



Condensador para planta extracción aceite por solvente

Gonzalo Javier Diviani D-2287/0

Universidad Nacional de Rosario
Facultad de Ciencias Exactas, Ingeniería y Agrimensura
Escuela de Ingeniería Mecánica
Rosario, Argentina
Año 2023

Condensador para planta extracción aceite por solvente

Gonzalo Javier Diviani D-2287/0

Proyecto Final de Ingeniería Mecánica presentado como requisito parcial para
optar al título de:

Ingeniero/a Mecánico/a

Director/a:

Ing. Pedro Sismondi

Ing. Guillermo Rodríguez

Ing. Juan Sismondi

Universidad Nacional de Rosario
Facultad de Ciencias Exactas, Ingeniería y Agrimensura
Escuela de Ingeniería Mecánica
Rosario, Argentina
Año 2023

Agradecimientos

A toda mi familia, a la UNR y todos los docentes que forman parte de esta institución que es un emblema de la Educación pública.

A todos los que me insistieron para que termine la carrera, para que pueda llevar a cabo el último esfuerzo de todos.

Y obviamente, a todos los que colaboraron y me ayudaron para llevar a cabo este trabajo final.

Resumen

El objetivo del siguiente proyecto es el diseño de un condensador para una planta de extracción por solvente de aceite vegetal, en este caso soja o girasol, para que pueda operar con una mayor temperatura de solvente durante el regado en el extractor, logrando de esta forma una mayor extracción de aceite (reducción de materia grasa residual en harina), garantizando a su vez la depresión sobre el extractor.

Los extractores por solvente, generalmente se diseñan para operar con temperaturas de trabajo de 60°C. Al operar a mayor temperatura, la extracción del aceite se hace más eficiente, sin embargo, aumenta el volumen de gases de hexano dentro del equipo (que se encuentra deprimido) y el tren atmosférico no llega a absorberlo (ya que está diseñado para una temperatura de trabajo de 60°C). Nuestro límite son 65°C, que es la temperatura de ebullición del hexano.

Por lo tanto, el estudio se basó en encontrar la manera más adecuada para poder condensar los vapores adicionales, tomando como referencia el diseño de los condensadores que ya existen en una planta de extracción (operando o no con otros fluidos), para poder unificar los criterios de operación y mantenimiento.

El resultado fue un intercambiador de casco y tubos (muy empleados en esta industria), diseñado bajo normas TEMA, empleando agua (por su versatilidad de disposición) como el fluido que absorberá el calor generado en la condensación de los gases.

La mayor complejidad en el estudio del proyecto se dio en el cálculo del coeficiente de transferencia de calor para el intercambio en cuestión. Calcular este valor en forma analítica resultó muy complejo, principalmente porque no contamos con los datos de las variables termodinámicas de las mezclas de gases (aire + hexano). De lo que sí disponíamos, son de valores recomendados que surgen de diseñadores de plantas de extracción por solvente, que fueron obtenidos a través de la práctica experimental y la experiencia en el rubro.

Se pudo concluir que para una planta de extracción por solvente de capacidad nominal 1500 TN/día de semilla de girasol, un intercambiador de casco y tubos, con una superficie de intercambio de 58,4 m² (compuesto por 160 tubos de ¾ pulgadas de diámetro y 6 metros de largo), permite una operación segura dentro del extractor a una temperatura de 64°C, con el resto de las variables de proceso en valores nominales.

Palabras clave: Aceite, extracción por solvente, extractor, condensador, temperatura de solvente.

Abstract

The objective of the following project is the design of a condenser for a vegetable oil solvent extraction plant, in this case soybean or sunflower, so that it can operate with a higher solvent temperature during irrigation in the extractor, thus achieving greater oil extraction (reduction of residual fat in flour), in turn guaranteeing the depression on the extractor.

Solvent extractors are generally designed to operate at working temperatures of 60°C. By operating at a higher temperature, oil extraction becomes more efficient; however, the volume of hexane gases inside the equipment increases (which is depressed) and the atmospheric train does not absorb it (since it is designed for a higher temperature). working temperature of 60°C). Our limit is 65°C, which is the boiling temperature of hexane.

Therefore, the study was based on finding the most appropriate way to condense the additional vapors, taking as reference the design of the condensers that already exist in an extraction plant (operating or not with other fluids), in order to unify the operation and maintenance criteria.

The result was a shell and tube exchanger (widely used in this industry), designed under TEMA standards, using water (due to its versatility of arrangement) as the fluid that will absorb the heat generated in the condensation of the gases.

The greatest complexity in the study of the project occurred in the calculation of the heat transfer coefficient for the exchange in question. Calculating this value analytically turned out to be very complex, mainly because we do not have data on the thermodynamic variables of the gas mixtures (air + hexane). What we did have were recommended values that emerged from designers of solvent extraction plants, which were obtained through experimental practice and experience in the field.

It was concluded that for a solvent extraction plant with a nominal capacity of 1500 TN/day of sunflower seeds, a shell and tube exchanger, with an exchange surface of 58.4 m² (composed of 160 tubes of ¾ inch diameter and 6 meters long), allows safe operation inside the extractor at a temperature of 64°C, with the rest of the process variables at nominal values.

Keywords: Oil, solvent extraction, extractor, condenser, solvent temperature.

Contenido

Agradecimientos	III
Resumen	IV
Abstract	V
Contenido	VI
Introducción	8
Capítulo 1. Introducción Semillas Oleaginosas	9
1.1 Introducción.....	9
1.2 La industria aceitera	9
1.3 Fuentes vegetales de aceites	13
1.3.1 Semilla de soja.....	13
1.3.2 Semilla de girasol.....	15
1.4 Estructura de las oleaginosas.....	16
1.5 Procesos de extracción	20
Capítulo 2. Determinación del Contenido de Aceite	23
2.1 Materiales. Parte experimental	23
2.2 Proceso de extracción	25
2.2.1 Extractor de circuito rectangular tipo loop.....	27
Capítulo 3. Cálculo Intercambiador.....	30
3.1 Análisis Pinch	30
3.2 Marco teórico para el diseño de un intercambiador de calor.....	35
3.2.1 Tipos de intercambiadores	35
3.2.2 Elementos principales.....	37
3.2.3 Coeficiente de transferencia de calor	39
3.2.4 Factor de incrustación.....	40
3.2.5 Análisis del intercambiador de calor.	41
3.2.6 Método de la diferencia de temperatura media logarítmica	43
3.2.7 Uso de factor de conversión para intercambiador de calor de pasos múltiples y de flujo cruzado.....	45
3.2.8 Selección del intercambiador de calor.....	47
3.2.9 Diseño del equipo.	49

Capítulo 4. Conclusiones.....	61
Bibliografía	62
Anexo: Planos Intercambiador de Calor.....	63

Introducción

La extracción de aceite vegetal de semillas de oleaginosas se lleva a cabo a través de un proceso de extracción por solvente. Algunas semillas como el girasol, por su elevado contenido de materia grasa, en una primera instancia se hace una extracción mecánica (de tipo prensado), pero el resto del aceite se extrae luego con solvente. En el caso de la soja, que posee menor tenor graso, la extracción es 100% con solvente. El solvente empleado es Hexano. Mencionamos ambas semillas porque son las de mayor peso en volumen de producción de aceite a nivel nacional. La extracción del aceite, a partir de una semilla previamente tratada que detallaremos luego, se lleva a cabo en un equipo en particular denominado extractor, donde el manto de material es regado con solvente, durante un período de estadía a través de varias etapas (regados), dónde el principio de funcionamiento es la percolabilidad del solvente junto con el aceite (esta mezcla se denomina miscela).

Si logramos aumentar la temperatura de ingreso de solvente al extractor, se obtendrá una extracción más eficiente. La variable que nos mide esta eficiencia, es la materia grasa residual en la harina, es decir, es el aceite que no pudimos extraer de la semilla (de la semilla obtenemos aceite y harina principalmente) y que se va con la harina. Si tenemos en cuenta que, por ejemplo, para el caso de girasol, el precio de venta de aceite a granel es 5 veces mayor que el precio de venta del pellet a granel, la factibilidad del proyecto tiene ese sustento. La materia residual de la harina o pellet se analiza en los laboratorios de las plantas aceiteras, llevando a cabo un análisis en cada turno de producción, es decir, se le da un seguimiento diario.

Otro punto no menor, y de igual de importancia a lo mencionado anteriormente, es el aspecto en cuanto a Seguridad y Medio Ambiente que debemos contemplar en este estudio. Al aumentar la temperatura de ingreso de solvente al extractor, estamos generando una mayor presión de gases dentro del equipo, por lo tanto, el objetivo de este proyecto también se enmarca en garantizar la depresión recomendada por los manuales de operación de plantas de extracción por solvente, de tal manera de reducir las pérdidas mecánicas de solvente por los sellos del equipo (partes móviles, visores, sellos de bombas, etc), y del tren atmosférico (los gases se ventean a la atmósfera previa desolventización de los mismos). Con esto logramos menores emisiones al ambiente, y garantizamos una planta más segura.

Capítulo 1. Introducción semillas oleaginosas

1.1 Introducción.

Como se mencionó anteriormente, la finalidad de este proyecto es mejorar el proceso de extracción de aceite de semillas oleaginosas de manera eficiente y segura. Se abordará el estudio de dos tipos de semillas, soja y girasol, debido al rol que juegan los aceites derivados de las mismas tanto en la comercialización exterior como en el consumo interno. Por lo tanto, cuando se mencione la palabra “semilla”, se dará por entendido que estamos hablando de ambas especies.

Es importante entender la composición química y molecular de las semillas, como así también la preparación previa necesaria para una mayor eficiencia en el proceso de extracción. Son variables fundamentales que se mencionarán a lo largo de este estudio, las cuales deben ser tenidas en cuenta para llegar a obtener los resultados esperados, las cuales se complementan al diseño del equipamiento para lograr el objetivo mencionado en el capítulo anterior. Teniendo estudiadas estas variables, nos enfocaremos a uno de los principales equipos del área de extracción, el extractor, en el cuál se trata de sacar la mayor parte de aceite de la semilla. Mencionaremos también, más que nada a título informativo, en que consiste el proceso posterior de destilación, donde separamos el solvente de la miscela (aceite + solvente) para obtener un aceite crudo con los indicadores necesarios para su refinación. Se explicará también las distintas etapas del tren atmosférico, que básicamente es el tratamiento de los gases generados para obtener agua y aire libres de solvente. La presión que generen y el grado de condensabilidad de estos gases generan un rol importante en el extractor, siendo una de las variables principales de diseño. Se explicará el circuito de sólidos, que corresponde a la desolventización de la harina (en caso de soja) o pellet (en el caso del girasol), ya que aquí se generará la mayor parte de los gases del tren atmosférico.

Es importante destacar que en este estudio el enfoque principal está en el aceite o materia grasa contenida en las semillas en estudio. Cabe esta aclaración ya que la semilla de soja particularmente, además de ser una fuente de aceite vegetal, posee un grado proteico dentro de la harina obtenida que la hace realmente interesante y una fuente de alimento valiosa, sin embargo este aspecto no forma parte del estudio de este proyecto.

1.2 La industria aceitera

Los aceites de semillas constituyen el 70 % de la producción mundial de aceites, siendo el 30 % de esta producción aceite de soja. La reconocida calidad de este aceite y el valor nutritivo de la harina proteica hace de la soja una oleaginosa primaria a nivel mundial.

Figura 1-1: Principales Oleaginosas



Figura 1-2: Producción mundial

Producción mundial de oleaginosas y de soja

Producción mundial de Oleaginosas 2017/2018	
Soja	318 M Ton
Colza	72 M Ton
Algodón	45 M Ton
Maní	39 M Ton
Girasol	40 M Ton

Producción mundial de Soja 2016/2017	
USA	108 M ton
BRASIL	95 M ton
ARGENTINA	60 M ton
CHINA	13 M ton

El complejo industrial oleaginoso es el principal rubro de exportación de la economía de Argentina. La producción de las principales semillas oleaginosas mostró en los últimos años un incremento ininterrumpido. La industria, por su parte, acompañó este aumento con inversiones destinadas a incrementar la capacidad de molienda.

La soja y el girasol son los dos principales cultivos oleaginosos de Argentina. Si bien el segundo es el de mayor tradición (su producción data de la década de 1920), en los últimos quince años la soja ha protagonizado una gran expansión que se refleja tanto en los volúmenes obtenidos como en las inversiones realizadas por las plantas procesadoras.

El cultivo de la soja se ha convertido en la actividad económica más importante del sector agropecuario de nuestro país: Argentina es el tercer productor mundial de poroto de soja luego de Estados Unidos y Brasil.

Figura 1-3: Cultivo de soja en el mundo



Medida en volumen, su participación en el mercado supera el 20%. Durante los últimos quince años la producción nacional se incrementó en forma sostenida: la superficie implantada con soja creció a un ritmo promedio de 9 % anual. Las principales provincias productoras son Córdoba, Buenos Aires y Santa Fe pero es creciente la implantación de soja en zonas consideradas marginales.

La combinación entre alta producción y bajo consumo doméstico convierten a la Argentina en el mayor exportador mundial de aceite de soja. El sector presenta desde hace varios años un gran dinamismo, con importantes inversiones tendientes a ampliar su capacidad de molturación y almacenamiento y a mejorar las instalaciones portuarias.

El complejo sojero, integrado por porotos, aceites y harinas, constituye la principal fuente de divisas para el país.

Son muy interesantes las tecnologías aplicadas en la producción primaria, como en el grado de eficiencia y actualización alcanzado por la industria procesadora.

Figura 1-4: Cultivo de soja en Argentina

Debemos también hacer mención al girasol, una oleaginosa también cultivada, siendo Argentina el 3er productor mundial, y procesada en instalaciones que se encuentran en nuestro país.

Figura 1-5: Cultivo de girasol en el mundo

Principales zonas de cultivo de girasol dentro del país:

Figura 1-6: Cultivo de girasol en Argentina

1.3 Fuentes vegetales de aceites

Las principales fuentes vegetales de aceite son las semillas y los frutos oleaginosos. La diferente composición y estructura de ambas condiciona el procesamiento al que se someten con el fin de extraer el aceite. El proceso estándar de extracción a partir de frutos tales como la aceituna y la palta, consiste en un batido con agua caliente y posterior separación de las fases líquida, acuosa/oleosa, y sólida por distintos procesos como prensado o centrifugación. El proceso de extracción a partir de semillas depende del tipo y estructura de las mismas. Con las de alto contenido en aceite (>20 % base seca) tales como el maní, el proceso clásico usado es la aplicación de una fuerza mecánica a fin de romper las paredes celulares del material vegetal de partida. El aceite es extraído por prensado, obteniéndose el aceite crudo y la torta del prensado, la cual retiene cantidades significativas de aceite residual. En muchos casos, esta torta es tratada posteriormente con solventes orgánicos para extraer este aceite remanente. Con las de bajo contenido graso (< 20 % base seca) tales como la soja, se emplea la extracción con disolventes orgánicos (hexano). Estos procesos tienen la ventaja de ser operaciones simples con costos de operación relativamente bajos. Sin embargo, presentan algunas desventajas. El capital inicial de instalación para el procesamiento es alto y los productos son crudos, de relativamente bajo valor, y requieren refinación antes de ser usados. Por otro lado, este tipo de procesos involucran manipulación de grandes cantidades de solventes orgánicos, lo cual plantea problemas de seguridad y contaminación ambiental. Antes de la extracción, las semillas deben ser limpiadas, molidas, laminadas y expandidas a fin de mejorar la eficiencia de la extracción por solventes, las células deben romperse para aumentar la transferencia de masa.

1.3.1 Semilla de soja.

La soja es una leguminosa originaria de China, se conoce posiblemente desde el siglo XV a.c. De ahí pasa a ser conocida en Europa, y luego Sudamérica. Recién

en el siglo XX se comienza a procesar industrialmente soja en EEUU, para obtener aceites y harinas protéicas.

Características de la semilla:

- Es de tipo esférica.
- Tiene entre 8 - 10 mm de diámetro.
- Posee color verdoso o amarillento.
- Se encuentran en la planta recubiertas de una fina cáscara dentro de vainas.
- El aceite en la semilla representa entre un 20% – 21%.

Figura 1-7: Grano de Soja

**Características del aceite de soja:**

El aceite de soja es el más importante de los aceites vegetales producidos en el mundo, debido a su excelente calidad y bajo costo. Se estima que dicho aceite mantendrá su predominio en los mercados locales y mundiales, por las favorables características agrícolas, las considerables ganancias tanto de los productores como de los procesadores, la alta calidad de sus proteínas, su aceite comestible y la enorme oferta disponible a precios muy competitivos.

El aceite de soja tiene muchas ventajas pero también algunas desventajas si se lo compara con otros aceites vegetales.

Propiedades del aceite:

- Densidad del aceite 0.9175 a 25°C.
- Índice de Iodo 125/137. Este índice tiene relación con el grado de enranciamiento.
- Alto nivel de insaturación, el aceite permanece líquido por encima de una oscilación de temperatura relativamente amplia.
- Los fosfátidos, restos de metales y jabones que se encuentran en el aceite pueden ser removidos sin mucha dificultad para obtener un producto de alta calidad.
- Índice de saponificación 188/195.
- La presencia de antioxidantes naturales (tocoferoles), que no son completamente eliminados durante el procesamiento, también contribuyen a su estabilidad.
- Aceite de los denominados esenciales.

Problemas del aceite de soja:

- Tendencia a deteriorarse rápidamente por su contenido de ácidos grasos insaturados, especialmente linolénico. Esto se denomina reversión del sabor: Luego de refinado, pasa por un leve sabor a nuez, luego sabor a poroto, posteriormente a pintura y finalmente a pescado lo que lo hace inaceptable al paladar.

- Una vez refinado debe envasarse en botellas, preferentemente de color oscuro, o en latas para evitar que la luz solar acelere ese proceso.
- Cuando se utiliza para freír se polimeriza fácilmente. Para evitar que durante el fritado genere olores desagradables, se desodoriza a temperaturas elevadas (240° C) y alto vacío .
- También se lo hidrogena parcialmente, pero esto, dependiendo del proceso utilizado, puede traer aparejado la aparición de compuestos **trans**, los cuales son perjudiciales para la salud. En algunos casos se lo hidrogena totalmente y se lo mezcla con aceite sin hidrogenar obteniendo productos de durezas similares al semi -hidrogenado.

1.3.2 Semilla de girasol

Es una semilla originaria de Méjico y oeste de EEUU. Luego de la colonización se hizo extensivo a España y Europa.

Características de la semilla:

- De forma aplastada y ovoidal.
- 10 - 15 mm de longitud.
- Un extremo más redondeado que el otro.
- Cáscara relativamente dura.
- 27 % de la semilla es cáscara.
- En el interior está la pepita que contiene el aceite y la proteína.
- Semilla de alto contenido de aceite (híbridos con hasta 50 %). No se extrae directamente con el uso de Solvente debido a su elevado contenido en aceite. Primer prensado de pre-presión disminuye ese porcentaje a 18 - 20 %.
- Debido a su elevado contenido de cáscara en la semilla, se descascara parcialmente con máquinas que rompen la cáscara por impacto sin deteriorar la pulpa, comúnmente denominada pepa. La cáscara separada se repasa para recuperar trozos pequeños de pulpa y luego se comercializa como tal o se utiliza como combustible en calderas especiales, aptas para combustionar biomasa en grilla.

