuación número 8.22 podemos conocer el coeficiente global de transferencia de calor, es decir, la capacidad que tiene el equipo para transferir calor.

8.3.8 Coeficiente de transferencia de calor de operación

$$U_o = \frac{Q_{ABS}}{A * \Delta T_{ml^{c.c}}} \left[\frac{Btu}{h * ft^2 * ^\circ F} \right] \quad \text{Ecu. 8.23}$$

8.3.9 Área de transferencia de calor

$$A = Nt * L * \pi * D_i \text{ [ft}^2\text{]} \quad \text{Ecu. 8.24}$$

Donde:

L= largo de los tubos [ft]

Calculo de la temperatura media logarítmica

$$\Delta T_{ml^{c.c}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} \text{ [}^\circ\text{F]} \quad \text{Ecu. 8.25}$$

Con la ecuación número 8.23 podemos conocer el coeficiente de calor de operación, es decir, el coeficiente con el que está operando actualmente el equipo.

8.3.10 Rendimiento de los condensadores

$$Rend = \frac{U_G - U_o}{U_G} * 100 \quad \text{Ecu. 8.26}$$

Con la ecuación número 8.26 se conoce el rendimiento de trabajo actual de los condensadores

8.3.11 Caídas de presión del flujo dentro de los tubos

La caída de presión total por el lado de tubos se estima mediante.

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad \text{Ecu. 8.27}$$

Para el cálculo de ΔP_t .

$$\Delta P_t = \frac{f * G_t^2 * L * n}{5.22 * 10^{10} * D_i * S * \phi_t} \quad \text{Ecu. 8.28}$$

Donde:

ΔP_t = caída de presión por los tubos [lb/ft²]

ΔP_r = caída de presión por retorno

f = factor de fricción (ver anexo D.3)

n = numero de tubos

S = gravedad especifica del agua

ϕ_t = factor de corrección de viscosidad

Para poder estimar el factor de fricción primero debemos conocer el número de Reynolds mediante la ecuación 8.29.

$$Re_t = \frac{D_i * G_t}{\mu_t * 2.42} \quad \text{Ecu. 8.29}$$

Una vez hecho lo anterior estimamos el factor de fricción a través del anexo D.3.

Para el cálculo de ΔP_r .

$$\Delta P_r = \left(\frac{4n}{S}\right) * \left(\frac{V^2}{2g'}\right) \quad \text{Ecu. 8.30}$$

Y

$$\left(\frac{V^2}{2g'}\right) = (-2 * 10^{-13}) * (G_t^{1.9622}) \quad \text{Ecu. 8.31}$$

8.3.12 Costos de desmontaje e instalación de los condensadores

La destilería del ingenio Pujiltic cuenta con su propio sistema de costos, basándose en el uso de contratistas, por lo tanto el cálculo realizado se baso en este sistema.

$$C_T = \left\{ \sum (\text{trabajador} * \text{costo por jornada del trabajador}) \right\} * \text{numero de jornadas trabajadas} \quad \text{Ecu. 8.32}$$

Siendo:

C_T = costo total (\$) de instalación por cada condensador

9 Resultados

Los valores numéricos que se pudieron obtener para la realización del proyecto fueron los siguientes:

Tabla 1: Datos generales

Condensador	Flujo caliente		Flujo frío		
	Alcohol etílico 96°G		Agua de enfriamiento		
	T_{ent} (°C)	T_{sal} (°C)	t_{ent} (°C)	t_{sal} (°C)	G_v (m ³ /h)
E	79	79	25	58	29.5
E1	79	79	25	48	29.5
E2	79	79	25	38	29.5
H	85	85	25	47	29.5

El balance de materia y energía fue basado en el flujo volumétrico del agua y en las temperaturas de entrada y salida de los flujos ya que el flujo volumétrico del alcohol etílico era desconocido.

Tabla 2: Calor transferido.

	CONDENSADOR			
	E	E1	E2	H
Calor transferido (Btu/h)	4123391.19	2866971.06	1616270.21	2741632.57
$G_{m_{alcohol}}$ (lb/h)	11781.1177	8191.34589	4617.9148	8063.62522
$G_{m_{H_2O}}$ (lb/h)	64499.2893	64614.4238	64719.0224	64625.3578

El cálculo de gasto másico de alcohol fue analizado de la siguiente forma: ¿Cuál es la cantidad de vapor de alcohol etílico que se puede condensar con 29.5 m³/h de agua de enfriamiento en un rango de temperatura determinado? Con el análisis anterior se realizaron los cálculos necesarios y se presentan en la tabla 2.

9.1 Estudio realizado por el lado de tubos

A continuación se presentan los resultados obtenidos por tubos de cada uno de los condensadores, cabe resaltar que el agua de enfriamiento es el fluido que fluye por los tubos, siendo por consiguiente el alcohol etílico el flujo que pasa por la coraza.

Tabla 3: Valores - lado de tubos

CONDENSADOR				
	E	E1	E2	H
Área de flujo (ft ²)	0.659043	0.988565	0.536893	1.15900
Velocidad (pps)*	0.439007	0.292671	0.538887	0.2496
Reynolds	5692.5386	3474.5836	5856.4734	2937.5599
$h_{io} \left(\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right)$	138.0955	99.7272	177.7266	87.7719

*pies por segundos

Como se puede observar en la tabla 3 el coeficiente parcial de transferencia de calor h_{io} es dependiente de la velocidad del flujo y esta a su vez es dependiente del área de transferencia, es decir, conforme el área de flujo incrementa, la velocidad del fluido disminuye, esto se debe a que el área de flujo está determinada por el número de tubos y el número de pasos por tubos con los que cuenta el condensador y por lo tanto el número total de tubos del condensador, así como el número de pasos por los tubos son los factores que determinan el coeficiente parcial de transferencia de calor h_{io} .

9.2 Estudio realizado por el lado de la coraza

Tabla 4: Valores-lado por coraza

CONDENSADOR				
	E	E1	E2	H
Carga $G'' \left(\frac{\text{lb}}{\text{h} \cdot \text{ft}} \right)$	142.9177	99.3698	103.1484	55.6234
$h \left(\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right)$	208.1520	235.3620	225.5306	312.8440

En la tabla 4 podemos observar el coeficiente parcial de transferencia de calor a través de la coraza. El coeficiente parcial de transferencia de calor h está definido por la carga, pero es especialmente dependiente de las propiedades del alcohol etílico a la temperatura de la película del condensado ya que la principal resistencia al flujo de calor es la misma película, es decir, a mayor grosor de película será mayor la dificultad para transferir calor entre el agua de enfriamiento en los tubos y el vapor saturado de alcohol en la coraza por consiguiente propiedades como: densidad, viscosidad y conductividad térmica e incluso la gravedad cumplen un papel importante en el cálculo de h .

9.3 Análisis de coeficientes de transferencia de calor y rendimiento.

En la tabla 5 se muestran los coeficientes globales de transferencia de calor de los diferentes condensadores y los coeficientes operacionales de transferencia de calor

Tabla 5: Coeficientes de transferencia de calor

	CONDENSADOR			
	E	E1	E2	H
$U_G \left(\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right)$	83.0182	70.0470	99.3976	68.5417
$U_o \left(\frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right)$	83.1198	51.6227	47.0279	24.0813

En la tabla 6 se muestra el rendimiento actual de cada uno de los diferentes condensadores existentes en la fábrica de alcohol.

Tabla 6: Rendimiento.

	CONDENSADOR			
	E	E1	E2	H
Rendimiento (%)	100.001	73.6973	47.3129	35.1338

Como se observa en la tabla 6 el condensador E está operando a su máxima capacidad de diseño bajo las condiciones específicas para su área (ver rangos de temperatura de la tabla 1). El condensador E1, E2 y H pueden operarse a una mayor capacidad de la actual lo cual a simple vista puede significar que el análisis se basa en estos tres. Para llevar a cabo un análisis más profundo se evalúan los 4 condensadores bajo 4 diferentes condiciones de operación. Por ejemplo se evalúa el condensador H bajo las condiciones de trabajo del condensador E, posteriormente se evalúa el mismo condensador H bajo las condiciones de trabajo del condensador E1, E2 y así sucesivamente, lo mismo ocurriría para el condensador E, E1 y E2 (se evaluarían los 4 condensadores a las 4 condiciones de trabajo). Los resultados obtenidos se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 7: Evaluación de condensadores

Condensador	Condiciones de trabajo			
	25°C-58°C	25°C-48°C	25°C-38°C	25°C-47°C
E	$U_g = 83.0182$	$U_g = 86.6674$	$U_g = 97.7751$	$U_g = 89.5212$
	$U_o = 83.1198$	$U_o = 51.6227$	$U_o = 25.5413$	$U_o = 42.3576$
	Rend=100.0010	Rend= 59.5641	Rend= 26.1225	Rend=47.3157

E1	$U_g = 67.6409$ $U_o = 88.1198$ Rend= 130.2758	$U_g = 70.0470$ $U_o = 51.6227$ Rend=73.6973	$U_g = 78.5506$ $U_o = 25.5413$ Rend= 32.5157	$U_g = 71.9135$ $U_o = 42.3576$ Rend=58.9008
E2	$U_g = 82.9212$ $U_o = 162.2509$ Rend= 195.6688	$U_g = 87.4246$ $U_o = 95.0506$ Rend= 108.7228	$U_g = 99.3976$ $U_o = 47.0279$ Rend= 47.3129	$U_g = 90.9979$ $U_o = 77.9911$ Rend=85.7065
H	$U_g = 65.2810$ $U_o = 50.0983$ Rend= 76.7425	$U_g = 67.1254$ $U_o = 29.3488$ Rend= 43.7223	$U_g = 89.0164$ $U_o = 14.5208$ Rend= 16.3125	$U_g = 68.5417$ $U_o = 24.0813$ Rend=35.1338

La tabla 7 nos muestra que en el rango de temperatura de 25-58°C el condensador E está funcionando a su máxima capacidad y que los condensadores E1 y E2 no pueden sustituir al condensador E ya que el coeficiente de operación que se requeriría para llevar a cabo dicho servicio es mayor al coeficiente global de transferencia de calor del equipo, por lo tanto el único condensador que podría sustituir al condensador E bajo estas condiciones de operación sería el condensador H. En las condiciones de operación de 25-48°C cualquier condensador podría ser intercambiado el uno por el otro excepto el condensador E2 el cual no podría realizar dicho servicio. En el rango de temperatura de 25-38°C cualquier condensador podría llevar a cabo este servicio esto es debido a que es el último de los condensadores E's por lo tanto en el condensador E2 se condensa la última parte del vapor de alcohol que no puede ser condensada en los anteriores condensadores, siendo esta la principal razón de porque el coeficiente de operación de transferencia de calor en el rango de temperatura de 25-38°C es muy pequeño, además de que la diferencia de temperatura cada vez es menor. En las condiciones de operación de 25-48°C el alcohol ingresa como alcohol a 70°G, se puede observar que bajo estas condiciones de operación los 4 condensadores podrían llevar a cabo dicho servicio.

9.4 Evaluación del condensador H

Tabla 8: Condensador H en condiciones del condensador E (25-58°C)

Condensador H						
$G_{m_{H_2O}}$ (m ³ /h)	Vel. Por tubos (pps)	U_G ($\frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$)	U_O ($\frac{Btu}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$)	Rend (%)	$G_{m_{alcohol}}$ (m ³ /h)	Pt (lb/pl ²)

29.5	0.27961319	66.27090423	50.09827891	75.5961903	6.5770	0.0103413
39.5	0.37439732	76.06744793	67.08074634	88.1858774	8.8065	0.0180233
49.5	0.46918145	83.3339611	84.06321377	100.875097	11.0360	0.0275110
59.5	0.56396559	88.84411696	101.0456812	113.733677	13.2654	0.0386207
69.5	0.65874972	93.09769062	118.0281486	126.778815	15.4949	0.0511696

Tabla 9: Condensador H en condiciones del condensador E1 (25-48°C)

Condensador H						
Gm _{H₂O} (m ³ /h)	Vel. Por tubos (pps)	U _G ($\frac{\text{Btu}}{\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}}$)	U _O ($\frac{\text{Btu}}{\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}}$)	Rend (%)	Gm _{alcohol} (m ³ /h)	Pt (lb/pl ²)
29.5	0.27961319	68.17234695	29.34880823	43.050899	4.5729	0.01044296
39.5	0.37439732	78.81806423	39.29755678	49.8585663	6.1231	0.01824308
49.5	0.46918145	86.87715926	49.24630534	56.6849857	7.6732	0.02791514
59.5	0.56396559	93.10472622	59.19505389	63.579	9.2234	0.03928994
69.5	0.65874972	97.9981676	69.14380244	70.5562197	10.7735	0.05219923
79.5	0.75353385	101.8978727	79.09255099	77.619433	12.3237	0.0664754
89.5	0.84831798	105.0434782	89.04129955	84.7661379	13.8738	0.08195131
99.5	0.94310212	107.6076095	98.9900481	91.9916803	15.4240	0.09846018
109.5	1.03788625	109.7170646	108.9387967	99.2906591	16.9741	0.11583548
119.5	1.13267038	111.4665705	118.8875452	106.657579	18.5243	0.13391094

Tabla 10: Condensador H en condiciones del condensador E2 (25-38°C)

Condensador H						
Gm _{H₂O} (m ³ /h)	Vel. Por tubos (pps)	U _G ($\frac{\text{Btu}}{\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}}$)	U _O ($\frac{\text{Btu}}{\text{h}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}}$)	Rend (%)	Gm _{alcohol} (m ³ /h)	Pt (lb/pl ²)

29.5	0.27961319	71.01501694	14.52083588	20.4475567	2.5780	0.01053628
39.5	0.37439732	83.02426667	19.44315312	23.4186388	3.4519	0.0184451
49.5	0.46918145	92.39939934	24.36547037	26.3697281	4.3258	0.02828696
59.5	0.56396559	99.85336637	29.28778762	29.3307964	5.1997	0.03990606
69.5	0.65874972	105.8689249	34.21010486	32.3136415	6.0736	0.05314752
79.5	0.75353385	110.7855874	39.13242211	35.3226652	6.9475	0.06785716
89.5	0.84831798	114.8486292	44.05473936	38.3589597	7.8214	0.08388123
99.5	0.94310212	118.2390361	48.9770566	41.4220702	8.6954	0.10106634
109.5	1.03788625	121.0927385	53.89937385	44.5108225	9.5693	0.11925938
119.5	1.13267038	123.5133999	58.8216911	47.6237325	10.4432	0.13830747

De las tablas 8, 9 y 10 podemos observar que al agregar mayor cantidad de agua al condensador H podemos aumentar su rendimiento en las diferentes condiciones de operación, además de que el condensador H puede llevar a cabo el servicio de condensación para las tres condiciones, por lo tanto, podemos decir que el condensador H puede ser intercambiado por cualquiera de los otros tres condensadores y aumentar la producción de alcohol.