Figura 1-8: Semilla Girasol



Propiedades del aceite:

- Índice de Iodo 78 - 141, dependiendo del porcentaje de Ácido Oleico.
- Índice de saponificación 188 - 193.
- Contiene tocoferoles (dan estabilidad por ser antioxidantes). Soporta el enranciamiento y las frituras sin adquirir olores desagradables, porque posee una buena cantidad de antioxidantes naturales (tocoferoles)

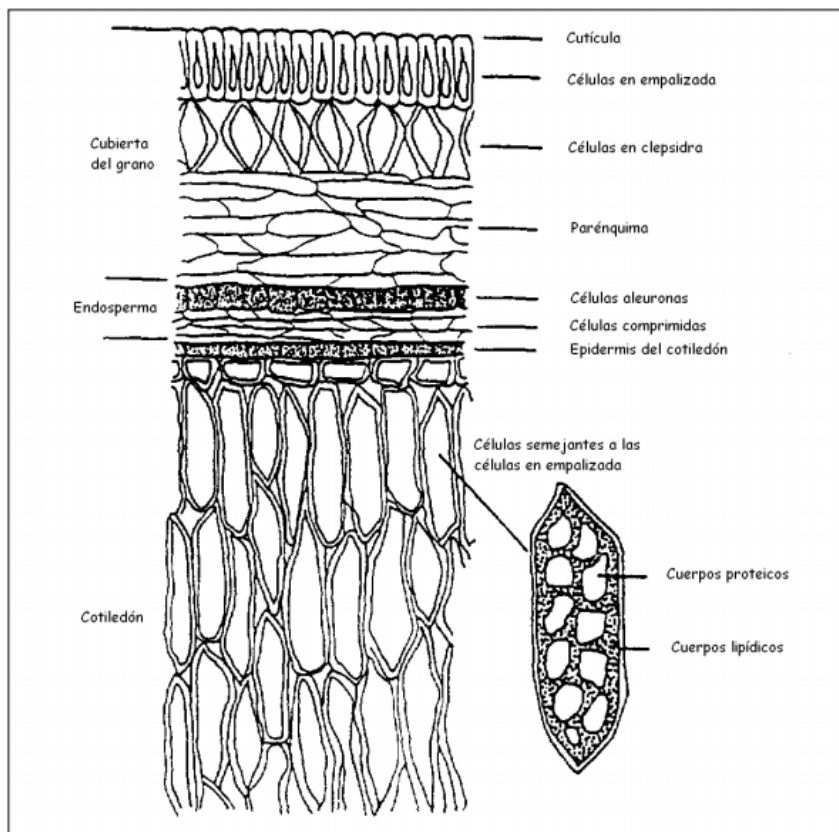
Problemas del aceite de girasol:

- El aceite de girasol contiene “ceras” en una cantidad que depende de los procesos previos y puede superar las 1500 ppm, si se lo procesa con toda su cáscara, mientras que, si se lo descascara hasta remover un 20 % del total, el contenido de ceras puede disminuir hasta 500 ppm o menos.
- Cuando la temperatura del aceite se sitúa por debajo de 10/12°C, las ceras solidifican y producen enturbiamiento del aceite
- Si bien las ceras no modifican las características del aceite, al precipitar al fondo del envase causan mala impresión al consumidor.

1.4 Estructura de las oleaginosas

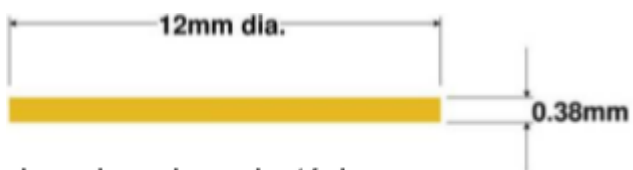
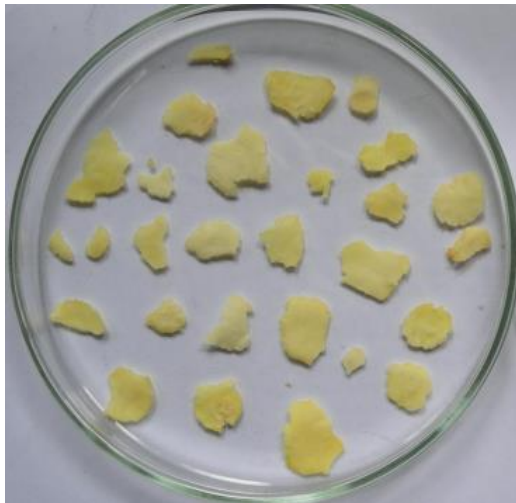
El principal rasgo característico de las células de las semillas oleaginosas es la existencia de organelas celulares llamadas cuerpos lipídicos y proteínicos, las cuales contienen, respectivamente, la mayoría del aceite y de las proteínas del grano.

Figura 1-9: Célula oleaginosa

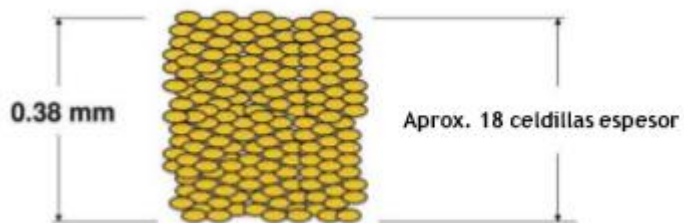
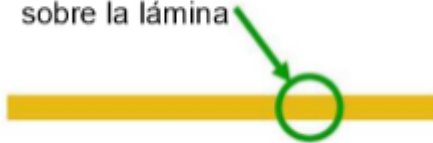


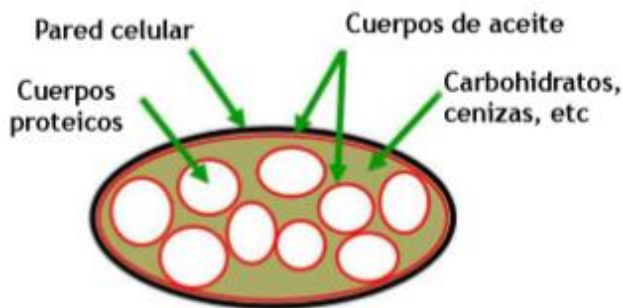
En la figura anterior, podemos observar en el margen derecho, un corte de todas las capas celulares que conforman la semilla. Hacia la izquierda, ampliando el detalle de las células, se destacan los cuerpos proteínicos y los cuerpos lipídicos.

Para comprender mejor el esquema mencionado anteriormente, hagamos el siguiente ejercicio, partiendo de una lámina de soja, haciendo “zoom” progresivamente sobre las figuras que se van a ir presentando a continuación. Este material se obtiene como resultado de la aplicación de los pretratamientos de molienda, acondicionamiento y laminado, cuyas operaciones se describirán más adelante.

Figura 1-10: Características Laminas de Soja**Lamina de soja típica**

Vamos a hacer un zoom
sobre la lámina

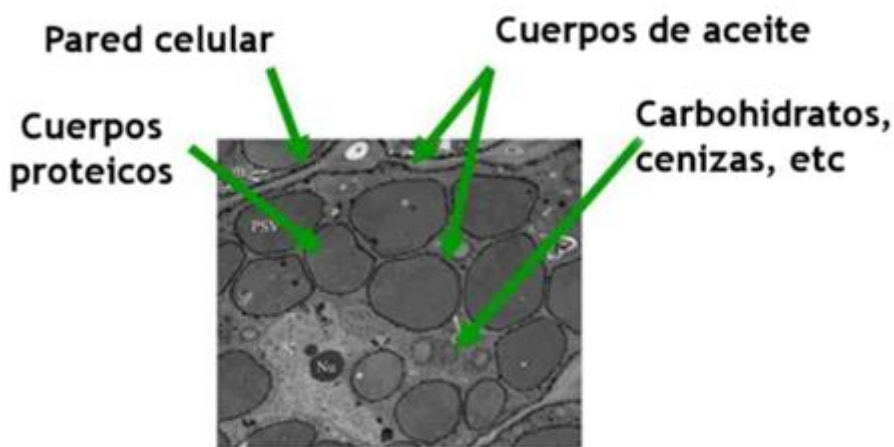
**Estructura celular de la lámina**



CELDILLA DE SOJA TÍPICA

El aceite dentro de una celdilla de soja consiste de miles de pequeños cuerpos de aceites adheridos dentro de la pared celular y fuera de los cuerpos proteicos.

Figura 1-11: Célula de soja



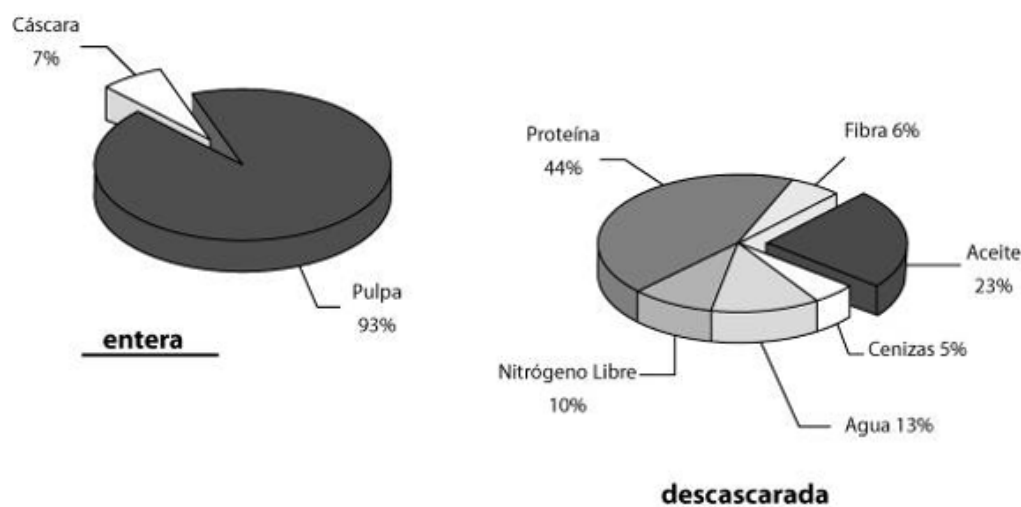
CELULA DE SOJA TAMAÑO REAL

Los cuerpos proteicos son esferas de diámetro 2-10 μm , resisten molienda moderada y pueden aislarse a partir de harina. Contienen la mayor proporción de proteínas del grano (proteínas de reserva) que se hidrolizan por proteasas durante la germinación y sirven de sustrato para el crecimiento del embrión. Las otras proteínas (estructurales y del metabolismo celular) se localizan en el resto de la célula y no en los cuerpos proteicos, son fundamentalmente enzimas. Los esferosomas son pequeñas esferas de 0,1-0,5 μm de diámetro, dispersos entre los cuerpos proteicos. Contienen aceite compuesto mayoritariamente por triglicéridos y en menor proporción fosfolípidos. Los ácidos grasos que los componen tienen un alto grado de insaturación: Linoleico (n-2, 18:2) 50-55%, linolénico (n-3, 18:3) 6-9%.

En la siguiente figura podemos resumir la composición de la semilla de soja en porcentualmente de acuerdo a sus componentes. Simpre recordando que para nuestro estudio, una de las variables fundamentales es la materia grasa, de la cuál obtendremos el aceite.

Figura 1-12: Composición de la semilla de soja

Composición de la semilla de SOJA

**Figura 1-13:** Corte transversal semilla girasol

Composición de la semilla de Girasol

ACEITE EN SEMILLA:	43,80 %
HUMEDAD:	6,80 %
MATERIA SECA:	49,40 %

PULPAS	74 %	ACEITE EN PULPA:	58,30 %
		HUMEDAD:	6,00 %
		MATERIA SECA:	35,70 %

CÁSCARAS	26 %	ACEITE EN CÁSCARAS:	2,53 %
		HUMEDAD:	9,08 %
		MATERIA SECA:	88,39 %

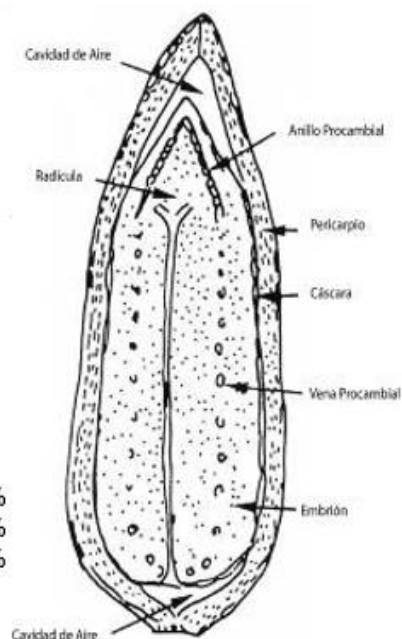
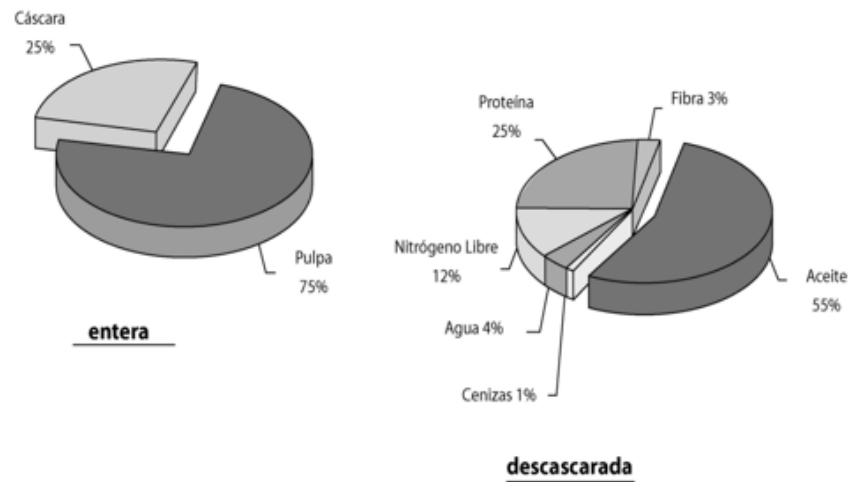


Figura 1-14: Composición de la semilla de girasol

Composición de la semilla de GIRASOL

**Tabla 1-1:** Contenidos típicos de aceite y proteínas de algunos materiales oleaginosos

Material oleaginoso	Aceite (%)	Proteínas (%)
Soja ⁽¹⁾	20	40
Colza ⁽²⁾	40	20
Coco desecado ⁽²⁾	70	6,5
Germen de maíz ⁽²⁾	35	20
Lino ⁽²⁾	45	25

(1: Mustakas, 1980; 2: Olsen, 1988).

1.5 Procesos de extracción

Históricamente, los tres procesos más comunes para recuperar el aceite a partir de semillas oleaginosas son el prensado hidráulico, el prensado expeller y la extracción con solventes.

El prensado hidráulico, el proceso más antiguo, se originó en Europa en 1795.

Debido a la producción intensiva de aceites su uso ha declinado con el paso de los años y actualmente no es muy utilizado.

Las prensas de tornillo como los expellers han reemplazado a los originales equipos hidráulicos y son usadas para una amplia variedad de materiales oleaginosos. Para materiales que contienen relativamente altos contenidos de aceite se llevan a cabo dos procesos, los cuales consisten en una etapa continua de pre-prensado seguida de extracción por solvente. La principal ventaja del pre-prensado es que permite realizar extracción por solvente a materiales que son muy difíciles de procesar por métodos de extracción directa. Además, los requerimientos de solvente disminuyen en forma considerable. Estos procesos combinados son usados, generalmente, con oleaginosas de alto contenido en aceite (alrededor de 35 %) como girasol, tung, algodón y germen de maíz. Para

soja, se emplea una extracción simple debido al relativamente bajo contenido en aceite, como es evidente de la tabla 1.1.

La extracción por solvente se originó como un proceso en batch en Europa en 1870.

Los avances tecnológicos más rápidos se dieron luego de la 2da Guerra Mundial con el desarrollo de sistemas de extracción continua los cuales proveen un buen funcionamiento para materiales oleaginosos de bajos contenidos en aceite. Los procesos basados en extracción por solvente consisten, usualmente, en extracciones sucesivas del material oleaginoso previamente quebrado, laminado, molido o prensado, mediante lavados en contracorriente con hexano. Luego, la harina desengrasada es llevada a un tostador-desolventizador para recuperar el solvente. El hexano es removido del aceite en evaporadores de película y finalmente destilado a vacío. Un diagrama de flujo básico del proceso combinado de extracción y prepsado se muestra en la figura 1-15.

El aceite crudo obtenido a partir de extracción por solventes contiene cantidades variables y relativamente reducidas de impurezas que no son glicéridos. Algunas de las impurezas afectan la calidad del aceite para su uso comestible y por lo tanto es necesario eliminarlas. Las impurezas son de dos tipos generales: insolubles y solubles en aceite. Las impurezas insolubles consisten en fragmentos de semillas, excedente de humedad y una fracción cerosa que hace que el aceite refrigerado se vea turbio. Las impurezas solubles en aceite son más difíciles de extraer. Incluyen ácidos grasos libres, fosfátidos, sustancias gomosas o mucilaginosas, cuerpos pigmentados, fracciones de proteínas, tocoferoles, esteroides, carbohidratos, cetonas y aldehídos. Estas impurezas pueden estar en una solución real o en suspensión coloidal. Algunas se encuentran en cantidades mínimas.

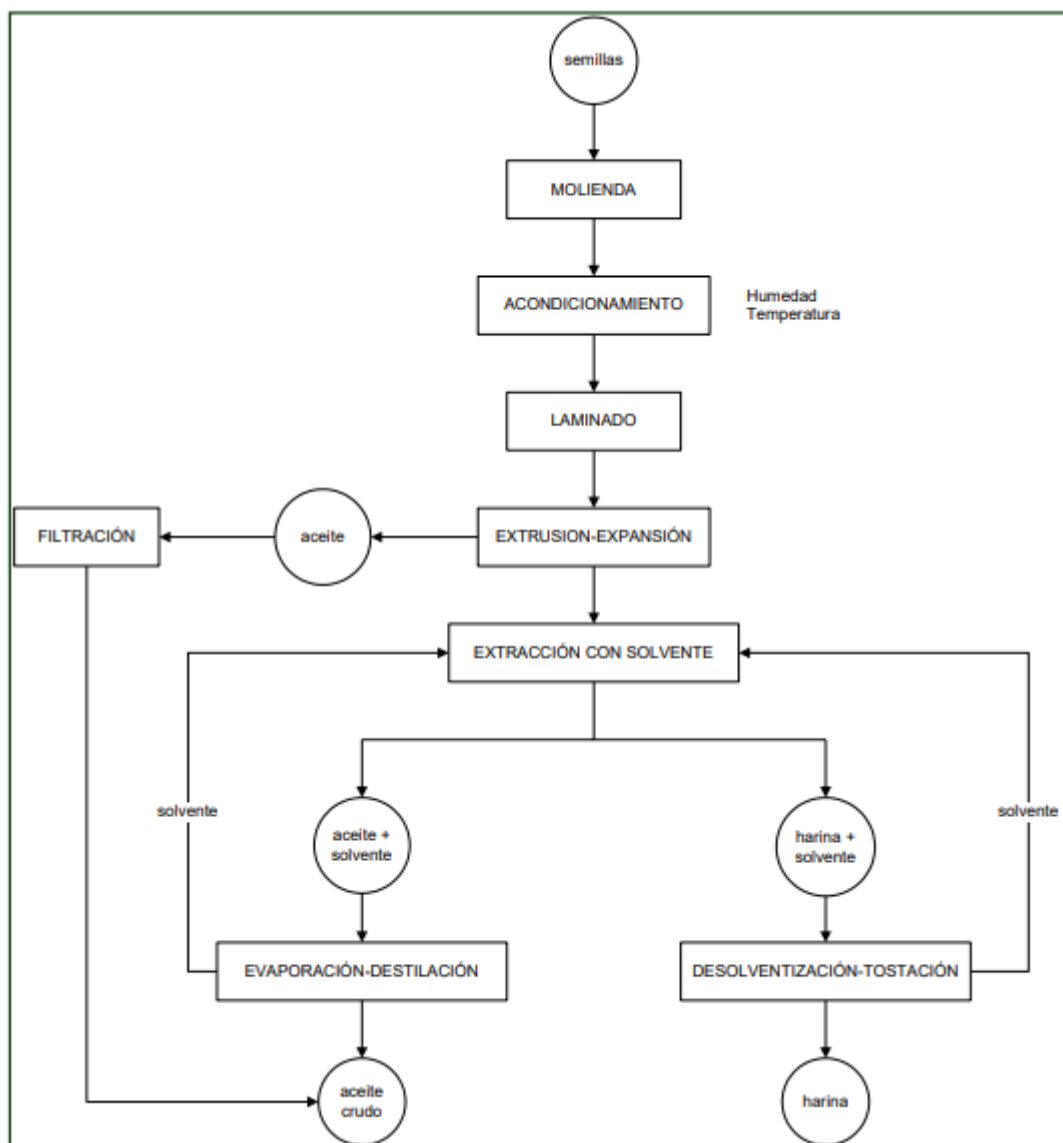
El propósito de las diferentes operaciones de procesos de refinación es de eliminar estas impurezas indeseables hasta el grado deseado con el menor efecto perjudicial sobre la calidad final del aceite y pérdidas mínimas de producto. Los procesos de refinación incluyen distintas operaciones.