El condensador H no lo podríamos sustituir por el condensador E2 ya que se requeriría demasiada cantidad de agua de enfriamiento para alcanzar el rendimiento del 100% y eso a su vez eleva la caída de presión por los tubos, esto puede ocasionar vibración y dañar el equipo, por otra parte el condensador E2 es el último de los tres condensadores en serie esto quiere decir que la cantidad de vapor de alcohol que condensa es aquella que no pudo ser condensada en el condensador E y E1 por lo tanto aunque se realice el intercambio del condensador E2 por el condensador H este seguirá condensando la misma cantidad de alcohol que el condensador E2 ya que el vapor de alcohol que llega al condensador E2 es independiente del equipo.

De la tabla 8 y 9 podemos ver que el condensador H podría intercambiarse por el condensador E o E1. Al sustituir el condensador E por el condensador H podemos alcanzar el 100% del rendimiento con bajas pérdidas por fricción y con una cantidad de agua razonable, a su vez el condensador E y H son condensadores primarios con la misma cantidad de pasos por tubos y por coraza (ver anexo A). El condensador E es el primero de los tres condensadores en serie (E, E1, E2) siendo este el que recibe la mayor carga de vapor a la salida de la columna rectificadora. Por otro lado en la tabla 9 se puede observar que si se sustituye el condensador H por el condensador E1 este podría condensar mayor cantidad de vapor de alcohol con una baja pérdida por fricción.

9.5 Costos de instalación.

Para llevar a cabo el intercambio de condensadores será necesario.

Tabla 11: costo por trabajo.

Trabajador	Costo por jornada (\$)	Número de jornadas requeridas.
Soldador	218.30	2
Ayudante de soldador	130.94	2
Mecánico de segunda	225.09	2
Ayudante de mecánico	111.26	2

Costo total requerido por desmontaje para cada intercambiador = \$1371.18

Costo total requerido por montaje para cada intercambiador = \$1371.18

10 Conclusión y recomendación

El condensador H no debe ser sustituido por el condensador E2 ya que la cantidad de alcohol condensada no cambiara ya que es independiente del equipo, a su vez el condensador H tampoco debe ser sustituido por el condensador E1 ya que la cantidad de agua a suministrar para alcanzar el 100% del rendimiento es demasiada y puede ocasionar vibración en el equipo y con el paso del tiempo el equipo sufrirá desgaste, por lo tanto el condensador E debe ser sustituido por el condensador H ya que ambos son condensadores primarios y la mayor carga de vapor la recibe el condensador E actualmente, al realizar el intercambio del condensador E por el condensador H este proporcionaría una mayor producción y con una baja perdida por fricción por tal motivo la vibración no es considera un factor importante.

Por todo lo antes mencionado se concluye que el condensador H debe cambiarse por el condensador E.

11 Competencias desarrolladas y/o aprendidas

Conocimientos en equipos de la industria química tales como: condensadores, columnas de destilación, intercambiadores de calor y tanque de almacenamiento.

Conocimiento de los fenómenos de transferencia de calor.

Conocimientos de costos de instalación y operación de equipos de la industria química.

Se logro aprender acerca de cómo llevar a cabo el arranque y operación de una planta productora de alcohol.

Se adquirió conocimiento de cómo realizar el mantenimiento y las pruebas hidrostáticas en equipos como condensadores y columnas de destilación.

Se desarrollo la capacidad de solucionar problemas desde un enfoque más práctico.

12 Referencias Bibliográficas

Bird Robert. (2006). Fenómenos de transporte. México. Limusa wiley

Cengel Yunus. (2004). Transferencia de calor y masa. México. Mc graw hill

Geankoplis Christie. (2006). Procesos de transporte y principios de procesos de separación. México. Continental.

Perry Robert. (2012). Manual del ingeniero químico. España. Mc graw hill.

Kern Donald. (1999). Procesos de transferencia de calor. México. Continental.

13 Anexos

Anexo A: Características de los equipos.

Condensador H

FLUIDO	T _{ENT} (°C)	T _{SAL} (°C)	FLUJO VOLUMETRICO (m ³ /h)
Agua	25	47	29.5
Alcohol etílico a 70°G	79	79	

- Condensador parcial.
- 3 pasos por tubos y 1 paso por coraza.
- 408 tubos de intercambiadores.
- Tubos de 1 ¼" de diámetro interno, calibre 12.
- Tubos de 3 metros de largo.
- Pitch triangular con desfase de 60°.
- Claro de 1.25 cm.
- Diámetro interno de la coraza de 1 metro.
- Espaciamiento entre baffles de 39 plg.
- 122 m² de área de transferencia.

Condensador E

FLUIDO	T _{ENT} (°C)	T _{SAL} (°C)	FLUJO VOLUMETRICO (m ³ /h)
Agua	25	58	29.5
Alcohol etílico a 96°G	79	79	

- Condensador parcial.
- 3 pasos por tubos y 1 paso por coraza.
- 232 tubos de intercambiadores.
- Tubos de 1 ¼" de diámetro interno, calibre 12.
- Tubos de 3 metros de largo.
- Pitch triangular con desfase de 60°.
- Claro de 1.25 cm.
- Diámetro interno de la coraza de 0.83 metros.
- Espaciamiento entre baffles de 32 plg.
- 69.36 m² de área de transferencia.

Condensador E1

FLUIDO	T _{ENT} (°C)	T _{SAL} (°C)	FLUJO VOLUMETRICO (m ³ /h)
Agua	25	48	29.5
Alcohol etílico a 96°G	79	79	

- Condensador parcial.
- 2 pasos por tubos y 1 paso por coraza.
- 232 tubos de intercambiadores.
- Tubos de 1 ¼" de diámetro interno, calibre 12.
- Tubos de 3 metros de largo.
- Pitch triangular con desfase de 60°.
- Claro de 1.25 cm.
- Diámetro interno de la coraza de 0.73 metros.
- Espaciamiento entre bafles de 28 plg.
- 69.36 m² de área de transferencia.

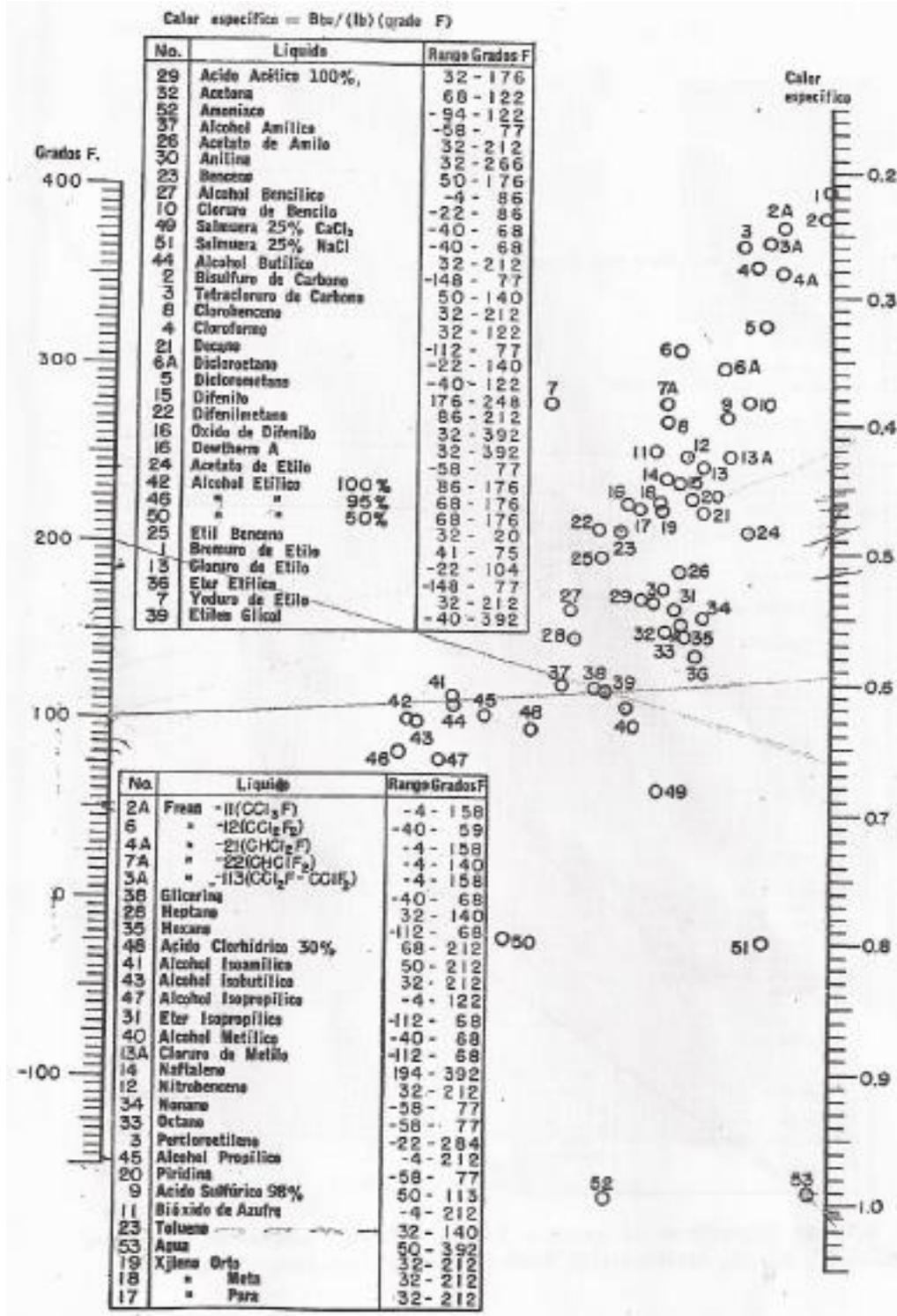
Condensador E2

FLUIDO	T _{ENT} (°C)	T _{SAL} (°C)	FLUJO VOLUMETRICO (m ³ /h)
Agua	25	38	29.5
Alcohol etílico a 96°G	79	79	

- Condensador total.
- 2 pasos por tubos y 1 paso por coraza.
- 126 tubos de intercambiadores.
- Tubos de 1 ¼" de diámetro interno, calibre 12.
- Tubos de 3 metros de largo.
- Pitch triangular con desfase de 60°.
- Claro de 1.25 cm.
- Diámetro interno de la coraza de 0.58 metros.
- Espaciamiento entre bafles de 22 plg.
- 37.67 m² de área de transferencia.