La etapa de desgomado remueve los fosfolípidos y gomas mucilaginosas. La hidratación hace que la mayoría de los fosfátidos y gomas se vuelvan insolubles en el aceite por formación de geles que se aglomeran en forma de partículas floculadas. Industrialmente, se precalienta el aceite a 80 °C, se agrega el agua y se agita la mezcla durante 10 a 15 minutos en un tanque de retención y luego se centrifuga, eliminando la fase pesada que contiene las gomas y fosfolípidos hidratados. Los ácidos grasos, colorantes y prooxidantes metálicos se eliminan en distinta medida durante el proceso de neutralización. El tratamiento alcalino, casi siempre con NaOH, produce reacciones químicas y cambios físicos en el aceite. La base se combina con los ácidos grasos libres del aceite para formar jabones, los fosfolípidos y las gomas absorben la base y se coagulan por hidratación o degradación, una parte de la materia colorante es degradada, adsorbida por las gomas o solubilizada en el agua y las materias insolubles son atrapadas por los demás materiales coagulables. Se adiciona la base, en concentración y cantidad calculada, y se agita en una mezcladora de altos esfuerzos cortantes para asegurar el contacto íntimo entre las fases. La mezcla de aceite y jabón se centrifuga en caliente, a 80 °C aproximadamente, para separar fases. La fase liviana, que contiene el aceite, se lava con agua y se vuelve a centrifugar para eliminar los residuos de jabón. El aceite aún contiene cuerpos de color, olores y diferentes impurezas que deben removerse para que posea sabor y color aceptables para el consumidor. Algunas de estas impurezas se reducen por medio de un proceso llamado blanqueado. Industrialmente, se lleva a cabo mezclando el aceite con un agente adsorbente a 110 °C, aproximadamente. Luego se rocía la

mezcla en una torre de blanqueo que opera a vacío y por último, el aceite se filtra para eliminar la tierra adsorbente que retiene las impurezas.

La desodorización es la última etapa de los procesos de refinación que elimina fundamentalmente sustancias volátiles y convierte al aceite en un líquido brillante, transparente y de sabor suave. Los materiales eliminados incluyen ácidos grasos libres; diversos compuestos de sabor y olor clasificados en su mayoría como aldehídos, cetonas, alcoholes e hidrocarburos y otros compuestos formados por descomposición térmica de peróxidos y pigmentos. La desodorización es primariamente un proceso de destilación al vapor, a alta temperatura y de alto vacío. Primero se desairea el aceite, se calienta a la temperatura de desodorización, se retiene a alta temperatura para descomponer térmicamente impurezas no volátiles, luego se separan las impurezas por arrastre con vapor y por último, se enfría el aceite desodorizado (Mustakas, 1980).

Figura 1-15: Extracción convencional de semillas oleaginosas combinando prensado y extracción por solvente (modificado de Rosenthal y col, 1996)



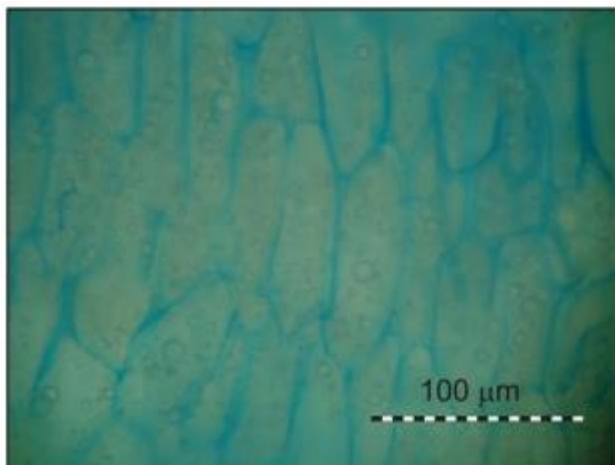
Capítulo 2. Determinación del contenido de aceite

2.1 Materiales. Parte experimental

En esta parte del proyecto determinaremos de forma experimental con muestras de material y ensayos de laboratorio, las características del material a ser procesado.

2.1.1. Laminado de soja: se utilizaron muestras de láminas de soja obtenidas de la planta industrial de Aceitera Bunge Argentina S.A., localizada en la ciudad de Puerto General San Martín en la Provincia de Santa Fe. Este material se obtiene como resultado de la aplicación de los pretratamientos de molienda, acondicionamiento y laminado, cuyas operaciones se describen en la sección 1.3.4. A fin de obtener una descripción cualitativa de la estructura celular del sólido (Tano-Debrah y col., 1996), se realizó microscopía óptica, tratando las muestras con colorantes específicos de las paredes celulares y de los lípidos. La figura 2-1 muestra imágenes de microscopía óptica 400x del material laminado de soja.

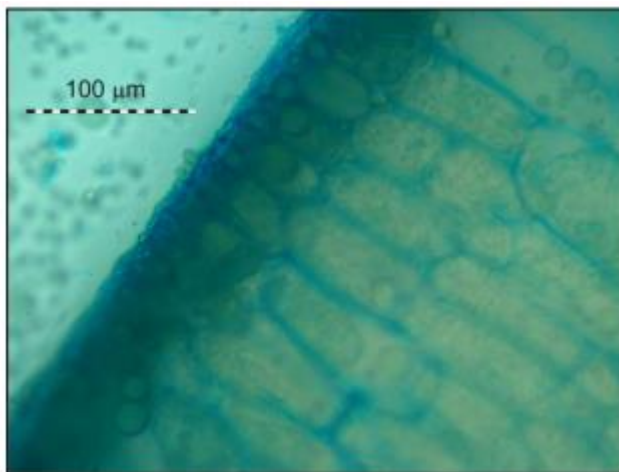
Figura 2-1: Microscopía óptica 400x de laminado de soja tratado con Azul Astral.



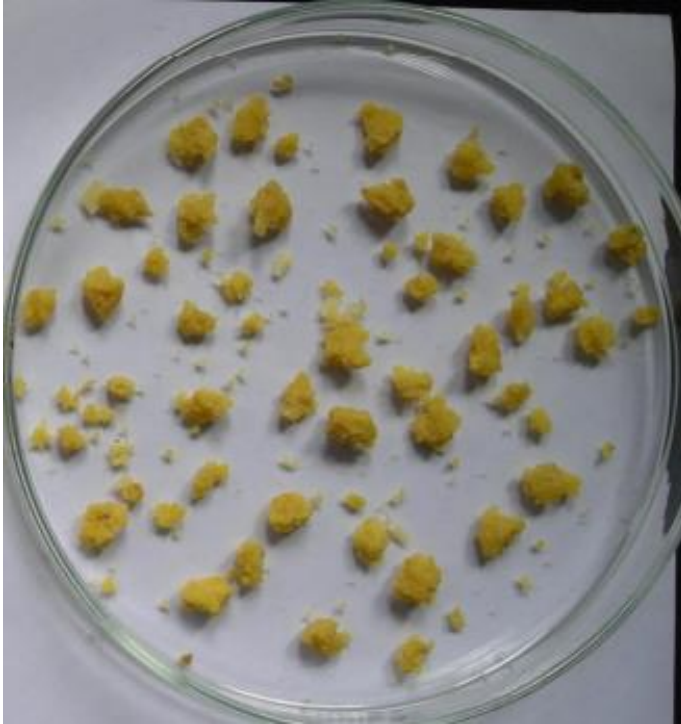
En la figura 2-1 puede observarse las células del cotiledón de soja de los distintos sólidos en corte longitudinal, las estructuras de los cuerpos proteicos y cuerpos lipídicos, la integridad de las membranas celulares teñidas mediante el empleo del colorante Azul Astral y pequeñas gotas libres de aceite, probablemente liberadas por la aplicación de los diferentes tratamientos físicos, térmicos, mecánicos y enzimáticos según el tipo de sólido considerado.

Figura 2-2: Laminado de soja

2.1.2. Expandido de soja: se utilizaron muestras de expandido de soja obtenidas de la planta industrial de Aceitera Bunge Argentina S.A localizada en la ciudad de Puerto General San Martin en la Provincia de Santa Fe. Este material se obtiene como resultado de la aplicación de los pretratamientos de molienda, acondicionamiento, laminado y expandido. Para el material expandido se procedió de forma similar al anterior y se obtuvo la imagen de microscopía óptica mostrada en la Figura 2-3.

Figura 2-3: Microscopía óptica 400x de expandido de soja tratado con Azul Astral.

En este material, también puede observarse que las paredes celulares han conservado un alto grado de integridad, se pueden distinguir las células del cotiledón en corte longitudinal y los cuerpos proteicos y lipídicos. Sin embargo, se evidencia más aceite libre por la presencia de gotas de mayor tamaño con respecto al material sólo laminado, probablemente debido a la acción termomecánica del tratamiento de expandido.

Figura 2-4: Expandido de soja

2.2 Proceso de extracción

Luego de que las oleaginosas han sido apropiadamente preparadas son transportadas mediante redler hacia la sala de extracción, donde se realizará el proceso de extracción por solvente que consiste en la lixiviación del aceite de las láminas o los collets con un solvente. El "solvente" que ingresará al extractor, es proporcionado por un destilador. Se utiliza Hexano Comercial (cuyo punto de ebullición oscila entre 63-69°C). Posee una composición que se aproxima al 50% de Normal Hexano, algo de Pentano, 2 Metil Pentano, 3 Metil Pentano, muy poco de Heptano y trazas de Benceno.

La mayoría de los extractores modernos son similares en su principio básico. Básicamente se trata de un lecho de material (capa de las láminas o collets existente en el extractor) que se mueve a través del extractor y a medida que dicho material circula, el solvente o la miscela (mezcla de solvente y aceite que se forma luego de que el solvente ha entrado en contacto con el lecho y ha comenzado a extraer aceite) se filtran a través del lecho y de los tamices.

Finalmente existe un área de drenaje en el cual no se introduce miscela o solvente nuevo, y se permite que el lecho drene tan lentamente como sea posible. La mayor parte de los extractores también poseen el flujo de miscela en contracorriente con relación al material sólido. Una vez que el mismo ingresa en el extractor, el material es embebido con miscela concentrada (mayor porcentaje aceite posible). A medida que el material sólido pasa a través del extractor, el primero se lava con concentraciones cada vez más bajas de aceite en hexano y finalmente se lo lava con hexano puro, antes de que el material deje el extractor. La correcta utilización de estas etapas posibilita operar con concentraciones de miscela más alta y menor ingreso de hexano al extractor, en consecuencia, se necesita una menor recuperación de solvente lo cual produce ahorro de energía y dinero.

La diferencia principal en los modelos de extractores radica en la profundidad del lecho (capa de las láminas o collets existente en el extractor). Existen extractores de lechos poco profundos y de lechos profundos. Los de lecho poco profundos

son definidos como aquellos que poseen una profundidad inferior a 1 m. A la profundidad de 1 m algunas de las características de los lechos profundos se vuelven evidentes, y a una profundidad superior a los 2 m estas características son más significativas.

Algunos extractores, tales como el tipo rotativo, poseen lechos superiores a los 3,7 m. Para los extractores de lecho profundo es necesario emplear técnicas algo diferentes para obtener una buena extracción y un buen drenaje, como por ejemplo requieren láminas más gruesas. Esto, sin embargo, posee efectos positivos y negativos, ahorra hp durante el laminado, pero aumenta el tiempo de extracción y el volumen del material que está siendo procesado.

Las unidades de lecho poco profundo requieren menos tiempo para drenaje y en consecuencia menos tiempo para cambiar la miscela en cada etapa y en el drenaje final. Por esta razón dichas unidades requieren un tiempo de extracción total más corto. Además, los lechos poco profundos son atravesados por una cantidad de solvente inferior entre etapas y en el drenaje final. La desventaja es que, en ciertas ocasiones, para el arrastre ideal de los productos extraídos, resulta excesivamente reducido y requiere un mayor volumen de bombeado.

La velocidad de extracción está determinada por el tiempo que se requiere en alcanzar el equilibrio de una miscela pobre (exterior a las partículas), con el aceite o miscela, del interior. Para una extracción eficaz, es conveniente que los líquidos que participan en el proceso tengan la mayor temperatura funcional posible, para lograr una viscosidad apropiada que genere una mayor velocidad de emigración del aceite desde el sólido al solvente. La temperatura ideal es de 58°C ya que está limitada por la temperatura de ebullición del solvente de 68,7°C a presión atmosférica. Hay que tener presente que los vapores de hexano no extraen el aceite, solo el solvente líquido extraerá el aceite.

El extractor en si no es un recipiente calefaccionado. El calor para la extracción proviene de las dos entradas al extractor, solvente y láminas. Al solvente se lo acondiciona principalmente en el precalentador de hexano, donde se aprovecha la energía residual de la corriente de vapores del DT luego de pasar por el primer evaporador y del calentador, que utiliza en forma indirecta vapor. La temperatura de láminas se obtiene en diferentes etapas en el proceso de preparación.

La mayor extracción se realiza en los primeros minutos (por ejemplo: extracción del 75 % en 25 min. iniciales sobre un total de 77 min). La "harina" es el material que se obtiene a la salida del desolventizador, los "finos" es la denominación del polvo fino que acompaña a las láminas o la harina, y en ocasiones se encuentra en la miscela, en el aire de descarga u otro lugar donde no se lo requiere.

En cuanto a la presencia de finos en miscelas, se sabe que es inevitable el "arrastre" de finos durante la operación extractiva y que tiene su máxima incidencia en la miscela final. Este inconveniente debe ser minimizado antes de ingresar al sistema de desolventización de aceite (destilación). Además de optimizar la auto-filtración a través de los riegos sucesivos, es conveniente instalar separadores que reparen la calidad de la miscela a destilar. Con este fin la tecnología más recomendada es la instalación de hidrociclones.

El extractor debe trabajar con una débil depresión interna (< 5 mm c.a.) para evitar fugas de solvente. Esta condición puede favorecer el ingreso de aire exterior, pero en una forma limitada (menos de 1,50 m³/ton de masa que ingresa).

Es de suma importancia mencionar todos los aspectos anteriormente detallados, ya que son variables que deben mantenerse dentro de los parámetros recomendados, para que lo planteado en este proyecto tenga el resultado buscado.

2.2.1 Extractor de circuito rectangular tipo loop.

Este es un tipo particular de extractor que arrastra los sólidos a través de una cámara con forma de circuito cerrado (Figura 2-3). Es fabricado por Crown Iron Works & Co, quien vendió su primera unidad comercial en 1949 y ha sido modificado y agrandado en distintas oportunidades. El material proveniente de la sala de preparación, pasan por la rosca sello e ingresan al extractor a través de la tolva de láminas. La rosca sello está formada por un tornillo sin fin helicoidal, en cuyo extremo de descarga le faltan espiras y cuenta con un brazo con contrapeso unido a un chapón que genera un tapón de láminas. El sello de sólidos que se forma constituye una de las protecciones para evitar el pasaje de vapores de hexano hacia la preparación.

El extractor emplea un transportador de masa que mueve el material sólido a través de una cámara cerrada de sección rectangular. La cámara se curva sobre sí misma, como una letra O grande, reposando sobre un costado. El material sólido es depositado como un lecho de poca profundidad, usualmente de menos de 0,77 m, y se desplaza una distancia que es aproximadamente 50 veces la profundidad del lecho. Esto permite un amplio espacio para que el solvente y la miscela percolen a través del lecho en diferentes etapas, sin requerir que el material sea dividido en celdas separadas por medio de placas divisorias.

El material fresco entra a la tolva de ingreso en el nivel superior y se desplaza ayudado por la cadena transportadora. Durante el trayecto por el nivel superior, atraviesa sucesivos lavados con miscela. Al llegar al extremo del extractor, la cama de láminas ingresa en la curva y al continuar por el nivel inferior es lavada por el lado opuesto, de este modo recibe los lavados por ambos lados. El último lavado se realiza con solvente puro para remover el aceite restante de las láminas. Estas contienen más del 21% de grasa cuando ingresan al extractor y menos de 0.5% cuando lo abandonan. Una vez que lo abandonan el sólido pasa a llamarse harina blanca y el parámetro de contenido de grasa es una variable que indica la eficiencia del proceso de extracción.

En la descarga del extractor hay un dispositivo que mide en forma continua el nivel de producto en la tolva de descarga. Una acumulación excesiva en dicha tolva puede derivar en el atorado y rotura del extractor. Luego de que la harina blanca abandona el extractor, se dirigen al D.T. a través de un redler, que descarga en la rosca sello, similar a la rosca de alimentación del extractor, con la diferencia que está construida en acero inoxidable. El objetivo del sello en este caso es evitar el flujo inverso de vapores de agua desde el DT hacia el extractor.

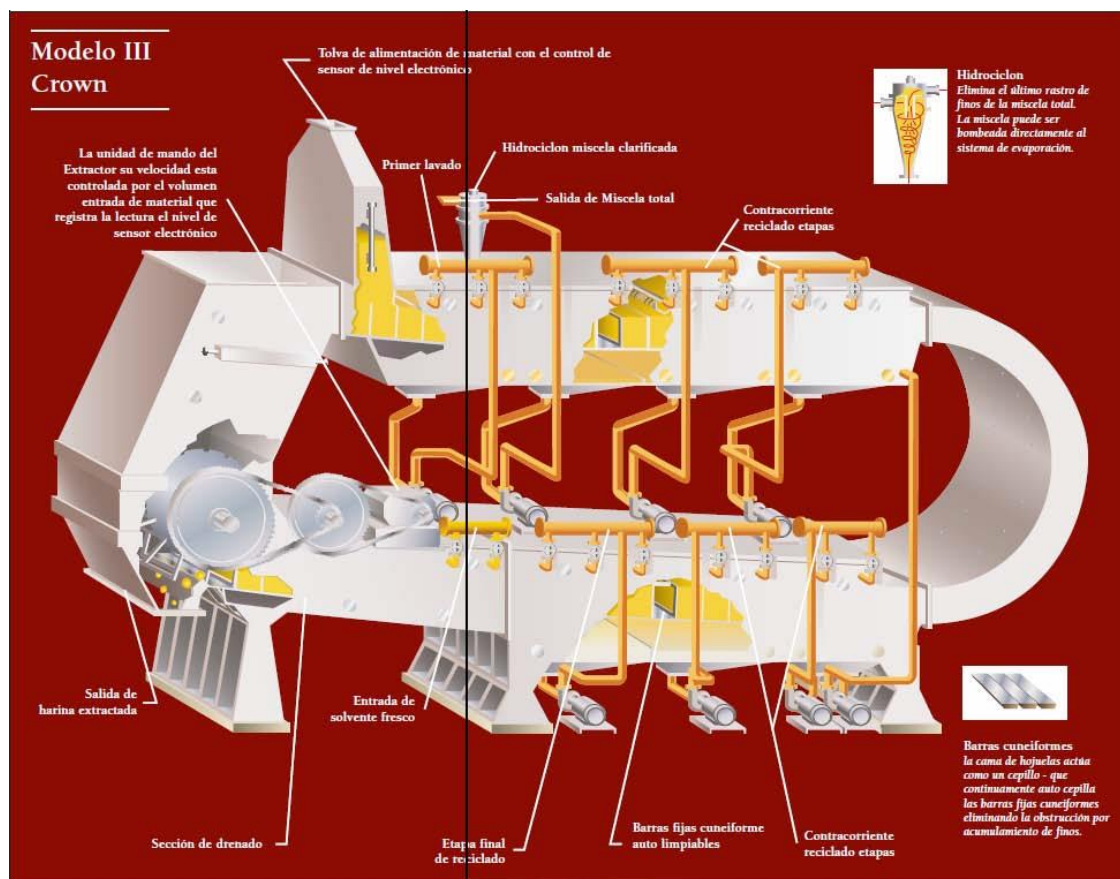
Además del flujo de sólidos ya analizado dentro del extractor, tenemos circulación de líquidos y gases. El hexano puro ingresa en el nivel inferior del extractor, cerca de la descarga de láminas, con una temperatura óptima de 57°C. El solvente a medida que lava la cama de láminas y extrae aceite a la misma va enriqueciéndose en aceite. La miscela resultante se deposita en las tolvas del extractor. Para un extractor tipo Crown, de diseño en contracorriente, es necesario que la zona de contacto solvente-láminas de cada lavado no se mezclen con las vecinas, pues las diferentes concentraciones de cada lavado (que son el medio para lograr el funcionamiento en contracorriente) se igualarían, bajando la eficiencia de la extracción. Este es el motivo por el cual no debe permitirse la inundación del lecho. Los lavados que corresponden a tolvas consecutivas adyacentes no deben inundarse entre sí. Lo ideal es que se aproximen hasta diez centímetros y no se toquen, evitando contaminaciones entre lavados.