Anexo B: monogramas

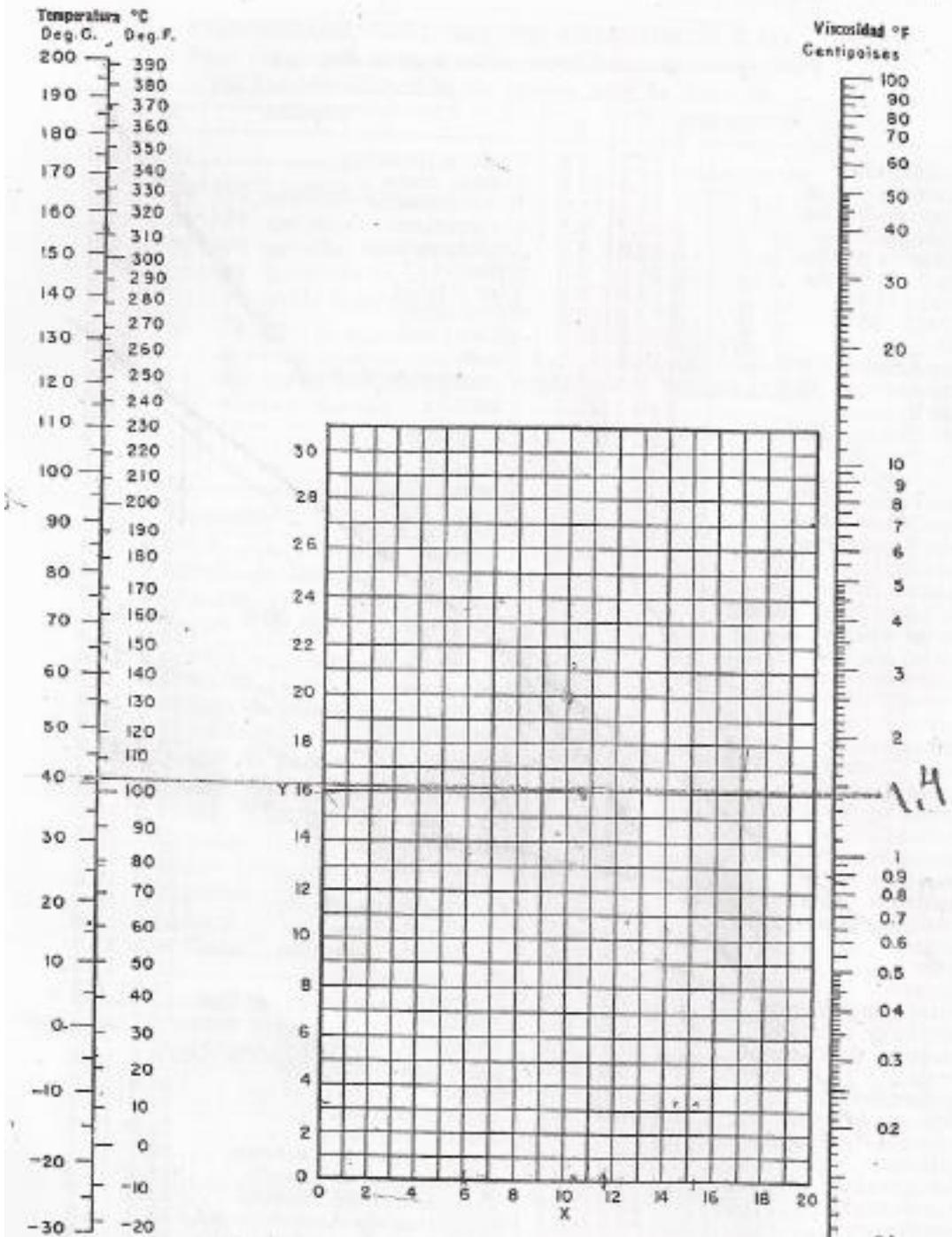
Anexo B.1: calor específico de líquidos



Anexo B.2: viscosidad de líquidos

VISCOSIDADES DE LIQUIDOS*					
Para usarse como Coordenadas con la Fig. 14					
Líquido	X	Y	Líquido	X	Y
Acetaldehído	15.2	4.8	Cloruro Estánico	13.5	12.8
Acetato de Amilo	11.8	12.5	Cresol, meta	2.5	20.8
Acetato de Butilo	12.3	11.0	Dibromoetano	12.7	15.8
Acetato de Etilo	13.7	9.1	Dicloroetano	13.2	12.2
Acetato de Metilo	14.2	8.2	Diclorometano	14.6	8.9
Acetato de Vinilo	14.0	8.8	Difenilo	12.0	18.3
Acetona 100%	14.5	7.2	Eter Etilico	14.5	5.3
Acetona 35%	7.9	15.0	Etilbenceno	13.2	11.5
Agua	10.2	13.0	Etilenglicol	6.0	23.6
Acido Acético 100%	12.1	14.2	Fenol	6.9	20.8
Acido Acético 70%	9.5	17.0	Formiato de Etilo	14.2	8.4
Acido Butírico	12.1	15.3	Freon 11	14.4	9.0
Acido Clorosulfónico	11.2	18.1	Freon 12	16.8	5.6
Acido Fórmico	10.7	15.8	Freon 21	15.7	7.5
Acido Isobutírico	12.2	14.4	Freon 22	17.2	4.7
Acido Nítrico 95%	12.8	13.8	Freon 113	12.5	11.4
Acido Nítrico 60%	10.8	17.0	Freon 114	14.6	8.3
Acido Propiónico	12.8	13.8	Glicerina 100%	2.0	30.0
Acido Sulfúrico 110%	7.2	27.4	Glicerina 50%	6.9	19.6
Acido Sulfúrico 98%	7.0	24.8	Heptano	14.1	8.4
Acido Sulfúrico 60%	10.2	21.3	Hexano	14.7	7.0
Alcohol Alílico	10.2	14.3	Hidróxido de Sodio 50%	3.2	25.8
Alcohol Amílico	7.5	18.4	Yoduro de Etilo	14.7	10.3
Alcohol Butílico	8.6	17.2	Yoduro de Propilo	14.1	11.6
Alcohol Etilico 100%	10.5	13.8	Isobutano	14.5	3.7
Alcohol Etilico 95%	9.8	14.3	Mercurio	18.4	16.4
Alcohol Etilico 40%	6.5	16.6	Metanol 100%	12.4	10.3
Acido Clorhídrico 31.5%	13.0	16.6	Metanol 90%	12.3	11.8
Alcohol Isobutílico	7.1	18.0	Metanol 40%	7.8	15.5
Alcohol Isopropílico	8.2	16.0	Metiltilcetona	13.9	8.6
Alcohol Octílico	6.2	21.1	Naftaleno	7.9	18.1
Alcohol Propílico	9.1	16.5	Nitrobenceno	10.6	16.2
Amoniaco 100%	12.6	2.0	Nitrotolueno	11.0	17.0
Amoniaco 26%	10.1	13.9	Octano	13.7	10.0
Anhidrido Acético	12.7	12.8	Oxalato de Dietilo	11.0	16.4
Anilina	8.1	18.7	Oxalato de Dimetilo	12.3	15.8
Anisol	12.3	13.5	Oxalato de Dipropilo	10.3	17.7
Benceno	12.5	10.9	Pentacloroetano	10.9	17.3
Bióxido de Azufre	15.2	7.1	Pentano	14.9	5.2
Bióxido de Carbono	11.6	0.3	Propano	15.3	1.0
Bisulfuro de Carbono	16.1	7.5	Salmuera CaCl ₂ 25%	6.6	15.9
Bromo	14.2	13.2	Salmuera NaCl 25%	10.2	16.6
Bromotolueno	20.0	15.9	Sodio	16.4	13.9
Bromuro de Etilo	14.5	8.1	Tetracloroetano	11.9	15.7
Bromuro de Propilo	14.5	9.6	Tetracloroetileno	14.2	12.7
n-Butano	15.3	3.3	Tetracloruro de Carbono	12.7	13.1
Ciclohexanol	2.9	24.3	Tetracloruro de Titanio	14.4	12.3
Clorobenceno	12.3	12.4	Tribromuro de Fósforo	13.8	16.7
Cloroformo	14.4	10.2	Tricloruro de Arsénico	13.9	14.5
Clorotolueno, orto	13.0	13.3	Tricloruro de Fósforo	16.2	10.9
Clorotolueno, meta	13.3	12.5	Tricloroetileno	14.8	10.5
Clorotolueno, para	13.3	12.5	Tolueno	13.7	10.4
Cloruro de Etilo	14.8	6.0	Turpentina	11.5	14.9
Cloruro de Metilo	15.0	3.8	Xileno, orto	13.5	12.1
Cloruro de Propilo	14.4	7.5	Xileno, meta	13.9	12.1
Cloruro de Sulfurilo	15.2	12.4	Xileno, para	13.9	10.9

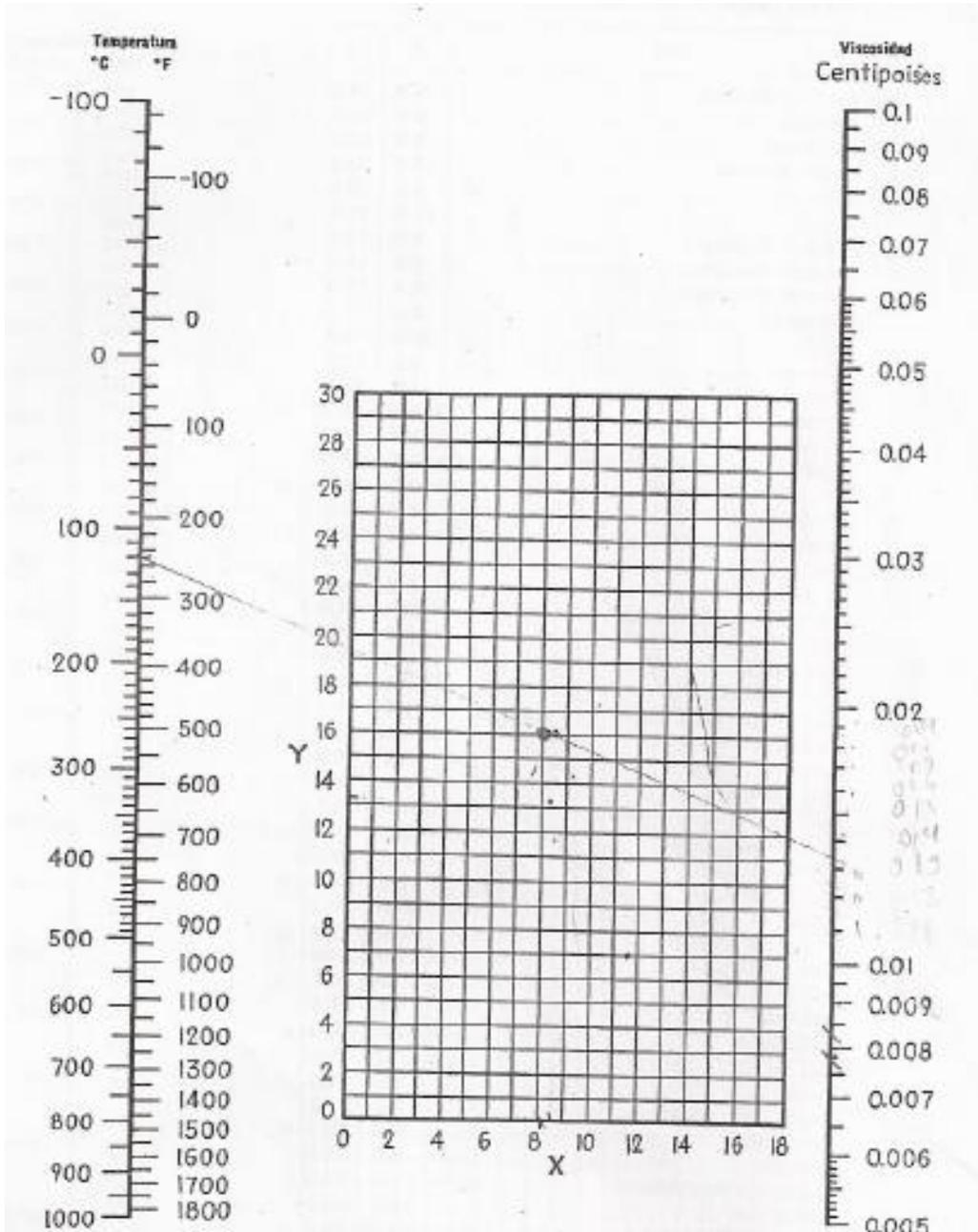
* De Ferry, I. H. "Chemical Engineering"