El sentido de avance de los lavados es en contracorriente al sentido de la cama de láminas. Cada bomba de lavado tiene varias cañerías de lavado sobre la misma tolva y una cañería sobre la tolva siguiente. A esta línea se la denomina lavado de avance. La miscela circula hacia el extremo de la curva mediante rebalse de tolva

a tolva y al aporte del lavado de avance. Una vez en esta tolva, la miscela es bombeada al nivel superior y continúa circulando hacia la tolva full miscela (concentración máxima de aceite en solvente). De allí es bombeada a través de hidrociclones y deja el extractor como miscela concentrada limpia. El nivel de líquido dentro del extractor está regulado por dos lazos de control, uno que mantiene el nivel en la última tolva del nivel inferior y otro que mantiene el nivel en la tolva full miscela.

Esta gran cantidad de solvente caliente circulando genera constantemente vapores de hexano que saturan la atmósfera dentro del equipo. Para minimizar la pérdida de solvente al medio, el extractor está conectado al colector de venteo final y se regula un leve vacío aproximadamente de -1 mbar mediante un lazo de control. Estos vapores que son aspirados se recuperan en el condensador del extractor por enfriamiento con agua de torre. El hexano condensado es retornado al SWS (separador agua/solvente) para luego volver a ser bombeado al extractor.

Figura 2-5: Esquema de extractor circuito rectangular tipo loop, Crown Iron Works & Co



Para la correcta extracción son necesarios los siguientes requisitos: suficiente cantidad de solvente limpio para mantener la concentración de la miscela lo suficientemente baja, a fin de disolver y desplazar la mayor cantidad de aceite en cada etapa de la extracción, y para lograr un buen contacto y penetración, de manera tal que el solvente entre en contacto con el aceite y sea capaz de extraerlo de las partículas de materia, como así también disponer del tiempo suficiente como para permitir que tenga lugar el proceso de difusión.

De acuerdo a todo lo analizado hasta el momento, todo apuntaría a que una alternativa para mejorar la extracción del aceite, sería poder operar con mayor temperatura de miscela, evitando que el hexano entre en ebullición (es decir, no superar los 65°), y tratando de condensar los vapores adicionales que se generan

al subir la temperatura dentro del extractor. Como dentro de la planta de extracción ya existen otros equipos que cumplen el rol de condensadores, y que utilizan agua de torre de enfriamiento para llevar a cabo la condensación, podemos pensar que sería una buena alternativa un intercambiador de calor para condensar los gases de hexano antes mencionados, ya que disponemos en el proceso agua de enfriamiento, y no sería un recurso que agregar. La gran mayoría de los intercambiadores en las plantas de extracción, dado los volúmenes y fluidos que entran en juegos, son de casco y tubo, por lo tanto, sería un buen punto de inicio pensar en este tipo de alternativa para el caso en análisis.

Capítulo 3. Cálculo intercambiador

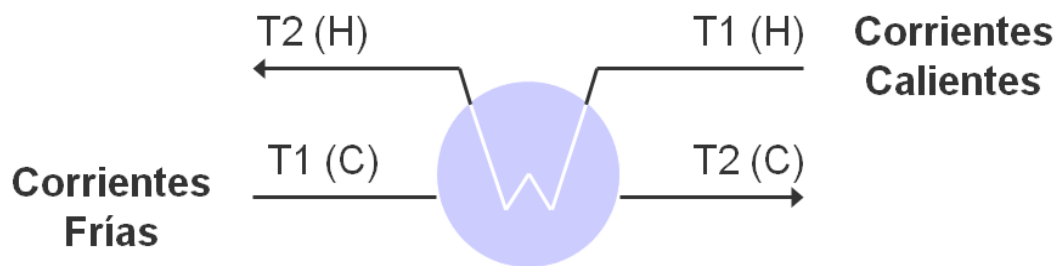
3.1 Análisis Pinch

Antes de meternos de lleno en el cálculo del intercambiador de calor, haremos una breve introducción al proceso y a los conceptos que intervienen para obtener la mayor eficiencia posible de extracción. Tomando como punto de partida las siguientes preguntas, las cuales impulsarán al estudio de la problemática a resolver.

Sería bueno partir de la premisa básica del cálculo de un intercambiador de calor, que es el análisis Pinch.

Intercambio de Calor – Algunos conceptos Básicos

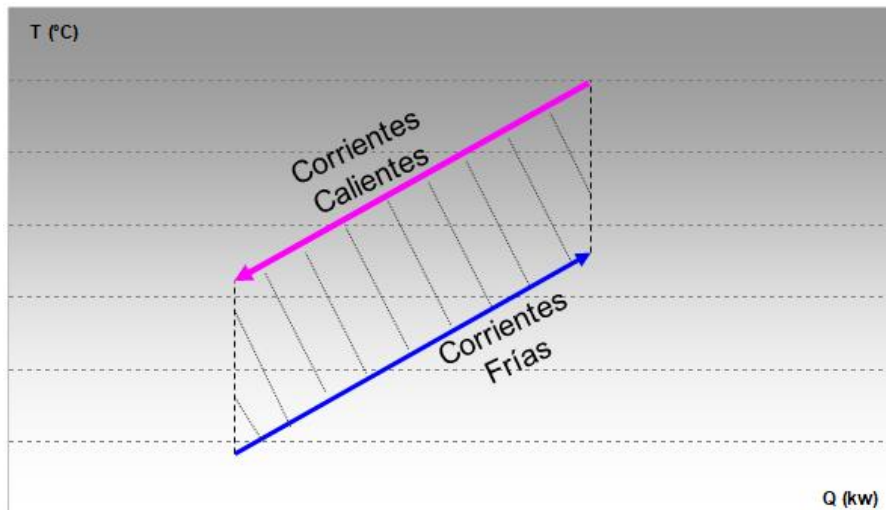
Figura 3-1: Principio del intercambio de calor



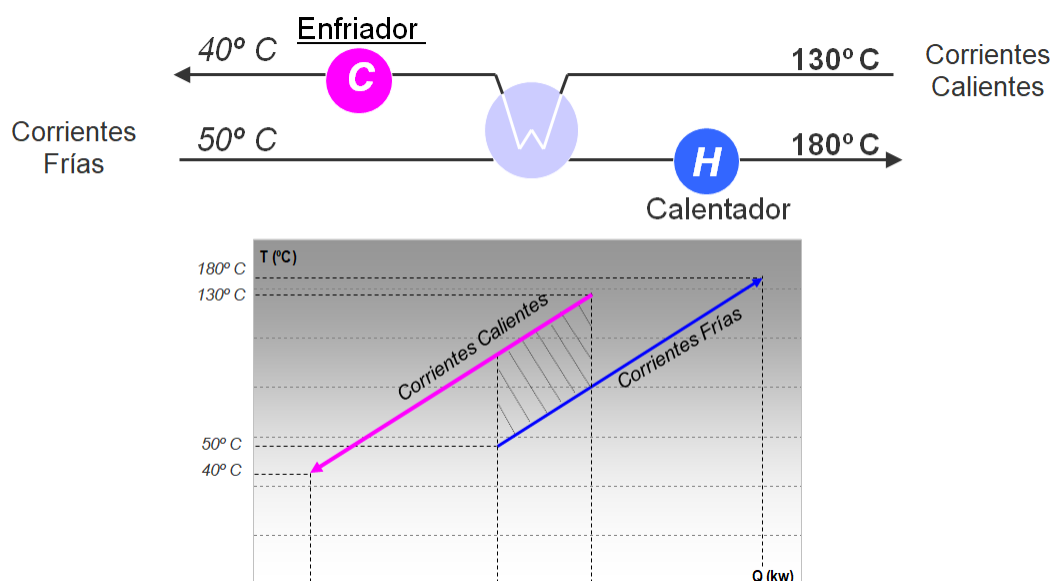
El análisis Pinch es una metodología sistemática basada en Principios Termodinámicos, cuya finalidad es lograr disminuir los consumos de energía generando en consecuencia de ello ahorros, a través de una mejor integración energética, maximizando la recuperación de calor y reduciendo la utilización de insumos (en nuestro caso fundamentalmente agua de enfriamiento)

La metodología define límites teóricos por encima de los cuales no es posible pasar, dado que es un límite basado en las leyes termodinámicas.

El intercambio de calor se da por el cruce entre Corrientes Frías y Calientes con el propósito de optimizar la recuperación de calor (Figura 3-2)

Figura 3-2: Gradiente térmico

A continuación, veremos en qué consiste el Intercambio entre una corriente Fría y una corriente caliente y como se produce el ahorro de Energía (Figura 3-3)

Figura 3-3: Diagrama de intervalo de temperatura

La figura 3-5, representa la cantidad total de calor disponible (corriente caliente), la figura 3-4, representa el calor faltante (corriente fría) en el sistema y los niveles de temperatura entre los cuales se necesita calentar o enfriar. Para generarla, inicialmente, se debe establecer un delta mínimo de temperatura que representa la diferencia de temperatura, esto permite el intercambio de calor entre las corrientes que, por lo general, va desde 5°C a 10°C y su selección depende del C_p promedio de las corrientes; entre menor sea el C_p mayor será el delta mínimo de temperatura. En la figura 3-4 y figura 3-5, se muestran las dos corrientes por separado. Para saber cómo se comportan en conjunto se combinan en rangos dados de temperaturas. Estos rangos de temperatura son aquellos en donde coinciden varias corrientes calientes o varias corrientes frías. Para el caso de las corrientes calientes, en cada intervalo de temperatura, estas se combinan para producir una curva compuesta caliente. La corriente compuesta representa la manera en cómo las corrientes individuales se comportarían si fueran una sola.

Figura 3-4: Curvas Compuestas de las Corrientes Frías

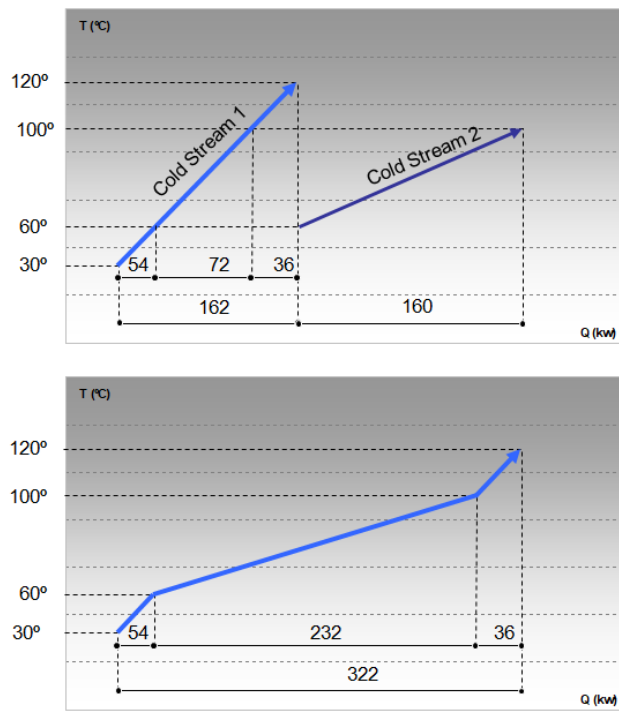


Figura 3-5: Curvas Compuestas de las Corrientes Calientes

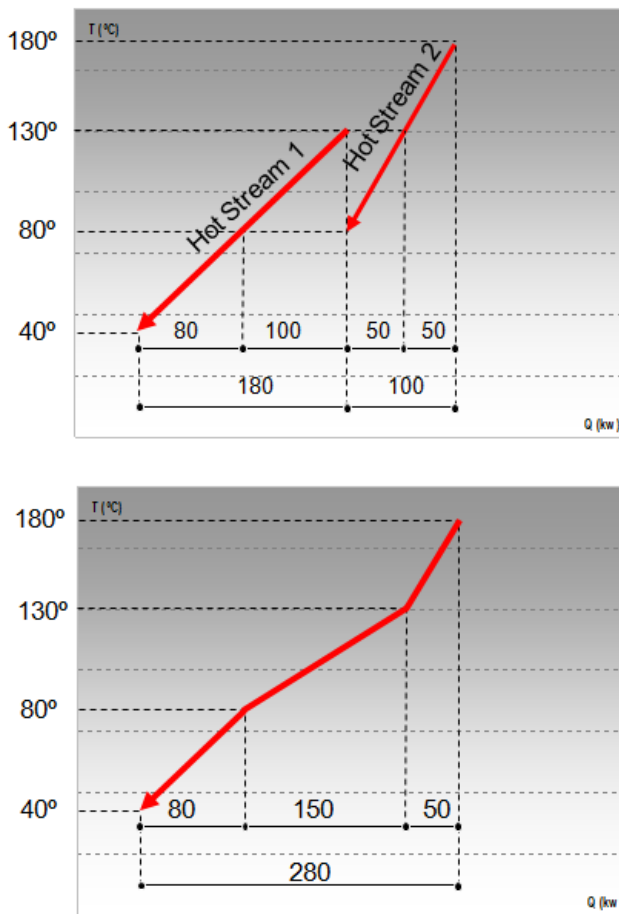
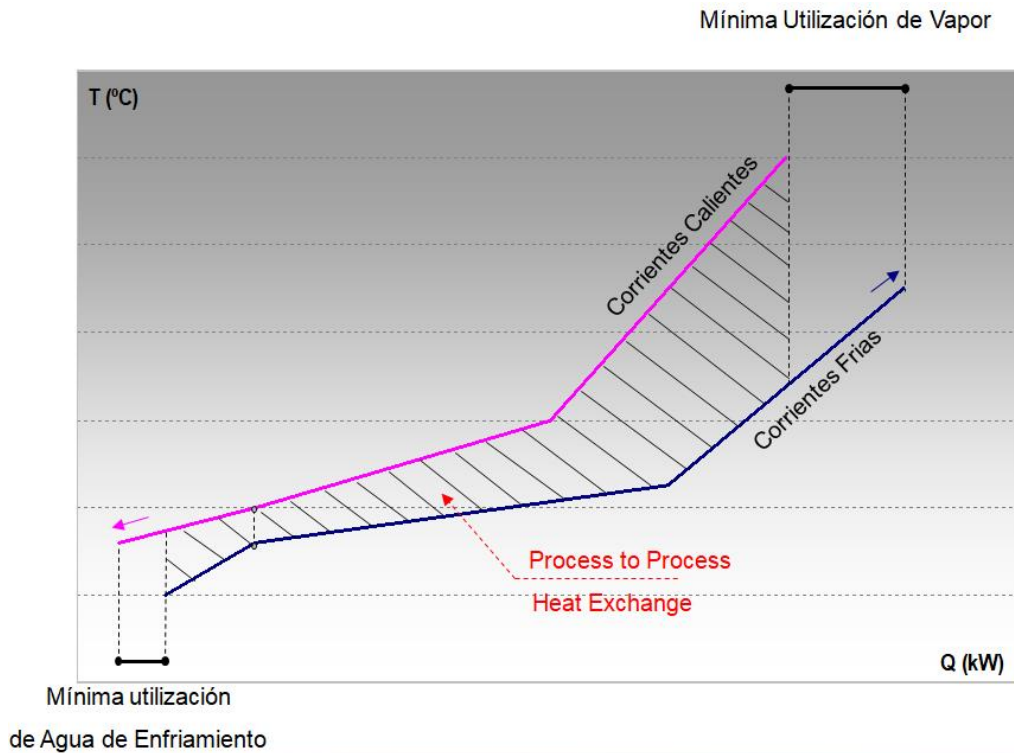
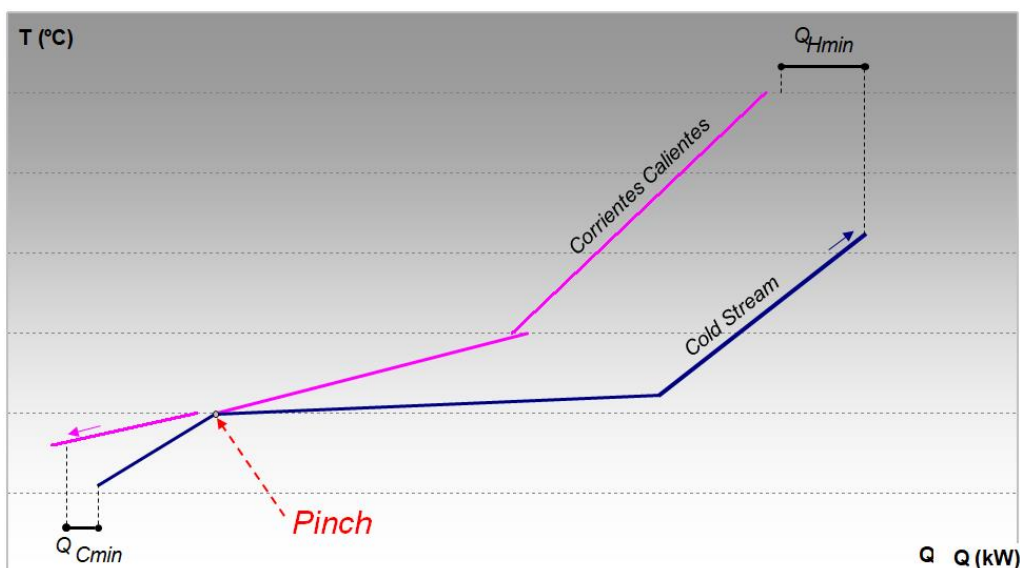


Figura 3-6: Curvas Compuestas de las Corrientes Frías y Calientes

Después de que se tienen las dos curvas compuestas, la fría y la caliente, se puede poner en una sola gráfica, como lo indica la figura 3-6. Donde las curvas se traslapan existe calor que se puede intercambiar de la curva caliente a la fría. La manera en que están hechas las curvas permite un traslape máximo entre ellas y por lo tanto una recuperación de calor máximo. Las temperaturas o los cambios en la entalpía, y por lo tanto la pendiente de las líneas, no se puede cambiar. Sin embargo, la posición relativa de las corrientes se puede modificar moviéndolas de forma vertical una respecto a la otra. En el punto en donde se acercan lo más posible se observa el $\Delta T_{\min}$, el cual es la mínima diferencia vertical entre las curvas, este punto de mínima diferencia en temperatura se le conoce como punto Pinch (Figura 3-7).

Figura 3-7: Punto Pinch

La curva de calentamiento no puede cubrir a la curva de enfriamiento o viceversa, corresponde a un servicio de enfriamiento si está por debajo del punto Pinch o un servicio de calentamiento si está por encima del punto Pinch (Figura 3-8 y Figura 3-9).

Los límites absolutos para la recuperación de calor en el proceso, se trata de una condición ideal pero difícil de implementar en virtud de su costo y practicidad.

A efectos Prácticos debemos establecer un acercamiento ΔT^a mínimo por lo general entre 5° y 10°C .