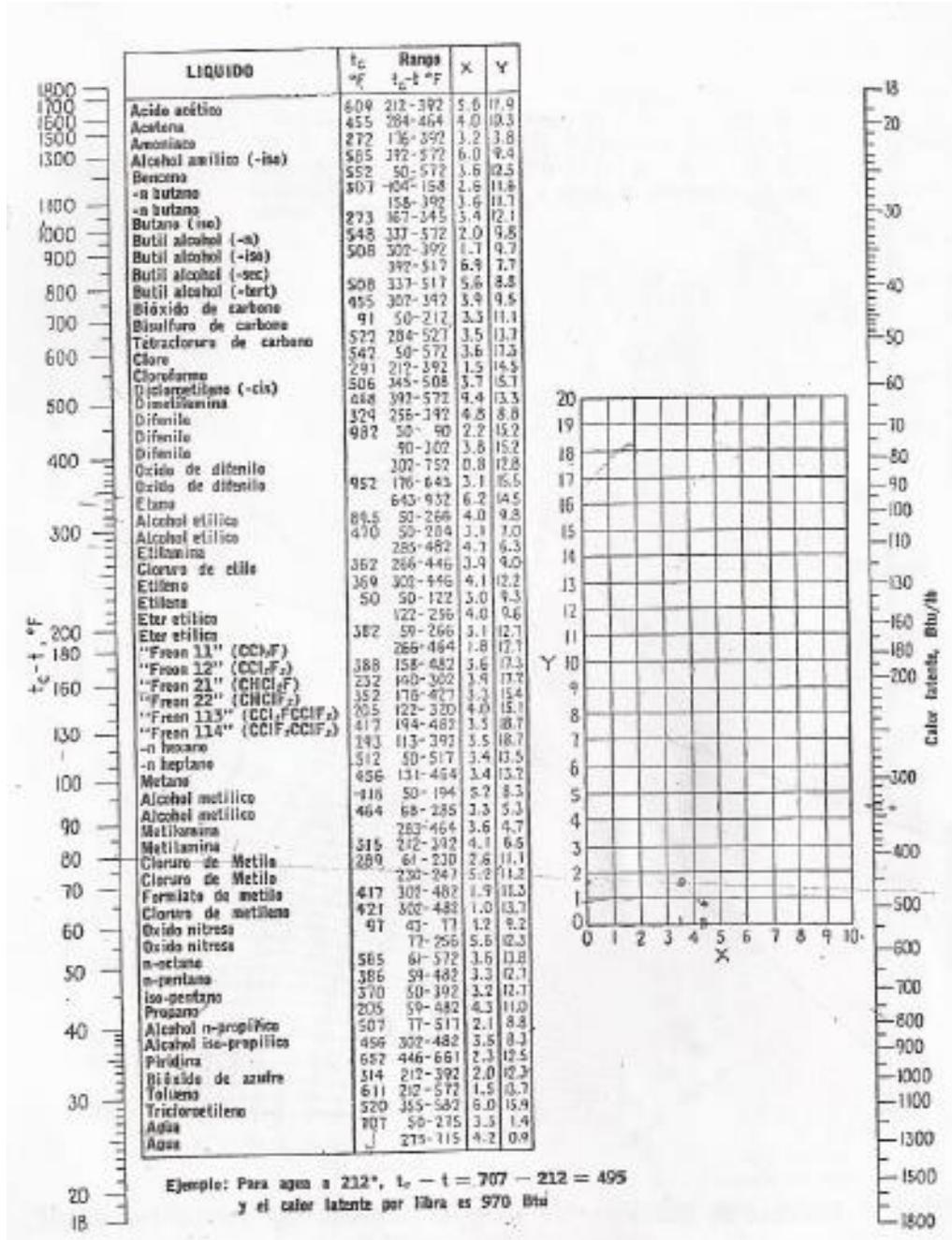
Anexo B.3: viscosidad de gases

VISCOSIDADES DE GASES*
Para usarse como Coordenadas con la Fig. 15

Gas	X	Y
Acetato de Etilo	8.5	13.2
Acetona	8.9	13.0
Acetileno	9.8	14.9
Acido Acético	7.7	14.3
Agua	8.0	16.0
Aire	11.0	20.0
Alcohol Etilico	9.2	14.2
Alcohol Metilico	8.5	15.6
Alcohol Propilico	8.4	13.4
Amoníaco	8.4	16.0
Argón	10.5	22.4
Benceno	8.5	13.2
Bromo	8.9	19.2
Buteno	9.2	13.7
Butileno	8.9	13.0
Bisóxido de Azufre	9.6	17.0
Bisóxido de Carbono	9.5	18.7
Bisulfuro de Carbono	8.0	18.0
Bromuro de Hidrógeno	8.8	20.9
Cianógeno	9.2	15.2
Ciclohexano	9.2	12.0
Cianuro de Hidrógeno	9.8	14.9
Cloro	9.0	18.4
Cloroformo	8.9	15.7
Cloruro de Etilo	8.5	15.6
Cloruro de Hidrógeno	8.8	18.7
Cloruro de Nitrosilo	8.0	17.6
Etano	9.1	14.5
Eter Etilico	8.9	13.0
Etileno	9.5	15.1
Flúor	7.3	23.8
Freon 11	10.6	15.1
Freon 12	11.1	18.0
Freon 21	10.8	15.3
Freon 22	10.1	17.0
Freon 113	11.3	14.0
Helio	10.9	20.5
Hexano	8.6	11.8
Hidrógeno	11.2	12.4
3H ₂ + 1N ₂	11.2	17.2
Yodo	9.0	18.4
Yoduro de Hidrógeno	9.0	21.3
Mercurio	5.3	22.9
Metano	9.9	15.5
Monóxido de Carbono	11.0	20.0
Nitrógeno	10.6	20.0
Oxido Nitríco	10.9	20.5
Oxido Nitroso	8.8	19.0
Oxígeno	11.0	21.3
Pentano	7.0	12.8
Propano	9.7	12.9
Propileno	9.0	13.8
Sulfuro de Hidrógeno	8.6	18.0
Tolueno	8.6	12.4
2, 3, 3-Trimetilbutano	9.5	10.5
Xenón	9.3	23.0