Figura 3-8: Determinación ΔT^a

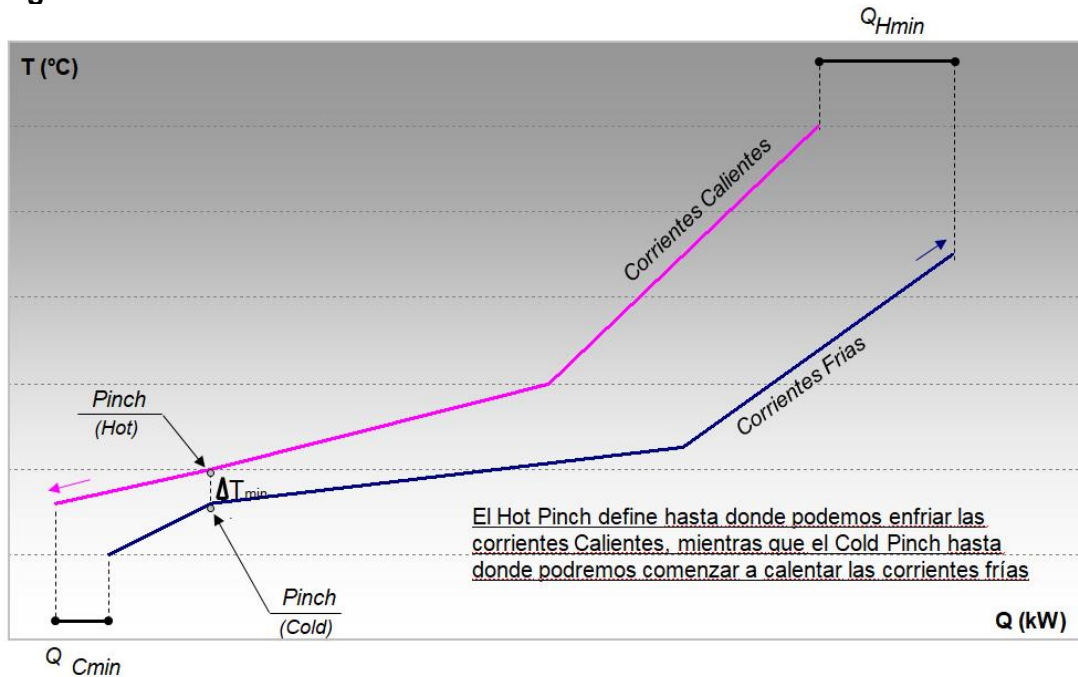
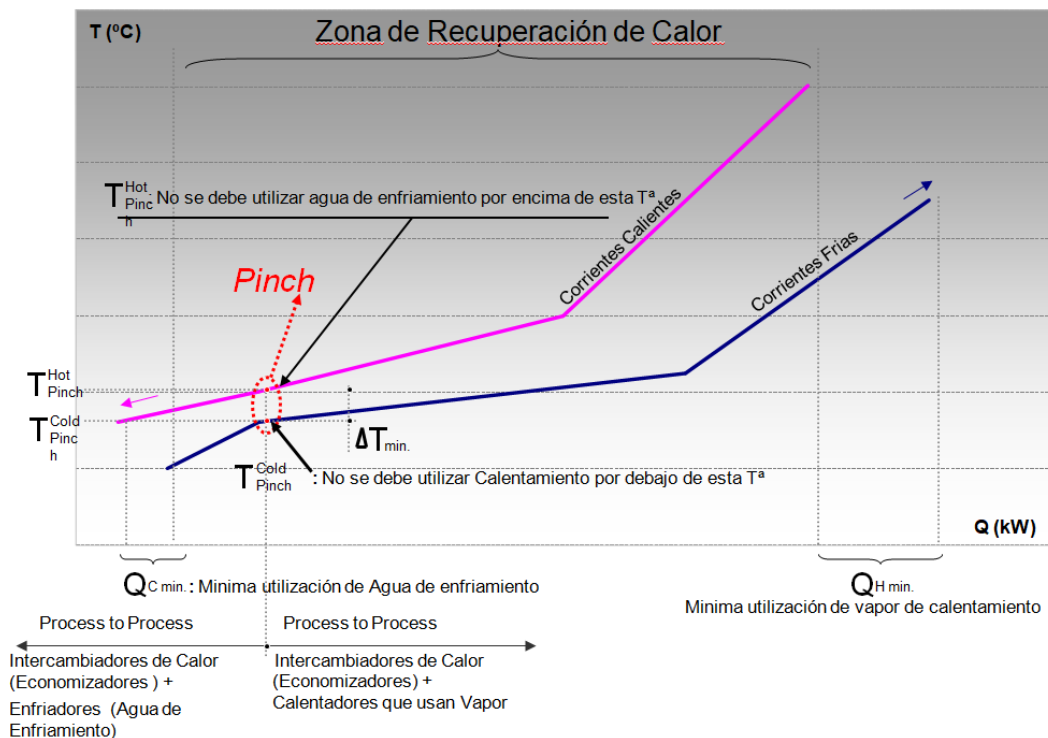


Figura 3-9: Límites punto Pinch



Es importante tener en cuenta estos conceptos básicos para poder, en el paso siguiente, comenzar con el estudio del intercambiador propiamente dicho.

3.2 Marco teórico para el diseño de un intercambiador de calor.

Los intercambiadores de calor son aparatos que facilitan el intercambio de calor entre dos fluidos que se encuentran a temperaturas diferentes y evitan al mismo tiempo que se mezclen entre sí. En la práctica, los intercambiadores de calor son de uso común en una amplia variedad de aplicaciones, desde los sistemas domésticos de calefacción y acondicionamiento del aire hasta los procesos químicos y la producción de energía en las grandes plantas.

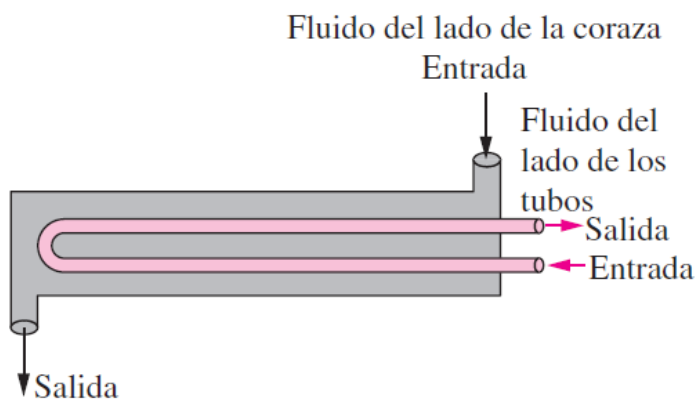
Los intercambiadores de calor difieren de las cámaras de mezclado en el sentido de que no permiten que se combinen los dos fluidos que intervienen.

En un intercambiador la transferencia de calor suele comprender convección en cada fluido y conducción a través de la pared que los separa. En el análisis de los intercambiadores de calor resulta conveniente trabajar con un coeficiente de transferencia de calor total U que toma en cuenta la contribución de todos estos efectos sobre dicha transferencia. La razón de la transferencia de calor entre los dos fluidos en un lugar dado a un intercambiador depende de la magnitud de la diferencia de temperatura local, la cual varía a lo largo de dicho intercambiador.

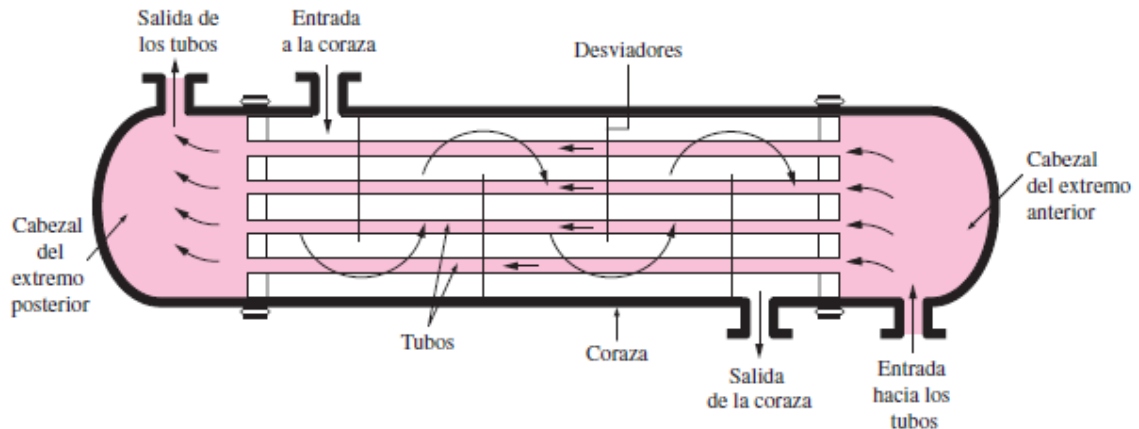
3.2.1 Tipos de intercambiadores

Quizá el tipo más común de intercambiador de calor en las aplicaciones industriales sea el de carcasa y tubos, mostrado en la figura siguiente.

Figura 3-10: Intercambiador un paso por coraza y dos por tubos



a) Un paso por la coraza y dos pasos por los tubos

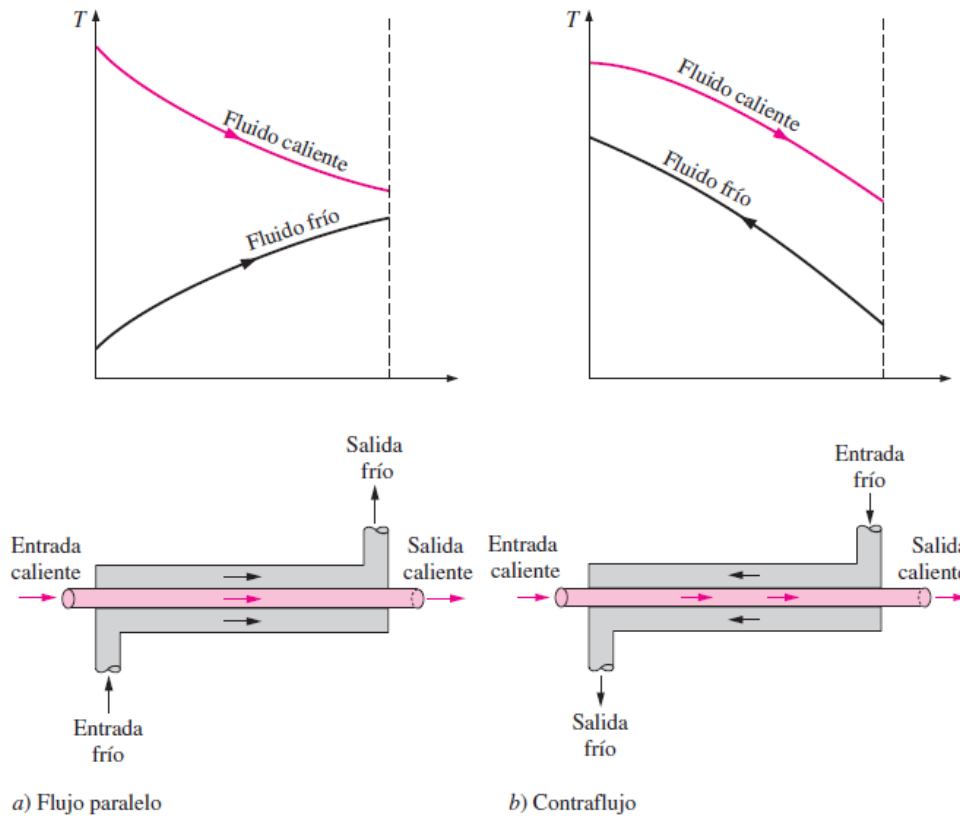
Figura 3-11: Corte intercambiador carcasa y tubos

Su bajo costo inicial y su fácil mantenimiento, hace que sean los más empleados. En esta aplicación de estudio, donde nuestra intención es condensar un gas empleando como fluido refrigerante agua (ya que es el fluido por excelencia para bajar temperaturas de los procesos dentro de la industria aceitera, debido a su versatilidad, bajo costo y seguridad) todo indicaría que la mejor alternativa sería un intercambiador de casco y tubo, por lo tanto, abordaremos ese camino, para ver si el resultado está dentro de los parámetros buscados.

Estos intercambiadores de calor contienen un gran número de tubos montados en un casco con sus ejes paralelos. La transferencia de calor tiene lugar a medida que uno de los fluidos se mueve por dentro de los tubos, en tanto que el otro se mueve por fuera de éstos, pasando por la carcasa. Es común la colocación de deflectores en la carcasa para forzar al fluido a moverse en dirección transversal con el fin de mejorar la transferencia de calor y mantener un espaciamiento uniforme entre los tubos (Figura 3-11)

Podemos observar que en un intercambiador de este tipo los tubos se abren hacia ciertas zonas grandes de flujo, llamadas cabezales, que se encuentran en ambos extremos del casco, en donde el fluido del lado de los tubos se acumula antes de entrar y salir de ellos.

Los intercambiadores de carcasa y tubos se clasifican todavía más según el número de pasos que se realizan por la carcasa y por los tubos y también por el sentido de circulación relativo que tienen los fluidos (Figura 3-12) Por ejemplo, los intercambiadores en los que todos los tubos forman una U en la carcasa se dice que son de un paso por la coraza y dos pasos por los tubos. De modo semejante, a un intercambiador que comprende dos pasos en la carcasa y cuatro pasos en los tubos se le llama de dos pasos por la carcasa y cuatro pasos por los tubos.

Figura 3-12: Tipos de flujo en intercambiadores

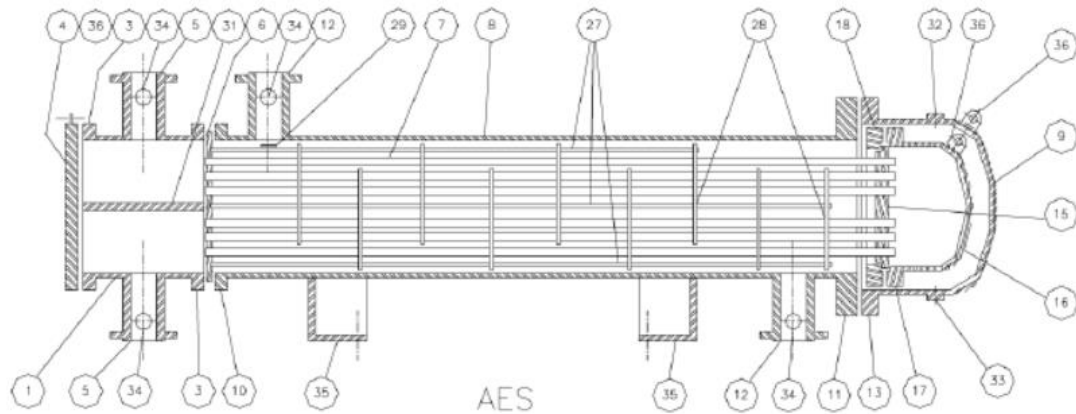
Normalmente los intercambiadores se nombran específicamente de acuerdo al rol que cumplen dentro del proceso. Por ejemplo, un condensador es un intercambiador de calor en el cual uno de los fluidos se enfría y se condensa conforme fluye a través de ese intercambiador. Una caldera es otro intercambiador en el cual uno de los fluidos absorbe calor y se vaporiza. Un economizador, es un equipo donde el intercambio permite un ahorro de energía o mayor eficiencia en el proceso.

De acuerdo con los fluidos en cuestión, es una práctica recomendada en este caso optar por un condensador de dos pasos por los tubos y un paso por la carcasa, donde el fluido frío circula por los tubos y el fluido caliente por la carcasa. Se mejora notablemente el intercambio (por lo tanto, el tamaño final) agregando desviadores para forzar los gases a moverse en dirección transversal a la carcasa.

3.2.2 Elementos principales

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, hagamos un primer análisis y cálculo partiendo de la base de diseño de los intercambiadores más usados en la industria aceitera para este tipo de aplicaciones, de tal manera de poder tener una idea de la factibilidad del mismo (de acuerdo al costo y dimensiones que resulten del equipo).

El diseño más común tiene las siguientes partes constitutivas indicadas en la figura 3-13.

Figura 3-13: Componentes principales de un intercambiador de casco y tubos**Figura 3-14:** Listado de componentes de intercambiador

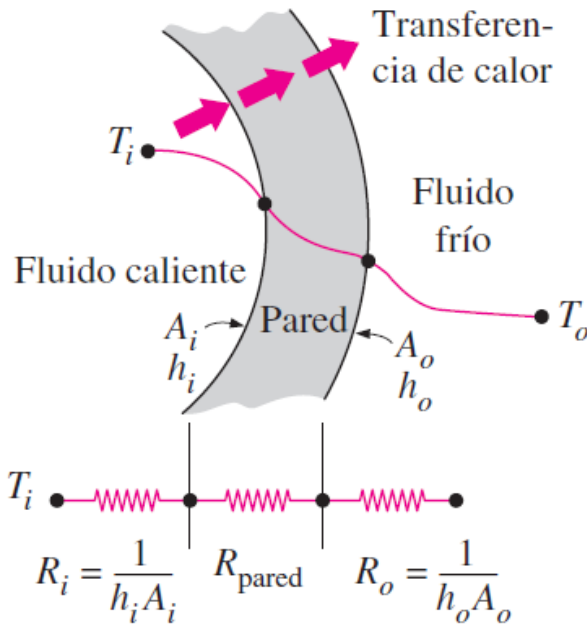
1. Cabezal de distribución o estacionario	20. Brida deslizable de apoyo
2. Cabezal de distribución o Bonete	21. Tapa del cabezal flotante
3. Brida del cabezal estacionario	22. Faldón del Cabezal Flotante
4. Tapa del cabezal de distribución	23. Caja de Empaquetadura
5. Conexión entrada cabezal	24. Empaquetadura
6. Placa Tubular fija o estacionaria	25. Contrabrida de la caja
7. Tubos de Transferencia	26. Anillo opresor
8. Carcasa o Envolvente	27. Varillas tensoras y espaciadores
9. Cabezal de la carcasa	28. Baffles Transversales
10. Brida de la carcasa a la placa tubular	29. Placa de Choque
11. Brida de la carcasa al cabezal	30. Baffle longitudinal
12. Conexión entrada carcasa	31. Placa de partición de pasos
13. Brida del cabezal de la carcasa	32. Brida de cuerpo carcasa
14. Junta de Expansión	33. Brida de cuerpo cabezal
15. Placa Tubular Flotante	34. Conexión para instrumentos
16. Cabezal de la placa tubular flotante	35. Silletas o cunas de soporte
17. Brida del cabezal flotante	36. Orejeta de Izado
18. Contrabrida cabezal flotante	37. Ménsula de soporte
19. Anillo Dividido	

3.2.3 Coeficiente de transferencia de calor

Teniendo definido el tipo de intercambiador a utilizar, veamos en detenimiento el marco teórico que le da sustento a este tipo de equipos. Por lo general, un intercambiador de calor está relacionado con dos fluidos que fluyen separados por una pared sólida. En primer lugar, el calor se transfiere del fluido caliente hacia la pared por convección, después a través de la pared por conducción y, por último, de la pared hacia el fluido frío de nuevo por convección. Los efectos de la radiación suelen incluirse en los coeficientes de transferencia de calor por convección.

La red de resistencias térmicas asociada con este proceso de transferencia de calor comprende dos resistencias por convección y una por conducción, como se muestra en la figura 3-15.

Figura 3-15: Resistencia termica



En este caso, los subíndices i y o representan las superficies interior y exterior del tubo interior. Para un intercambiador de calor de tubo doble, la resistencia térmica de la pared del tubo es

$$R_{pared} = \frac{\ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{2\pi kL}$$

en donde k es la conductividad térmica del material de la pared y L es la longitud del tubo. Entonces la resistencia térmica total queda

$$R_{total} = R_i + R_{pared} + R_o = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_o A_o}$$

A_i es el área de la superficie interior de la pared que separa los dos fluidos y A_o es el área de la superficie exterior de esa misma pared. En otras palabras, A_i y A_o son las áreas superficiales de la pared de separación mojada por los fluidos interior y exterior, respectivamente. Cuando uno de los fluidos fluye adentro de un tubo circular y el otro afuera de éste, se tiene

$$A_i = \pi D_i L$$

$$A_o = \pi D_o L$$

Los coeficientes de transferencia de calor, correspondientes a los fluidos interno y externo del tubo, h_i y h_o , se determinan aplicando las relaciones de la convección.

En el análisis de los intercambiadores de calor resulta conveniente combinar todas las resistencias térmicas que se encuentran en la trayectoria del flujo de calor del fluido caliente hacia el frío en una sola resistencia R y expresar la razón de la transferencia de calor entre los dos fluidos como

$$Q = \frac{\Delta T}{R} = U A \Delta T$$

en donde U es el coeficiente de transferencia de calor total, cuya unidad es $W/m^2\text{°C}$, la cual es idéntica a la unidad del coeficiente de convección común, h .

Cuando la pared del tubo es pequeña y la conductividad térmica del material del mismo es alta, como suele ser el caso, la resistencia térmica de dicho tubo es despreciable ($R_{pared} \approx 0$) y las superficies interior y exterior del mismo son casi idénticas ($A_i \approx A_o \approx A_s$). Entonces la ecuación para el coeficiente de transferencia de calor total se simplifica para quedar

$$\frac{1}{U} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}$$

Los coeficientes de transferencia de calor por separado, de adentro y de afuera del tubo, h_i y h_o , se determinan aplicando las relaciones de la convección.

Para el diseño preliminar del intercambiador de calor, hay que estimar los coeficientes globales de transferencia de calor. Se dan valores representativos del coeficiente de transferencia de calor total U , obtenidos experimentalmente según los tipos de fluidos que intervienen en el proceso. Este coeficiente puede variar desde alrededor de $10 W/m^2\text{°C}$, para los intercambiadores de calor de gas hacia gas, hasta alrededor de $10000 W/m^2\text{°C}$, para los intercambiadores que comprenden cambios de fase. Esto no debe ser sorprendente, dado que los gases tienen conductividades térmicas muy bajas y los procesos de cambio de fase están relacionados con coeficientes de transferencia de calor más elevados.