Anexo B.4: calor latente de vaporización



Anexo C: tablas

Anexo C.1: gravedad específica y pesos moleculares

Compuesto	Mol.	S *	Compuesto	Mol.	S *
Acetaldehído	44.1	0.78	Cloruro de etilo	64.5	0.92
Acetato de amilo	130.2	0.88	Cloruro de metilo	50.5	0.92
Acetato de etilo	88.1	0.90	Cloruro de n-propilo	78.5	0.89
Acetato de metilo	74.9	0.93	Cloruro de sulfúrico	135.0	1.67
Acetona	58.1	0.79	Dibrometano	187.9	2.09
Acetato de butilo	116.2	0.88	Dicloroetano	99.0	1.17
Acetato de vinilo	96.1	0.93	Diclorometano	88.9	1.34
Agua	18.0	1.0	Difenilo	154.2	0.99
Acido acético 100%	60.1	1.05	Eter etílico	74.1	0.71
Acido acético 70%		1.07	Etilbenceno	106.1	0.87
Acido n-butírico	88.1	0.96	Etilglicol	88.1	1.04
Acido i-butírico	88.1	0.98	Fenol	94.1	1.07
Acido clorosulfónico	116.5	1.77	Formiato de etilo	74.1	0.92
Acido fórmico	46.0	1.22	Glicerina 100%	92.1	1.26
Acido nítrico 95%		1.50	Glicerina 50%		1.13
Acido nítrico 60%		1.38	n-heptano	100.2	0.68
Acido propiónico	74.1	0.99	n-hexano	86.1	0.66
Acido sulfúrico 100%	98.1	1.83	Hidróxido de sodio 50%		1.53
Acido sulfúrico 98%		1.84	Yoduro de etilo	155.9	1.93
Acido sulfúrico 60%		1.05	Yoduro de n-propilo	170.0	1.75
Alcohol alílico	58.1	0.86	Mercurio	200.6	13.55
Alcohol amílico	88.2	0.81	Metaacresol	108.1	1.03
Alcohol n-butílico	74.1	0.81	Metanol 100%	32.5	0.79
Alcohol i-butílico	74.1	0.82	Metanol 90%		0.82
Alcohol etílico 100%	46.1	0.79	Metanol 40%		0.94
Alcohol etílico 95%		0.81	Metiltilcetona	72.1	0.81
Alcohol etílico 40%		0.94	Naftaleno	128.1	1.14
Alcohol isopropílico	60.1	0.79	Nitrobenceno	123.1	1.20
Alcohol octílico	130.23	0.82	Nitrotolueno, orto	137.1	1.16
Alcohol n-propílico	60.1	0.80	Nitrotolueno, meta	137.1	1.16
Amoniaco 100%	17.0	0.61	Nitrotolueno, para	137.1	1.29
Amoniaco 26%		0.91	n-octano	114.2	0.70
Anhídrido acético	102.1	1.08	Oxalato de dietilo	146.1	1.08
Anilina	93.1	1.02	Oxalato de dimetilo	118.1	1.42
Anisol	108.1	0.99	Oxalato de dipropilo	174.1	1.02
Benceno	78.1	0.88	Pentacloroetano	202.3	1.67
Bióxido de azufre	64.1	1.38	n-pentano	72.1	0.63
Bióxido de carbono	44.0	1.29	Propano	44.1	0.59
Bisulfuro de carbono	76.1	1.26	Salmuera, Ca Cl, 25%		1.23
Bromotolueno, orto	171.0	1.42	Salmuera, Na Cl, 25%		1.19
Bromotolueno, meta	171.0	1.41	Sodio	23.0	0.97
Bromotolueno, para	171.0	1.39	Tetracloroetano	167.9	1.60
Bromuro de etilo	106.9	1.43	Tetracloroetileno	165.9	1.63
Bromuro de n-propilo	123.0	1.35	Tetracloruro de carbono	153.8	1.60
n-butano	58.1	0.60	Tetracloruro de titanio	189.7	1.73
i-butano	58.1	0.60	Tribromuro de fósforo	270.8	2.85
Ciclohexanol	100.2	0.96	Tricloruro de arsénico	181.3	2.16
Clorobenceno	112.6	1.11	Tricloruro de fósforo	137.4	1.57
Cloroformo	118.4	1.49	Tricloroetileno	131.4	1.46
Clorotolueno, orto	126.6	1.08	Tolueno	92.1	0.87
Clorotolueno, meta	126.6	1.07	Xileno, orto	106.1	0.87
Clorotolueno, para	126.6	1.07	Xileno, meta		0.86
Cloruro estánico	260.5	2.23	Xileno, para		0.86

Anexo C.2: conductividad térmica de líquidos

$$k = \rho(h)(\text{pie}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{pie})$$

Puede suponerse una variación lineal con la temperatura. Los valores extremos que se dan constituyen también los límites de temperatura en los cuales se recomiendan los datos.

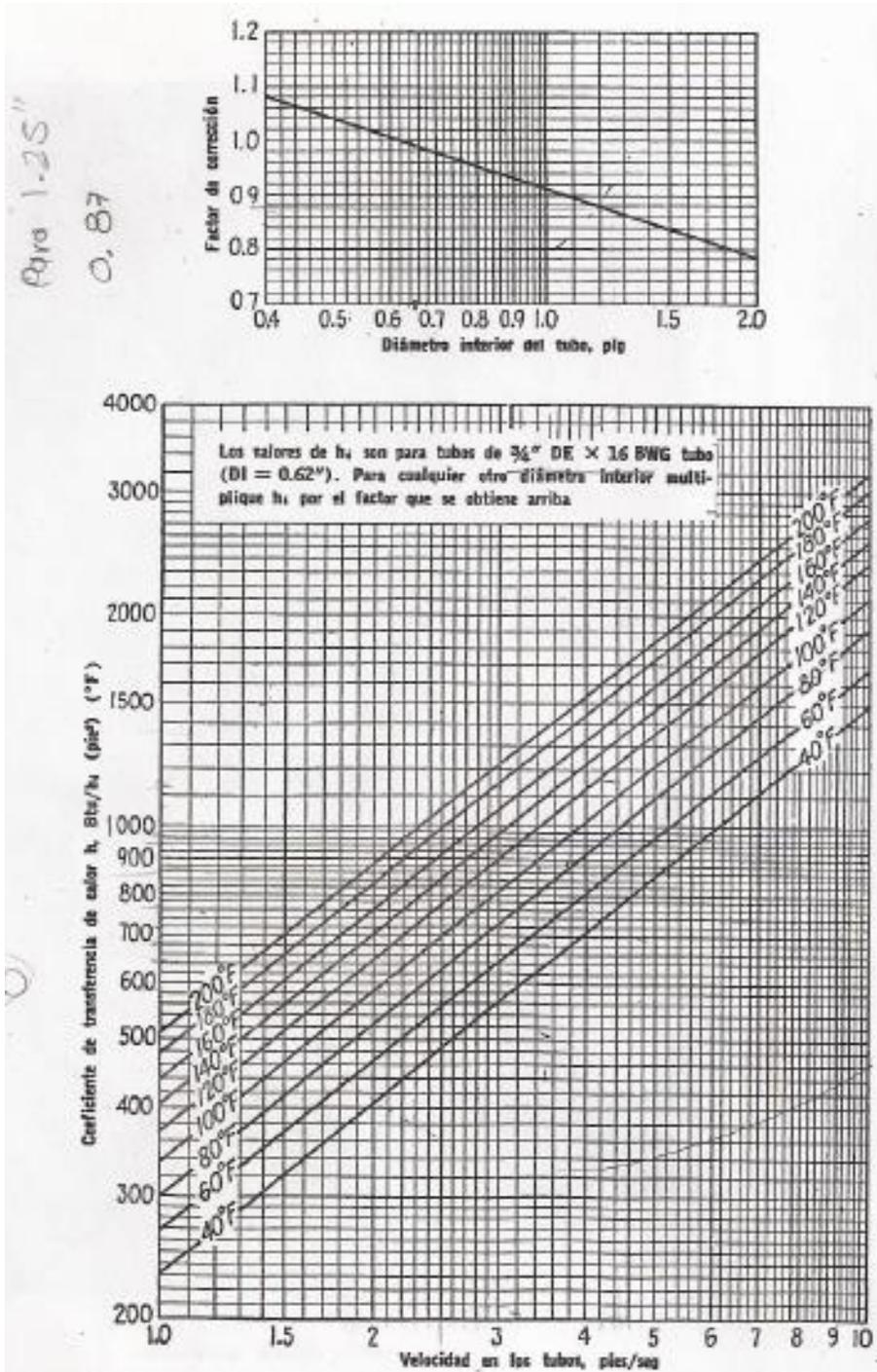
Líquido	°F	k	Líquido	°F	k
Aceites			Bromobenceno	86	0.074
Ricino	68	0.104		212	0.070
	212	0.100	Dióxido de azufre	5	0.128
Oliva	68	0.097		86	0.111
	212	0.095	Bisulfuro de carbono	86	0.093
Acetato de etilo	68	0.101		167	0.088
Alcohol 100%	68	0.103	Tetracloruro	32	0.107
80%	68	0.137		154	0.084
60%	68	0.176	Cloruro de calcio, salmuera 30%	86	0.32
40%	68	0.224		86	0.34
20%	68	0.281	Cloruro de sodio, salmuera 15%	86	0.33
100%	122	0.087		86	0.34
Benceno	86	0.085	Clorobenceno	50	0.083
	140	0.082	Cloroformo	86	0.080
Bromuro	68	0.070	Cymene (para)	86	0.078
Eter	86	0.080		86	0.078
	167	0.078	Decano (n-)	140	0.079
Yoduro	104	0.064		86	0.085
	167	0.063	Diclorodifluorometano	140	0.083
Acetato de amilo	50	0.083		20	0.057
Alcohol (n-)	86	0.094		80	0.053
	212	0.089		100	0.048
	86	0.088		140	0.043
Acetato butílico (n-)	167	0.087	Diclorooctano	180	0.038
Alcohol (n-)	77-86	0.085	Diclorometano	122	0.082
	86	0.097		5	0.111
	167	0.095	Eter de petróleo	86	0.095
Acetona (iso-)	50	0.091		86	0.075
	86	0.102	Etilen glicol	167	0.073
Acido acético 100%	167	0.095	Gasolina	32	0.153
50%	68	0.099		86	0.078
Acido esteárico	68	0.20	Glicerina 100%	68	0.164
Acido láurico	212	0.0788	80%	68	0.189
Acido oléico	212	0.102	60%	68	0.220
Acido palmítico	212	0.0925	40%	68	0.259
Acido sulfúrico 90%	212	0.0835	20%	68	0.278
80%	86	0.21	100%	212	0.164
30%	86	0.25	Heptano (n-)	86	0.081
Agua	86	0.30	Hexano (n-)	140	0.079
	32	0.330		86	0.080
	86	0.358	Kerosena	140	0.078
	140	0.381		68	0.086
Alcohol alílico	176	0.398	Mercurio	167	0.081
Alcohol heptílico (n-)	77-86	0.104	Nitrobenceno	82	4.83
	86	0.094		86	0.095
Alcohol hexílico (n-)	167	0.091	Nitrometano	212	0.088
	86	0.093		86	0.125
Alcohol metílico 100%	167	0.090	Nonano (n-)	140	0.120
80%	68	0.124		86	0.084
60%	68	0.154	Octano (n-)	140	0.082
40%	68	0.190		86	0.083
20%	68	0.234	Paraldehído	140	0.081
100%	68	0.284		86	0.084
Cloruro	122	0.114	Pentano (n-)	212	0.078
	5	0.111		86	0.078
Alcohol propílico (n-)	86	0.089	Percloroetileno	167	0.074
	86	0.099	Sodio	122	0.092
Alcohol (iso-)	167	0.095		212	49
	86	0.091	Tolueno	410	46
	140	0.090		86	0.086
Amoniaco	5-86	0.29	β -triclorooctano	167	0.084
Amoniaco, acuoso, 26%	68	0.281	Tricloroetileno	122	0.077
	140	0.29	Turpentina (aguarrás)	122	0.080
Anilina	32-68	0.100	Vasolina	59	0.074
Benceno	86	0.092	Xileno (orto-)	59	0.108
	140	0.087	Xileno (meta-)	68	0.090
				68	0.090