3.2.4 Factor de incrustación

El rendimiento de los intercambiadores de calor suele deteriorarse con el paso del tiempo como resultado de la acumulación de depósitos sobre las superficies de transferencia de calor. La capa de depósitos representa una resistencia adicional para la transferencia. El efecto neto de estas acumulaciones sobre la transferencia de calor se representa por un factor de incrustación R_f el cual es una medida de la resistencia térmica introducida por la incrustación.

El tipo más común de incrustación es la precipitación de depósitos sólidos que se encuentran en un fluido sobre las superficies de transferencia de calor. Esto se presenta en especial en zonas en donde el agua es dura. Al raspar se desprenden las escamas de ese tipo de depósitos y las superficies se pueden limpiar de ellos por medio de un tratamiento químico.

Otra forma de incrustación, la cual es común en la industria de procesos químicos, es la corrosión y otra la incrustación química. En este caso las superficies se incrustan por la acumulación de los productos de las reacciones químicas sobre ellas. Esta forma de incrustación se puede evitar recubriendo los tubos metálicos con vidrio o usando tubos de plástico en lugar de los metálicos.

Los intercambiadores también pueden incrustarse por el crecimiento de algas en los fluidos calientes. Este tipo de incrustación se conoce como incrustación biológica y se puede impedir mediante el tratamiento químico.

En las aplicaciones donde es probable que ocurra, la incrustación debe considerarse en el diseño y selección de los intercambiadores de calor. En esas aplicaciones puede ser necesario seleccionar un intercambiador más grande y,

por ende, más caro, para garantizar que satisfaga los requisitos de diseño de transferencia de calor incluso después de que ocurra la incrustación. La limpieza periódica de los intercambiadores y el tiempo de suspensión de actividades resultante son inconvenientes adicionales asociados con la incrustación.

Esto no es un tema menor para el tema de estudio en cuestión, ya que se planteó utilizar agua como el fluido refrigerante. Dada la ubicación geográfica de las mayorías de las industrias aceiteras, lo más común es utilizar agua de río o agua de pozo. En ambos casos es crítico considerar el factor de ensuciamiento del intercambiador, ya que generalmente las plantas se encuentran un año entero marchando sin parar, por lo tanto, las paradas de mantenimiento son anuales. Por ende, debemos garantizar el normal funcionamiento del equipo mínimamente durante un año, y que, además, se pueda limpiar fácilmente en una parada de mantenimiento.

El factor de incrustación es cero para un nuevo intercambiador, y aumenta con el tiempo a medida que se acumulan los depósitos sólidos sobre la superficie del mismo. El factor de incrustación depende de la temperatura de operación y de la velocidad de los fluidos, así como de la duración del servicio. La incrustación se incrementa al aumentar la temperatura y disminuir la velocidad.

La relación del coeficiente de transferencia de calor total dada con anterioridad es válida para superficies limpias y es necesario modificarla para tomar en cuenta los efectos de la incrustación sobre las superficies interior y exterior del tubo. Para un intercambiador de calor de casco y tubos, sin aletas, se puede expresar como

$$R = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{R_{f,i}}{A_i} + \frac{\ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{2\pi k L} + \frac{R_{f,o}}{A_o} + \frac{1}{h_o A_o}$$

en donde $R_{f,i}$ y $R_{f,o}$ son los factores de incrustación en esas superficies. En tablas se dan valores representativos de factores de incrustación.

En los manuales se encuentran tablas más completas de ellos. Como es de esperarse, existe una incertidumbre en estos valores y deben ser usados como una guía en la selección y evaluación de los intercambiadores, con el fin de tomar en cuenta los efectos de la incrustación anticipada sobre la transferencia de calor. La mayor parte de los factores de incrustación que se encuentran en tablas son del orden de $10^{-4} \text{ m}^2\text{C}/\text{W}$, lo cual es equivalente a la resistencia térmica de una capa de caliza de 0.2 mm de espesor ($k=2.9 \text{ W}/\text{m}^2\text{C}$) por unidad de área superficial. Por lo tanto, a falta de datos específicos se puede suponer, como punto de partida, que las superficies están recubiertas con 0.2 mm de caliza para considerar los efectos de la incrustación.

3.2.5 Análisis del intercambiador de calor.

Uno de los dos métodos usados en el análisis de los intercambiadores de calor, es el de la diferencia media logarítmica de temperatura (o LMTD). Pero, en primer lugar, se presentan algunas consideraciones generales.

Los intercambiadores de calor suelen operar durante largos periodos sin cambios en sus condiciones de operación. Por lo tanto, se pueden considerar como aparatos de flujo estacionario, siempre y cuando no tengan anulados los tubos por encontrarse pinchados.

El caudal másico de cada fluido permanece constante y las propiedades de los fluidos, como la temperatura y la velocidad, en cualquier entrada o salida, siguen siendo las mismas.

Las corrientes de fluido experimentan poco o ningún cambio en sus velocidades y elevaciones y, como consecuencia, los cambios en la energía cinética y en la potencial son despreciables.

El calor específico de un fluido cambia con la temperatura; pero, en un intervalo específico de temperaturas, se puede considerar como una constante en algún valor promedio, con poca pérdida en la exactitud.

La conducción axial de calor a lo largo del tubo suele ser insignificante y se puede considerar despreciable.

Se supone que la superficie exterior del intercambiador de calor está perfectamente aislada, de modo que no se tiene pérdida de calor hacia el medio circundante y cualquier transferencia de calor sólo ocurre entre los dos fluidos.

Para el proceso en cuestión, dado el entorno y los fluidos que intervienen, las conjeturas que se describen anteriormente pueden considerarse válidas sin que tengan un impacto significativo en el dimensionamiento del intercambiador. Por lo tanto, con estas suposiciones, la primera ley de la termodinámica requiere que la transferencia de calor desde el fluido caliente sea igual a la transferencia de calor hacia el frío; es decir

$$Q = mc_{pc}(T_{c,sal} - T_{c,ent})$$

$$Q = mc_{ph}(T_{h,sal} - T_{h,ent})$$

en donde los subíndices *c* y *h* se refieren a los fluidos frío y caliente, respectivamente, y

m = masa

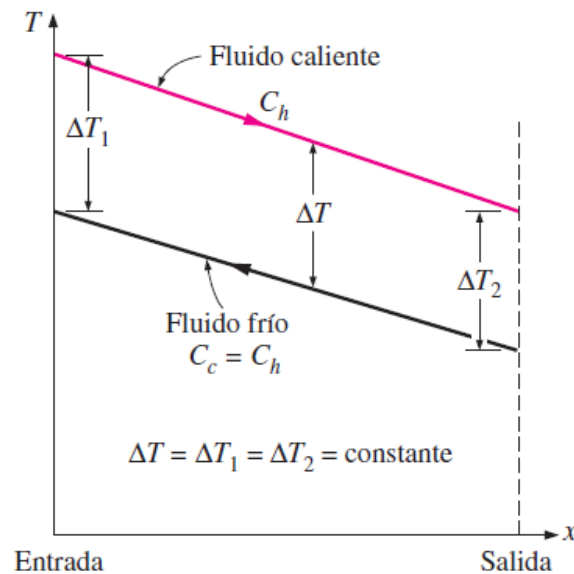
c_p = calores específicos

T_{sal} = temperaturas de salida

T_{ent} = temperaturas de entrada

La transferencia de calor Q se toma como una cantidad positiva y se sobreentiende que su dirección va del fluido caliente hacia el frío, de acuerdo con la segunda ley de la termodinámica.

Figura 3-16: Cantidad de calor intercambiado entre dos corrientes



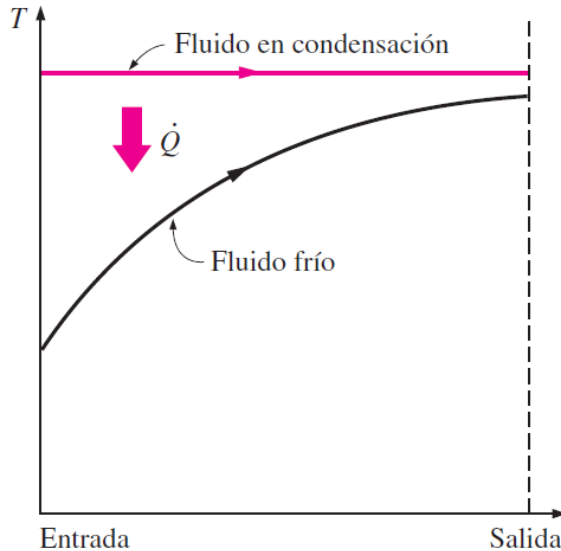
Dos tipos especiales de intercambiadores de calor de uso común en la práctica son los condensadores y las calderas. En ellos uno de los fluidos pasa por un proceso de cambio de fase y la razón de la transferencia de calor se expresa como

$$\dot{Q} = \dot{m}h_{fg}$$

en donde m es la masa de fluido que se evapora o condensa, y h_{fg} es su calor latente a la temperatura o presión especificadas.

Un fluido común absorbe o libera una gran cantidad de calor a temperatura constante durante un proceso de cambio de fase, como se muestra en la siguiente figura.

Figura 3-17: Cantidad de calor en cambio de fase



La capacidad calorífica de un fluido durante un proceso de este tipo debe tender al infinito, puesto que el cambio en la temperatura es prácticamente cero; es decir $C = \dot{m}c_p \rightarrow \infty$ cuando $\Delta T \rightarrow 0$, de modo que la razón de la transferencia de calor $\dot{Q} = \dot{m}c_p\Delta T$ es una cantidad finita. Por lo tanto, en el análisis de los intercambiadores de calor un fluido en condensación o en ebullición se considera de manera conveniente como un fluido cuya razón de capacidad calorífica es infinita.

La razón de la transferencia de calor en un intercambiador también se puede expresar de una manera análoga a la ley de Newton del enfriamiento como

$$\dot{Q} = UA_s\Delta T_m$$

donde U es el coeficiente total de transferencia de calor, A_s es el área de transferencia del calor y ΔT_m es una apropiada diferencia promedio de temperatura entre los dos fluidos. En este caso, el área superficial A_s se puede determinar en forma precisa aplicando las dimensiones del intercambiador de calor. No obstante, en general, el coeficiente total de transferencia de calor U , y la diferencia de temperatura ΔT_m entre los fluidos caliente y frío pueden variar a lo largo del intercambiador.

El valor promedio del coeficiente de transferencia de calor total se puede determinar utilizando los coeficientes de convección promedio para cada fluido. Resulta que la forma apropiada de la diferencia media de temperatura entre los dos fluidos tiene naturaleza logarítmica y su determinación se presenta a continuación.

3.2.6 Método de la diferencia de temperatura media logarítmica

El método de la diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD por sus siglas en inglés) es fácil de aplicar en el análisis de los intercambiadores de calor cuando

se conocen, o se pueden determinar, las temperaturas a la entrada y a la salida de los fluidos caliente y frío a partir de un balance de energía. Una vez que se dispone de la ΔT_{ml} , los gastos de masa y el coeficiente de transferencia de calor total se puede determinar el área superficial de transferencia de calor.

Por lo tanto, el método de la LMTD resulta muy adecuado para la determinación del tamaño de un intercambiador de calor con el fin de dar lugar a las temperaturas prescritas de salida cuando se especifican los flujos de masa y las temperaturas de entrada y de salida de los fluidos caliente y frío.

Con el método de la LMTD, la tarea es seleccionar un intercambiador que satisfaga los requisitos prescritos de transferencia de calor. El método que debe seguirse en el proceso de selección es:

1. Seleccionar el tipo de intercambiador de calor apropiado para la aplicación.
2. Determinar cualquier temperatura desconocida de entrada o de salida y la razón de la transferencia de calor mediante un balance de energía.
3. Calcular la diferencia de temperatura media logarítmica ΔT_{ml} y el factor de corrección F si es necesario.
4. Obtener (seleccionar o calcular) el valor del coeficiente de transferencia de calor total U .
5. Calcular el área superficial A_s de transferencia de calor.

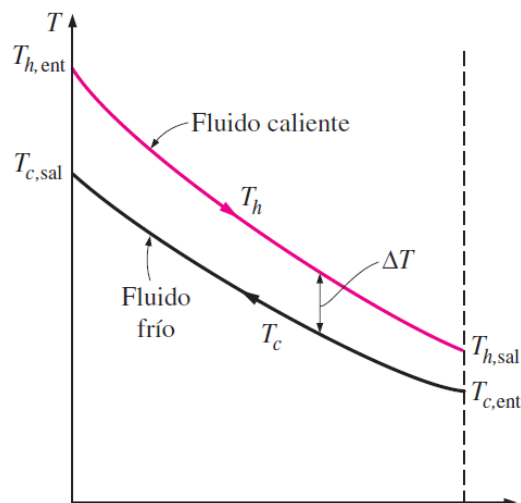
La tarea se completa al seleccionar un intercambiador de calor que tenga un área superficial de transferencia de calor igual a A_s o mayor que ésta.

Al principio se mencionó que la diferencia de temperatura entre los fluidos caliente y frío varía a lo largo del intercambiador de calor y resulta conveniente tener una diferencia de temperatura media ΔT_m para usarse en la relación

$$\dot{Q} = UA_s \Delta T_m.$$

Nótese en la figura 3-18 que la diferencia de temperatura ΔT entre los fluidos caliente y frío es grande en la entrada del intercambiador, pero disminuye en forma exponencial hacia la salida.

Figura 3-18: Diferencia de temperatura en intercambiador

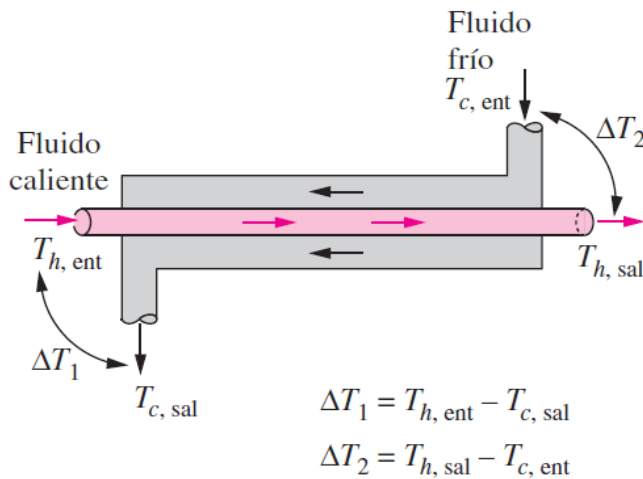


Como es de esperarse, la temperatura del fluido caliente decrece y la del frío aumenta a lo largo de dicho intercambiador, pero la temperatura del fluido frío nunca puede sobrepasar la del caliente, sin importar cuán largo sea dicho intercambiador. Se desarrolló la siguiente ecuación

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

la cual es la diferencia de temperatura media logarítmica, que es la forma apropiada de la diferencia de temperatura promedio que debe usarse en el análisis de los intercambiadores de calor. En este caso, ΔT_1 y ΔT_2 representan la diferencia de temperatura entre los dos fluidos en ambos extremos (de entrada y de salida) del intercambiador. No existe diferencia con respecto a cuál de los extremos de éste se designe como la entrada o la salida.

Figura 3-19: ΔT_1 y ΔT_2 en intercambiador



La diferencia de temperatura entre los dos fluidos disminuye desde ΔT_1 a la entrada hasta ΔT_2 a la salida. Por lo tanto, resulta tentador usar la diferencia de temperatura media aritmética como la diferencia de temperatura promedio. La diferencia de temperatura media logarítmica ΔT_{ml} se obtiene siguiendo el perfil real de temperaturas de los fluidos a lo largo del intercambiador y es una representación exacta de la diferencia de temperatura promedio entre los fluidos caliente y frío. En verdad refleja el decaimiento exponencial de la diferencia de temperatura local.

3.2.7 Uso de factor de conversión para intercambiador de calor de pasos múltiples y de flujo cruzado

La relación para la diferencia de temperatura media logarítmica ΔT_{ml} desarrollada con anterioridad sólo se limita a los intercambiadores de flujo paralelo o a contraflujo. También se desarrollan relaciones similares para los intercambiadores de flujo cruzado y de tubos y coraza de pasos múltiples, pero las expresiones resultantes son demasiado complicadas debido a las complejas condiciones de flujo.

En esos casos resulta conveniente relacionar la diferencia equivalente de temperatura con la relación de la diferencia media logarítmica para el caso de contraflujo, como

$$\Delta T_{m1} = F \Delta T_{ml,CF}$$

en donde F es el factor de corrección, el cual depende de la configuración geométrica del intercambiador y de las temperaturas de entrada y de salida de las corrientes de fluido caliente y frío. La $\Delta T_{ml,CF}$ es la diferencia media logarítmica de temperatura para el caso del intercambiador a contraflujo, con las mismas temperaturas de entrada y de salida, y se determina con base en la figura anterior con las ecuaciones que se muestran.

Para un intercambiador de flujo cruzado y uno de casco y tubos de pasos múltiples, el factor de corrección es menor que la unidad; es decir $F \leq 1$. El valor límite de $F = 1$ corresponde al intercambiador a contraflujo. Por tanto, el factor de corrección F para un intercambiador de calor es una medida de la desviación de la ΔT_{ml} con respecto a los valores correspondientes para el caso de contraflujo.

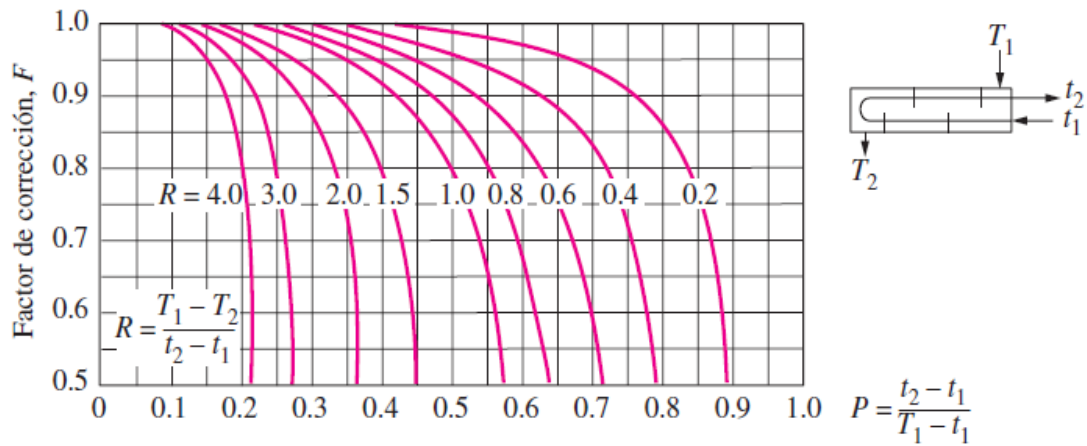
En las siguientes figuras se da el factor de corrección F para las configuraciones comunes de los intercambiadores de flujo cruzado y de casco y tubos en función de las razones P y R entre dos temperaturas, definidas como

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

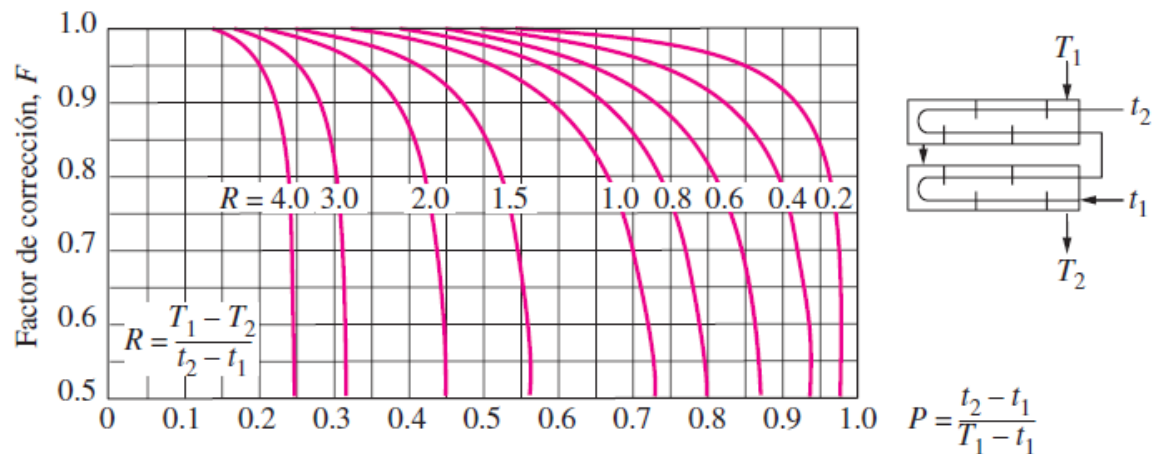
en donde los subíndices 1 y 2 se refieren a la entrada y la salida, respectivamente.

Figura 3-20: Factor de corrección F en función de las razones P y R



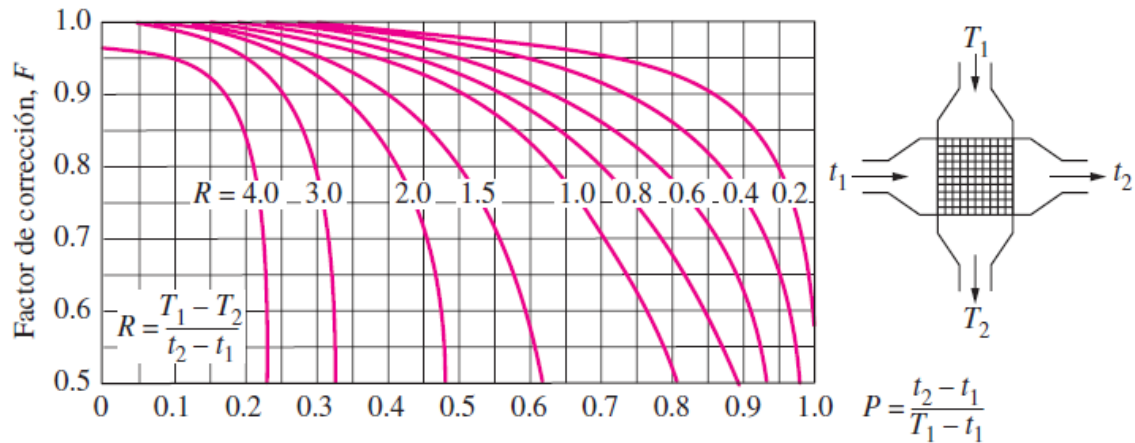
a) Un paso por la coraza y 2, 4, 6, etc. (cualquier múltiplo de 2) pasos por los tubos

Figura 3-21: Factor de corrección F en función de las razones P y R



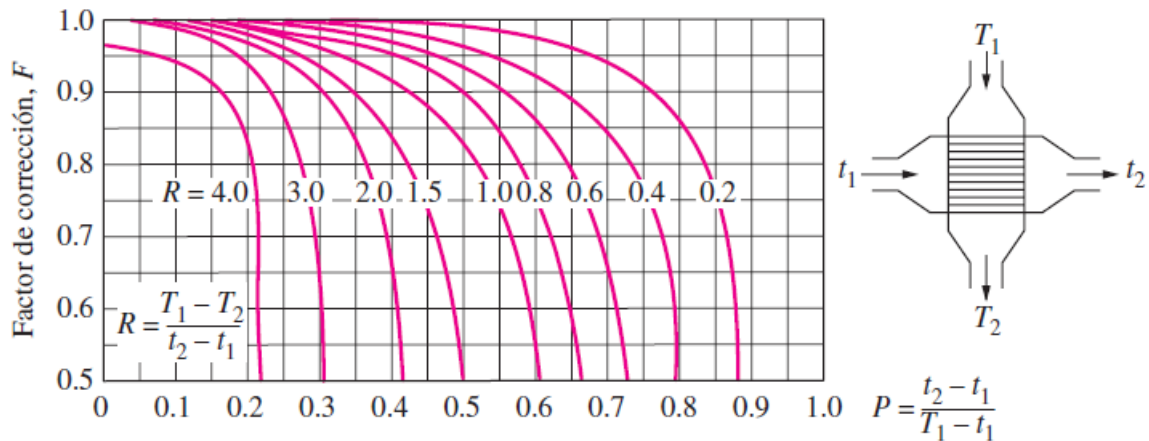
b) Dos pasos por la coraza y 4, 8, 12, etc. (cualquier múltiplo de 4) pasos por los tubos

Figura 3-22: Factor de corrección F en función de las razones P y R



c) Flujo cruzado de un solo paso con los dos fluidos de flujo no *mezclado*

Figura 3-23: Factor de corrección F en función de las razones P y R



d) Flujo cruzado de un solo paso con uno de los fluidos de flujo *mezclado* y el otro no *mezclado*

Como se puede ver, para un intercambiador de tubos y coraza, T y t representan las temperaturas del lado de la coraza y del lado del tubo, respectivamente, como se muestra en los diagramas del factor de corrección. No existe diferencia en que el fluido caliente o el frío fluyan por la coraza o el tubo. La determinación del factor de corrección F requiere que se disponga de las temperaturas de entrada y de salida, tanto para el fluido frío como para el caliente.

Otro punto a observar es que el valor de P va desde 0 hasta 1. Por otra parte, el de R va desde 0 hasta infinito, $R = 0$ corresponde al cambio de fase (condensación o ebullición) del lado del casco y $R \rightarrow \infty$ al cambio de fase del lado del tubo. El factor de corrección es $F = 1$ para estos dos casos límites. Por lo tanto, el factor de corrección para un condensador o una caldera es $F = 1$, sin importar la configuración del intercambiador de calor.

3.2.8 Selección del intercambiador de calor.

Debemos tener en cuenta que todas las consideraciones que se presentaron en los párrafos anteriores deben usarse con cuidado. Por ejemplo, se supuso que el coeficiente de transferencia de calor total U es constante a lo largo de todo el intercambiador y que los coeficientes de transferencia de calor por convección se pueden predecir aplicando las correlaciones de esta última. Sin embargo, debe tenerse presente que la incertidumbre en el valor predicho de U puede incluso

sobrepasar 30%. Por lo tanto, resulta natural diseñar los intercambiadores en exceso para evitar que el equipo no cumpla con los requisitos previstos.

La mejora en la transferencia de calor en los intercambiadores suele venir acompañada de un aumento en la caída de presión y, como consecuencia, de una potencia más alta de bombeo. Por lo tanto, cualquier ganancia proveniente de la mejora en la transferencia de calor debe comprarse con el costo de la caída de presión que la acompaña.

A la hora de seleccionar el intercambiador, el objetivo calentar el volumen de agua de enfriamiento disponible desde una temperatura conocida hasta una temperatura deseada. Por tanto, la razón de la transferencia de calor del intercambiador en proyecto es

$$\dot{Q}_{max} = \dot{m}c_p(T_{ent} - T_{sal})$$

lo cual determina el requisito de transferencia de calor antes de tener una idea del propio intercambiador.

La selección apropiada del intercambiador depende de varios factores.

Razón de transferencia de calor

Es la cantidad más importante en la selección de un intercambiador. Un intercambiador debe ser capaz de transferir el calor a una razón específica para lograr el cambio deseado en la temperatura del fluido con el empleo de una masa de fluido determinado.

Costo

Las limitaciones en el presupuesto suelen desempeñar un papel importante en la selección de los intercambiadores, excepto en algunos casos especiales en donde “el dinero no es lo más importante”.

Los costos de operación y mantenimiento del intercambiador también son consideraciones importantes en la valoración del costo total.

Potencia para el bombeo

En un intercambiador los dos fluidos suelen forzarse para que fluyan por medio de bombas o ventiladores que consumen energía eléctrica. El costo anual de la electricidad asociada con la operación de las bombas y ventiladores se puede determinar a partir de

Costo de operación = (Potencia de bombeo, kW) x (Horas de operación, h) x (Precio de la electricidad, dólares/kWh)

en donde la potencia de bombeo es la potencia eléctrica total consumida por los motores de las bombas y los ventiladores.

Tamaño y peso

Normalmente, lo mejor es ajustar el tamaño del equipo al mínimo necesario, cumpliendo con las solicitudes de proceso. El espacio del que se dispone para el intercambiador en algunos casos limita la longitud de los tubos que se pueden usar.

Tipo

El tipo de intercambiador que se debe seleccionar depende principalmente del tipo de fluidos que intervienen, de las limitaciones de tamaño y peso y de la presencia de cualesquiera procesos de cambio de fase.

Materiales

Los materiales que se usen en la construcción del intercambiador pueden constituir una consideración importante en la selección de los intercambiadores. Por ejemplo, no es necesario considerar los efectos de los esfuerzos térmicos y estructurales a presiones por debajo de 15 bar o temperaturas inferiores a 150°C. Pero estos efectos constituyen consideraciones importantes por arriba de 70 atm y 550°C y limitan mucho los materiales aceptables para el intercambiador.

Una diferencia de temperatura de 50°C o más entre los tubos y el casco es posible que plantee problemas de expansión térmica diferencial que necesitan considerarse. En el caso de fluidos corrosivos puede ser que tengan que seleccionarse materiales costosos resistentes a la corrosión, como el acero inoxidable o incluso el titanio, si no se desea reemplazar con frecuencia los intercambiadores de bajo costo.

Otras consideraciones

Existen otras consideraciones en la selección de los intercambiadores de calor que pueden ser importantes o no, dependiendo de la aplicación. Por ejemplo, ser herméticos es una consideración importante cuando se trata con fluidos inflamables (como hexano) o costosos. Otras consideraciones importantes, es la facilidad para que posteriormente pueda llevarse a cabo tareas de mantenimiento sobre el equipo (acceso a cabezales, fácil desmontaje de los mismos para limpieza interior, etc), bajo costo de mantenimiento (facilidad para conseguir repuestos), seguridad, confiabilidad, etc.

3.2.9 Diseño del equipo.

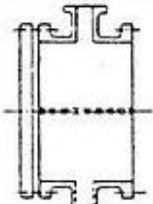
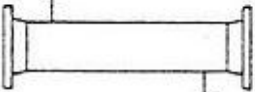
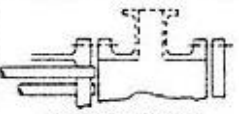
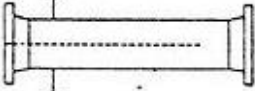
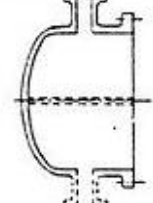
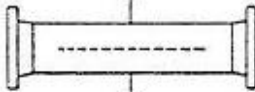
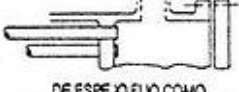
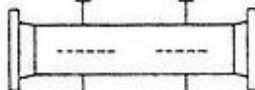
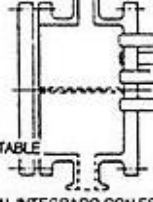
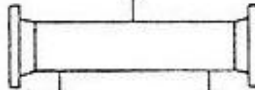
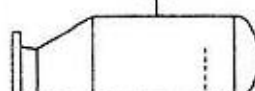
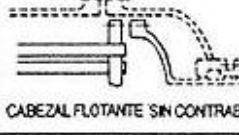
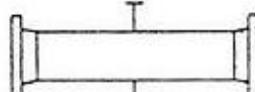
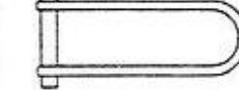
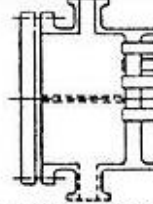
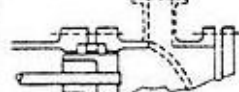
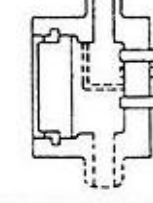
Para la resistencia estructural se utiliza la sección VIII de Código ASME (American Society of Mechanical Engineers) para recipientes a presión no sometidos a la acción del fuego. En Argentina, la industria en general ajusta sus diseños al Código ASME.

En EEUU los fabricantes de intercambiadores de calor están asociados a una institución llamada TEMA (The Tubular Exchanger Manufacturers Association). Esta asociación ha creado normas para la construcción de los intercambiadores, las cuales complementan al código ASME. En esta norma se desarrollan los detalles específicos, como ser cálculo de placas porta tubos, soportes y fijación de los mismos, etc. y hacen referencia al código ASME en lo que se refiere a materiales constructivos, pruebas hidráulicas, tensiones admisibles, etc.

Intercambiador de calor de carcasa y tubos

Se optó por la implementación de un intercambiador de calor, de la forma carcasa y tubos. Son los intercambiadores más ampliamente utilizados en la industria aceitera y con las consideraciones de diseño mejor definidas. Están compuestos por tubos cilíndricos, montados dentro de una carcasa también cilíndrica, con el eje de los tubos paralelos al eje de la carcasa. Un fluido circula por dentro de los tubos, y el otro por el exterior (fluido del lado de la carcasa). Las consideraciones de diseño están estandarizadas por The Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA).

Figura 3-24: Selección según Norma TEMA

TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR	
A		E		L	
	CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	F		M	
B		G		N	
	CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	H		P	
C		J		S	
	SOLO HAZ DE TUBOS DESMONTABLE	K		T	
	CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	X		U	
N				W	
	CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE				ESPEJO FLOTANTE SELLADO EXTERNAMENTE
D					
	CIERRE ESPECIAL A ALTAPRESIÓN				

Un intercambiador de calor de casco y tubo conforme a TEMA se identifica con tres letras, el diámetro en pulgadas del casco y la longitud nominal de los tubos en pulgadas.

La primera letra es la indicativa del tipo del cabezal estacionario.

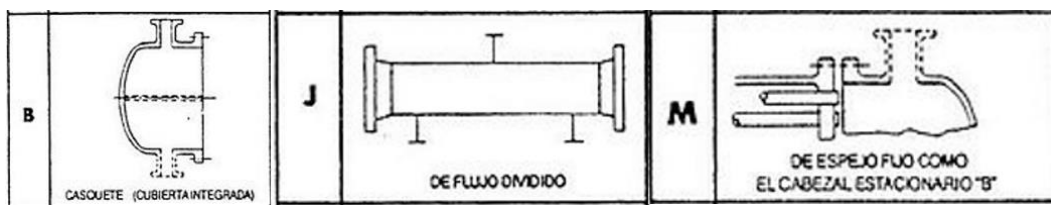
La segunda letra es la indicativa del tipo de casco. La más común es la E (casco de un paso) y la F de dos pasos. Los tipos G, H y J se utilizan para reducir las pérdidas de presión en el casco. El tipo K es el tipo de rehervidor de caldera.

La tercera letra nos indica el tipo de cabezal del extremo posterior, los de tipo S, T y U son los más utilizados. El tipo S (cabezal flotante con dispositivo de apoyo) el diámetro del cabezal es mayor que el del casco y hay que desmontarlo para sacarlo. El tipo T (Cabezal flotante sin contra-bridado) puede sacarse sin desmontar, pero necesita mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio.

El tipo U (haz de tubo en U) es el más económico, pero a la hora de mantenimiento necesita una gran variedad de tubos en stock.

El tipo de intercambiador seleccionado en el cual basaremos el proyecto es con la disposición **B-J-M**, según seleccionamos en la tabla. Esto se debe a que es una configuración muy usada en la industria aceitera (es de fácil mantenimiento y estaríamos seleccionando un equipo conocido para la operación y mantenimiento), y es la configuración recomendada por TEMA para cuando se necesitan condensar vapores. Las letras B y M, generalmente se usan en conjunto, donde como se puede apreciar, los casquetes frontales y posterior, son elípticos, y las placas portatubos son estacionarias, es decir, fijas. Por otro lado, los arreglos C y N, corresponden a casquetes planos, con palcas portatubos flotantes, es decir, desmontables. Este arreglo es más complejo, y se utiliza cuando existe un grado de ensuciamiento alto, lo que requiere facilidad de limpieza, algo que no sucede con los fluidos de este proyecto.

Figura 3-25: Configuración adoptada según TEMA



Calculo del intercambiador de calor

Las variables que intervienen en el cálculo son las siguientes:

- Capacidad de producción diaria de la planta en cuestión.
- Capacidad de producción Horaria que ingresa al Extractor.
- Hexano evaporado en el Extractor (operando a 64°C).
- Calor latente del hexano.
- Volumen específico de aire que ingresa al proceso.
- Aire que ingresa en el extractor.
- Cantidad de Calor que se intercambia.
- Temperatura agua de ingreso.
- Temperatura agua de salida.
- Delta T del agua.
- Temperatura de flegmas asumida.
- Cálculo de la superficie de intercambio.
- Coeficiente de transferencia térmica adoptado.
- Diseño del equipo.
- Material de los tubos
- Diámetro de los tubos
- Longitud de tubos.
- Área de intercambio x tubo.

A continuación, se desarrollará el proceso de cálculo de un intercambiador de calor, para el cual se tienen los siguientes datos como condiciones de partida.

Se plantea una capacidad de producción diaria de 1.500 Tn/día. Por lo tanto, la capacidad horaria que ingresa al extractor es de 42,5 Tn/hs. Tengamos en cuenta, que previo al ingreso del material al área de extracción, el volumen total es procesado en la preparación, donde luego de una prelimpieza y extracción mecánica de aceite (donde se separa el 32% del volumen total), el resto va directo a la extracción (el 68% restante)

Ya tenemos definidas las primeras dos variables:

- Capacidad de producción diaria de la planta en cuestión: 1500Tn/día
- Capacidad de producción Horaria que ingresa al Extractor: 42.5 Tn/hs

Dentro del extractor, las temperaturas de trabajo se encuentran en un rango entre 50 y 65°C. Nuestra hipótesis de trabajo estará basada en una temperatura de operación de 64°C. Para lo cual, haciendo un análisis de la curva de contenido de solvente en aire, y los datos obtenidos, podemos hallar la cantidad de hexano que se evapora por hora.

Figura 3-26: Curva de contenido de solvente en aire (H. Autino)

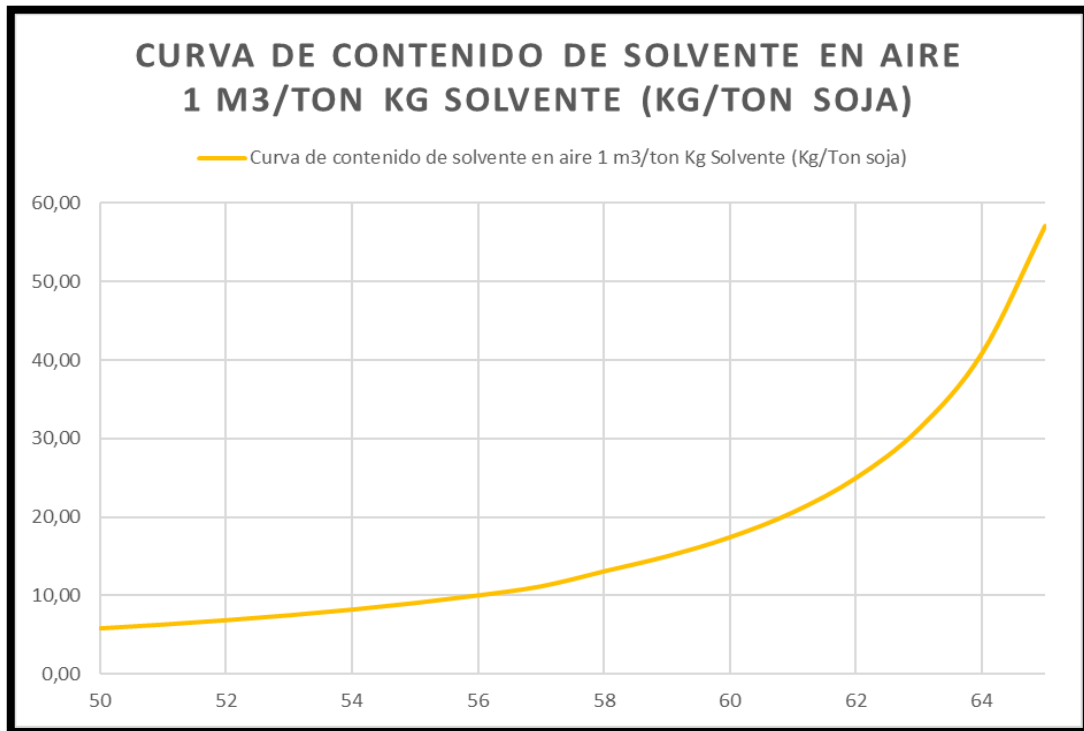


Tabla 3-1: Contenido de solvente según temperatura (H. Autino)

Curva de contenido de solvente en aire				
1 m3/ton				
1,2	Kg/m3			
Temp.	Vap. Solv. + aire (KG/Kg aire)	Solvente (Kg/Kg aire)	Solvente (Kg/Ton soja)	Solvente (Kg/h)
50	6,008	4,808	8,17	348
51	6,417	5,217	8,87	377
52	6,88	5,68	9,66	411
53	7,407	6,207	10,55	449
54	8,009	6,809	11,58	492
55	8,707	7,507	12,76	543
56	9,522	8,322	14,15	602
57	10,48	9,28	15,78	671
58	12,08	10,88	18,50	787
59	13,68	12,48	21,22	902
60	15,71	14,51	24,67	1049
61	18,37	17,17	29,19	1241
62	22,02	20,82	35,39	1505
63	27,25	26,05	44,29	1883
64	35,3	34,1	57,97	2465
65	48,8	47,6	80,92	3441

De la tabla mencionada anteriormente podemos ver que a una temperatura de 64°C, se evaporan 2465 Kg/hs de solvente (hexano).