Anexo C.3: densidad del agua

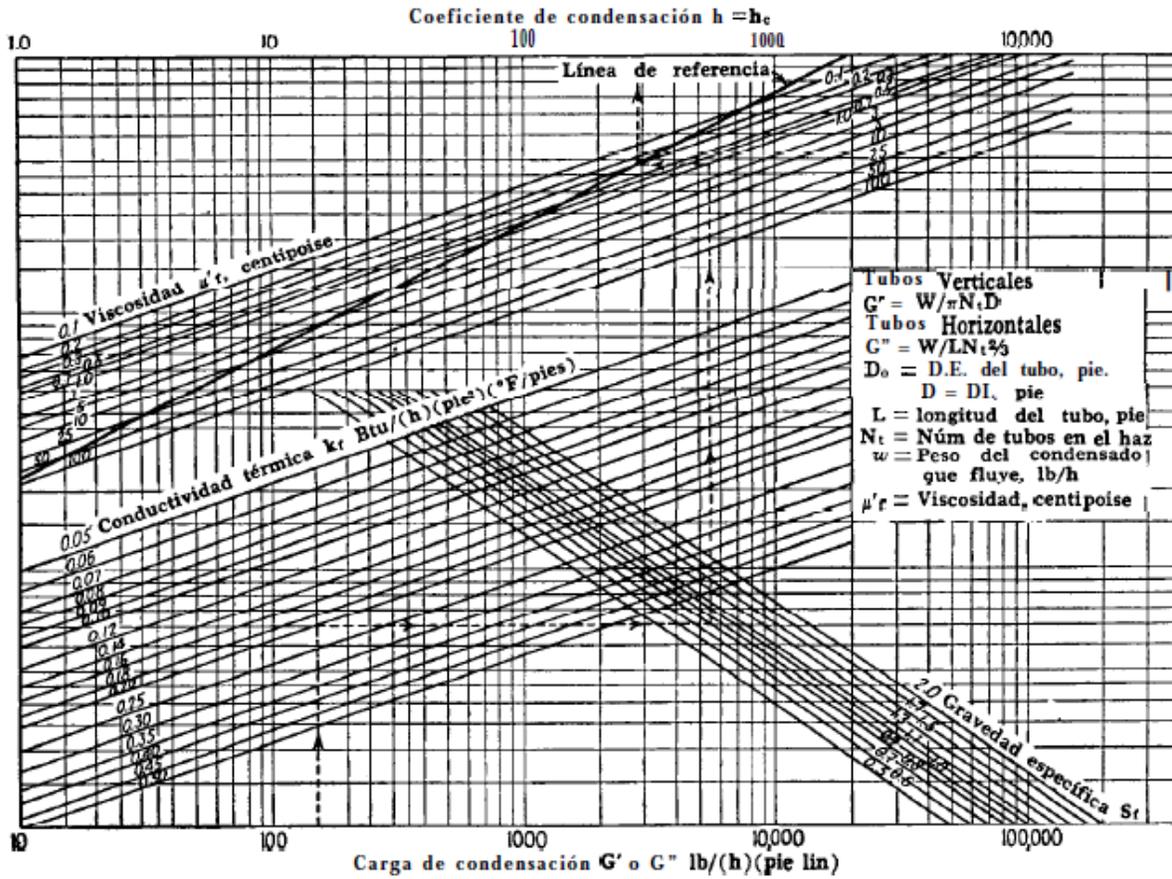
Temperatura		Densidad		Temperatura		Densidad	
K	°C	g/cm ³	kg/m ³	K	°C	g/cm ³	kg/m ³
273.15	0	0.99987	999.87	323.15	50	0.98807	988.07
277.15	4	1.00000	1 000.00	333.15	60	0.98324	983.24
283.15	10	0.99973	999.73	343.15	70	0.97781	977.81
293.15	20	0.99823	998.23	353.15	80	0.97183	971.83
298.15	25	0.99708	997.08	363.15	90	0.96534	965.34
303.15	30	0.99568	995.68	373.15	100	0.95838	958.38
313.15	40	0.99225	992.25				

Anexo D: graficas

Anexo D.1: curva de transferencia de calor, agua en los tubos (coeficiente)



Anexo D.2: coeficientes de condensación por coraza



Anexo D.3: factor de fricción para el lado de tubos