El calor latente del hexano es de 82 kcal/Kg.

Para el cálculo también debemos tener en cuenta el aire que inevitablemente ingresa al proceso, ya que es significativo, y también influye dentro del cálculo.

Normalmente se toma como parámetro que ingresan 1,7 m³ de aire por tonelada de material que ingresa al extractor. Como al extractor ingresan 42,5 Tn/hs de material, estarían ingresando 72,29 m³/hs de aire. Teniendo en cuenta que la densidad es 1,2 Kg/m³, tenemos que ingresan 86,75 kg/h de aire.

Con todos los datos recolectados anteriormente podemos armar la siguiente tabla, la cual nos permitirá visualizar los valores necesarios para el cálculo.

Tabla 3-2: Variables dinámicas

Cálculo Dinámico			
Temperatura en el Extractor	64,00	°C	
Solvente Kg/h	2465	Kg/h	
Aire que ingresa con el material	86,75	kg/h	

Ahora que tenemos identificado los valores obtenidos, podemos calcular la cantidad de calor que se intercambiará en el equipo, para poder determinar de esta manera la superficie de intercambio necesaria y por ende, los detalles constructivos del equipo.

Procedemos a calcularlo de la siguiente manera:

Cantidad de calor del hexano evaporado en el extractor = Hexano evaporado en el Extractor $\times$ Calor latente del hexano

$$2465 \left[\frac{kg}{h} \right] * 82 \left[\frac{kcal}{kg} \right] = 202134 \left[\frac{kcal}{h} \right]$$

Cantidad de calor del hexano evaporado en el extractor = 202.134 kCalorías/h.

Como lo único que nos interesa condensar a nosotros es el hexano, si despreciamos el aire, el valor total de calorías a disipar será la calculada anteriormente.

$$Q = 202134 \left[\frac{kcal}{h} \right]$$

Debido a la teoría de funcionamiento del condensador, vamos a tener dos flujos de agua, tanto el de entrada al equipo como el de salida del mismo. Como lo que se busca es lograr un correcto intercambio de calor entre los tubos que transportan en su interior agua proveniente de las torres de enfriamiento, que se encuentra a aproximadamente 30°C, poniéndose en contacto con los gases que contienen hexano disuelto, los cuales ingresan a 64°C, al chocar con los caños que se encuentran a menor temperatura que ellos se produce el condensado. Al producirse este intercambio de calor, lo que va a provocar es que a la salida tengamos agua con una temperatura mayor a la que ingreso al condensador. Partiendo de la siguiente fórmula, siendo Q el calor que va a absorber el agua, tenemos que:

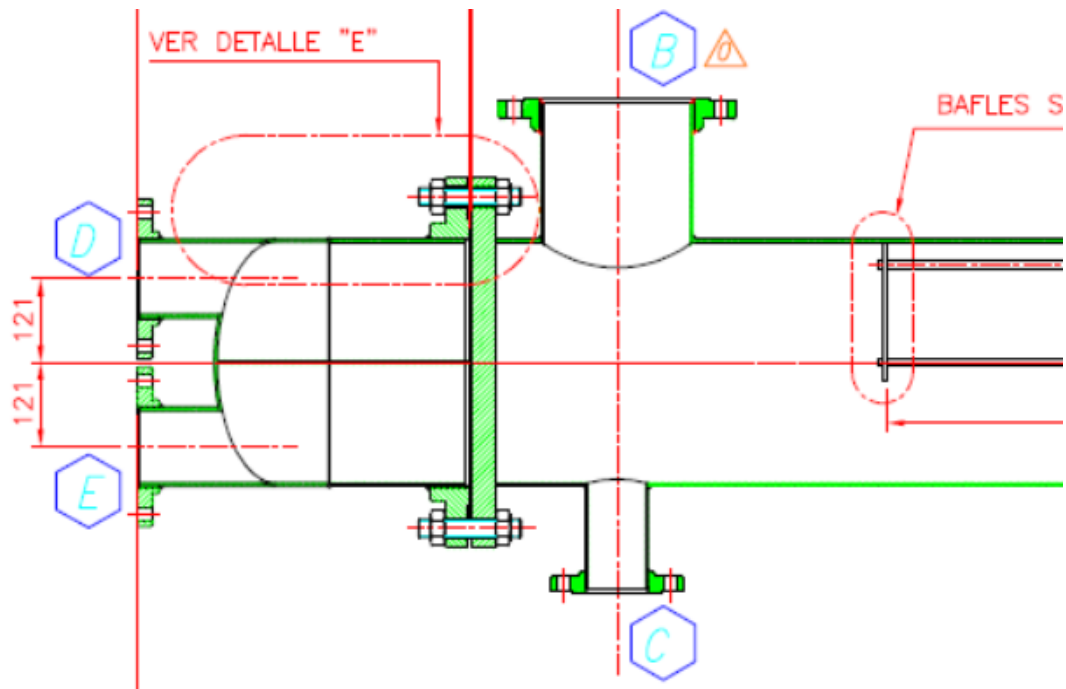
$$Q = (T_2 - T_1) \dot{m} c_p$$

Donde es una práctica recomendada asumir el salto de temperatura ($T_2 - T_1$) en 2 C° (para evitar equipos demasiado grandes o caudales de agua elevados), con C_p 1 kcal/kg/°C, despejando m, obtenemos el siguiente caudal de agua

$$\dot{m} = \frac{202134 \left[\frac{kcal}{h} \right]}{2 [^{\circ}C] 1 \left[\frac{kcal}{kg^{\circ}C} \right] 1000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} = 101 m^3/hs$$

De esta forma, chequeamos que es un caudal razonable para avanzar con el diseño.

A continuación, se muestra un croquis para esquematizar la entrada del agua de enfriamiento al equipo (E) y la salida (D).

Figura 3-27: Arreglo del intercambiador planteado**Figura 3-28:** Listado de servicios

LISTADO DE SERVICIOS				
POS.	SERVICIO	DIAMETRO	TIPO	CANT.
A	INGRESO GASES	10"	SORF S150 ANSI B16.5	1
B	SALIDA GASES	8"	SORF S150 ANSI B16.5	2
C	SALIDA DE CONDENSADOS	3"	SORF S150 ANSI B16.5	2
D	SALIDA AGUA ENFRIAMIENTO	4"	SORF S150 ANSI B16.5	1
E	INGRESO AGUA ENFRIAMIENTO	4"	SORF S150 ANSI B16.5	1

Como se mencionó anteriormente, el objetivo principal en el diseño de un intercambiador es determinar el área de intercambio necesaria para el proceso en estudio, partiendo de la siguiente ecuación:

$$Q = UA\Delta T$$

Donde:

$$A = \frac{Q}{U\Delta T}$$

Debemos además, definir las siguientes consideraciones de diseño:

1.- Comprobar el balance de energía

Conociendo las condiciones del proceso, caudales, temperaturas, presiones, propiedades físicas de los fluidos, la ecuación del balance de energía para un intercambiador de calor es:

$$(\text{APOORTE DE CALOR AL FLUIDO FRÍO}) - (\text{APOORTE DE CALOR AL FLUIDO CALIENTE}) + (\text{PERDIDAS DE CALOR}) = 0$$

Tomamos como hipótesis que la cantidad de calor absorbida por el fluido frío será igual a la cantidad de calor que aporta el fluido caliente, despreciando las pérdidas como se determinó anteriormente.

Por ende

$$Q = 202134 \left[\frac{kcal}{h} \right]$$

2.- Determinación del recorrido de cada fluido.

Debemos determinar entre los fluidos en cuestión, por donde circulará cada uno, si es por los tubos, o por la carcasa. Las reglas aplicables para determinar que fluido va por el casco y cual por los tubos son:

- 1.- El fluido a mayor presión va en los tubos.
- 2.- El fluido más corrosivo va en los tubos.
- 3.- Los fluidos más sucios van en los tubos
- 4.- El fluido con menor pérdida de presión va en el casco.
- 5.- El fluido a condensar en el casco.

Según estas recomendaciones, definimos:

Fluido que va por el casco: será la mezcla de aire con hexano a condensar.

Fluido que va por los tubos: será el agua.

3.- Diferencia de temperatura media corregida $\Delta T = MTD$

La diferencia media de temperaturas (MTD) en un intercambiador de calor de casco y tubo es la diferencia media logarítmica de temperaturas (LMTD) multiplicado por un factor (F).

$$\Delta T = MTD = F * LMTD$$

$$LMTD = \Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_A - \Delta T_B}{\ln \frac{\Delta T_A}{\Delta T_B}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Siendo:

T: temperatura fluido caliente.

t: temperatura fluido frío.

1: entrada.

2: salida.

$$LMTD = \Delta T_{lm} = \frac{(64 - 32)^{\circ}C - (64 - 30)^{\circ}C}{\ln \frac{(64 - 32)^{\circ}C}{(64 - 30)^{\circ}C}}$$

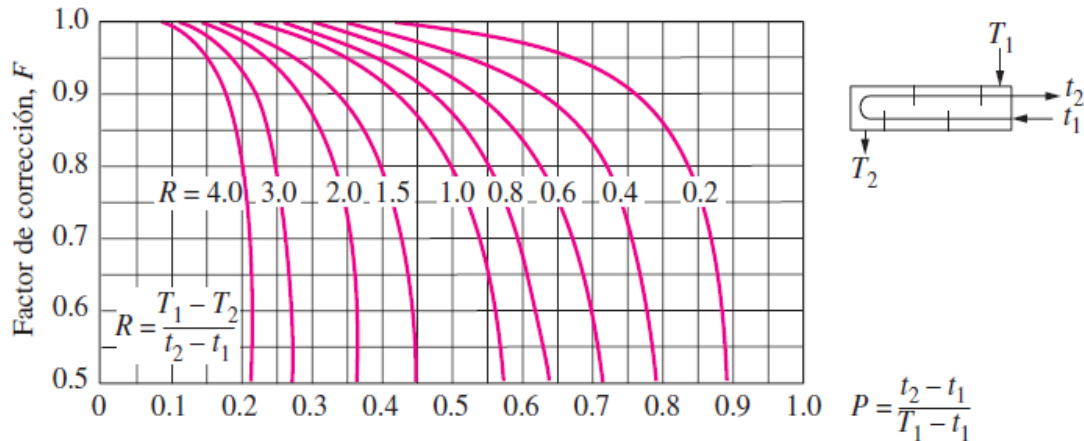
$$LMTD = \Delta T_{lm} = 32,99^{\circ}C$$

El factor F se obtiene de las siguientes gráficas. Un valor de $F < 0,8$ no es admisible por diseño, se debe calcular P y R según las ecuaciones:

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{(32 - 30)^\circ\text{C}}{(64 - 30)^\circ\text{C}} = 0,058$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{(64 - 64)^\circ\text{C}}{(32 - 30)^\circ\text{C}} = 0$$

Figura 3-29: Factor de conversión LMTD



a) Un paso por la coraza y 2, 4, 6, etc. (cualquier múltiplo de 2) pasos por los tubos

Con estos valores obtenemos un factor

$$F = 1$$

Verificando que corresponde a un fluido en condensación.

Quedando

$$MTD = F * LMTD = 1 * 32,99^\circ\text{C}$$

$$MTD = 32,99^\circ\text{C}$$

4.- Coeficientes de transferencia de calor U

El problema consiste en determinar el valor exacto de U . Este coeficiente depende de los fluidos en consideración y de la configuración del intercambiador el cual es función del área de intercambio.

En nuestro caso, calcular este valor en forma analítica resulta muy complejo, principalmente porque no contamos con los datos termodinámicos de los vapores de hexano (que además se encuentran mezclados junto con otros fluidos, principalmente aire). De lo que sí disponemos, son de valores recomendados que surgen de diseñadores de plantas de extracción por solvente, que fueron obtenidos a través de la práctica experimental y habiendo estudiados los fluidos en cuestión). Tengamos en cuenta, la parte del proceso correspondiente al tren atmosférico de una extracción tiene como objetivo condensar los vapores de hexano, ya que debe ventearse a la atmosfera, aire sin niveles de explosividad. Por lo tanto, los intercambiadores de casco y tubos son ampliamente utilizados, ya sea como condensadores (con el único fin de condensar hexano para separarlo del aire) o economizadores (para condensar hexano aprovechando su calor latente). Por otro lado, en todos los casos, el fluido refrigerante es agua, por su disponibilidad y costo.

Del curso de “Dimensionamiento de condensadores y economizadores de plantas de extracción por solvente” que brinda Héctor Autino, con gran experiencia en la industria aceitera, en un intercambio de calor entre agua y vapor de hexano, en el

cual se experimenta el cambio de estado de este último, con intercambiadores de casco y tubos, con un arreglo de diseño como el planteado, permiten adoptar valores de coeficientes globales de transferencia de calor que van de 110 a $140 \text{ W/m}^2\text{°C}$. Recordemos que este valor tiene su fundamento teórico, sin embargo tiene su consistencia en la práctica como se mencionó anteriormente, por lo tanto podemos asumir un error del 10%, que se absorbe con un sobredimensionamiento de la misma magnitud.

Según las recomendaciones del manual mencionadas anteriormente, para el intercambio de calor entre hidrocarburos livianos (caso del hexano) y el agua, empleando tubos de acero inoxidable de espesor estándar, podemos adoptar un valor de U de $130 \text{ W/m}^2\text{°C}$.

$$U = 130 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} * 0,86 \frac{\left[\frac{\text{kcal}}{\text{h}}\right]}{[\text{W}]} = 111,8 \left[\frac{\text{kcal/h}}{\text{m}^2\text{°C}}\right]$$

5.- Superficie necesaria.

La superficie de intercambio necesaria será:

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} = \frac{202134 \left[\frac{\text{kcal}}{\text{h}}\right]}{111,8 \left[\frac{\text{kcal/h}}{\text{m}^2\text{°C}}\right] 32,99[\text{°C}]}$$

$$A = 54,8 [\text{m}^2]$$

6.- Cálculo del diámetro del tubo, espesor y longitud.

El tamaño nominal de los tubos de un intercambiador de calor es el diámetro exterior en pulgadas, y los valores más comúnmente usados son $5/8$, $3/4$ y 1 pulgadas. Con longitudes que varían entre los $2,5\text{m}$ hasta los 6 m (generalmente los tubos se comercializan en dos medidas, 6 metros o 12 metros).

Los espesores de tubos están dados según ASTM, correspondientes para tubos con o sin costura, en acero inoxidable o acero al carbono, y se determinan por la presión de trabajo y el sobre espesor de corrosión.

La configuración de los tubos puede ser cuadrada, cuadrada girada 90° , o triangular. Las configuraciones cuadradas, permiten facilidad de limpieza. La triangular, sin embargo, permite alojar una mayor cantidad de tubos, tiene una mejor transferencia de calor. Dado que, en nuestro caso, por la carcasa circulan gases limpios que no generan incrustaciones, vamos a emplear la configuración triangular (ya que se prioriza la eficiencia del equipo en lugar de la facilidad de limpieza).

Figura 3-30: Separación de tubos recomendada

Diámetro del tubo	Separación entre tubos	Configuración
5/8	13/16	Triangular
5/8	7/8	Cuadrada
5/8	7/8	Cuadrada girada
3/4	15/16	Triangular
3/4	1	Triangular
3/4	1	Cuadrada
3/4	1	Cuadrada girada
1	1-1/4	Triangular
1	1-1/4	Cuadrada
1	1-1/4	Cuadrada girada

Siguiendo las recomendaciones de la norma TEMA, una primera aproximación de tubos a utilizar sería:

* Diámetro $\frac{3}{4}$ pulgada

* Separación triangular a 1 pulgada

* Largo 6 metros (aprovechamos la totalidad de la longitud del tubo, a sabiendas que generalmente se dispone de espacio sobre el extractor, que como vimos es un equipo de longitud grande, para montar un intercambiador)

7.- Tamaño del casco.

Siguiendo las recomendaciones de la norma TEMA, para un diámetro de tubo de $\frac{3}{4}$ de pulgada con separación de 1 pulgada y configuración triangular, la cantidad de tubos sería de 160 para una carcasa exterior de 14" y dos pasos.

Figura 3-31: Cantidad de tubos según pasos y diámetro de carcasa.

Tube-Count Table for 3/4-in. Tubes on 15/16-in. Triangular Pitch
Split-Ring Floating-Head Construction
(See Table 8-4 for other configurations)

Shell ID In.	Diam. of Outer Tube Limit - In.	Number of Tube Passes				
		1	2	4	6	8
8.07	6.821	38	32	26	24	18
10.02	8.770	62	56	47	42	36
12.00	10.750	109	98	36	82	80
13.25	12.000	127	114	96	90	86
15.25	14.000	170	160	140	136	128
17.25	16.000	239	224	194	188	178
19.25	18.000	301	282	252	244	234
21.00	19.250	361	342	314	306	290
23.25	21.500	442	420	386	378	364
25.00	23.375	531	506	458	446	434
27.00	25.375	637	602	550	536	524
29.00	27.375	721	692	640	629	594
31.00	29.375	847	822	766	722	720
33.00	31.375	974	938	872	852	826
35.00	33.375	1102	1068	1004	988	958
37.00	35.250	1220	1200	1144	1104	1078
39.00	37.250	1377	1330	1258	1248	1212
42.00	40.250	1611	1580	1498	1464	1456
44.00	42.250	1782	1738	1650	1624	1592
48.00	46.000	1965	1908	1834	1801	1766
52.00	50.000	2347	2273	2178	2152	2110
56.00	54.000	2704	2660	2556	2526	2489
60.00	58.000	3399	3343	3232	3195	3162

Con estos valores podemos comenzar un proceso iterativo de selección (jugando con la longitud del tubo) para aproximar el área necesaria de intercambio anteriormente calculada al área disponible por diseño.

El área de intercambio bajo esta configuración recomendada será, para una longitud de 4,8 metros (16 pies)

$$A_s = \pi D_o L N_t = \pi * \left(\frac{3}{4} [in] * 0,0254 \left[\frac{m}{in}\right]\right) * \left(16 [ft] * 0,3048 \left[\frac{m}{ft}\right]\right) * 160$$

$$A_s = 46,7 [m^2]$$

D_o : diametro exterior tubos L : largo tubos N_t : cantidad de tubos

Al ser menor, debemos aumentar el área de intercambio. Una solución es aumentar la longitud de los tubos a 6 metros (20 pies), como lo planteamos anteriormente para aprovechar la longitud total del tubo.

$$A_s = \pi * \left(\frac{3}{4} [in] * 0,0254 \left[\frac{m}{in} \right] \right) * \left(20 [ft] * 0,3048 \left[\frac{m}{ft} \right] \right) * 160$$

$$A_s = 58,4 [m^2]$$

El resultado obtenido es mayor al necesario (superficie necesaria = 54,8 m²). Recordando el grado de incertidumbre que tiene coeficiente de transferencia de calor U adoptado, podemos concluir que el área que se consigue con los tubos de 6 m de largo es adecuada para el correcto funcionamiento del equipo en las condiciones planteadas.

Capítulo 4. Conclusiones

A continuación, presentaremos una tabla resumen exponiendo los valores de diseño obtenidos y adoptados previamente en el cálculo del intercambiador de calor.

Tabla 4-1: Resumen especificaciones del intercambiador

Tipo de intercambiador	BJM		
Energía a disipar	$Q \left[\frac{kcal}{h} \right]$	202.134	
Coeficiente global de transferencia de calor	$U \left[\frac{kcal/h}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$	111,8	
Factor de corrección	F	1	Condensación
Diferencia media logarítmica de temperatura	$\Delta T_{ml} [^\circ C]$	32,99	
Área necesaria de intercambio	A [m ²]	54,8	
Diámetro de los tubos	D ₀ [mm]	19,05	3/4 in
Cantidad de tubos	N _T	160	
Longitud	L _T [m]	6	20 ft
Espesor	e [mm]	1	
Separación de los tubos	S _T [mm]	25,4	1 in
Área disponible de intercambio	A _s [m ²]	58,4	

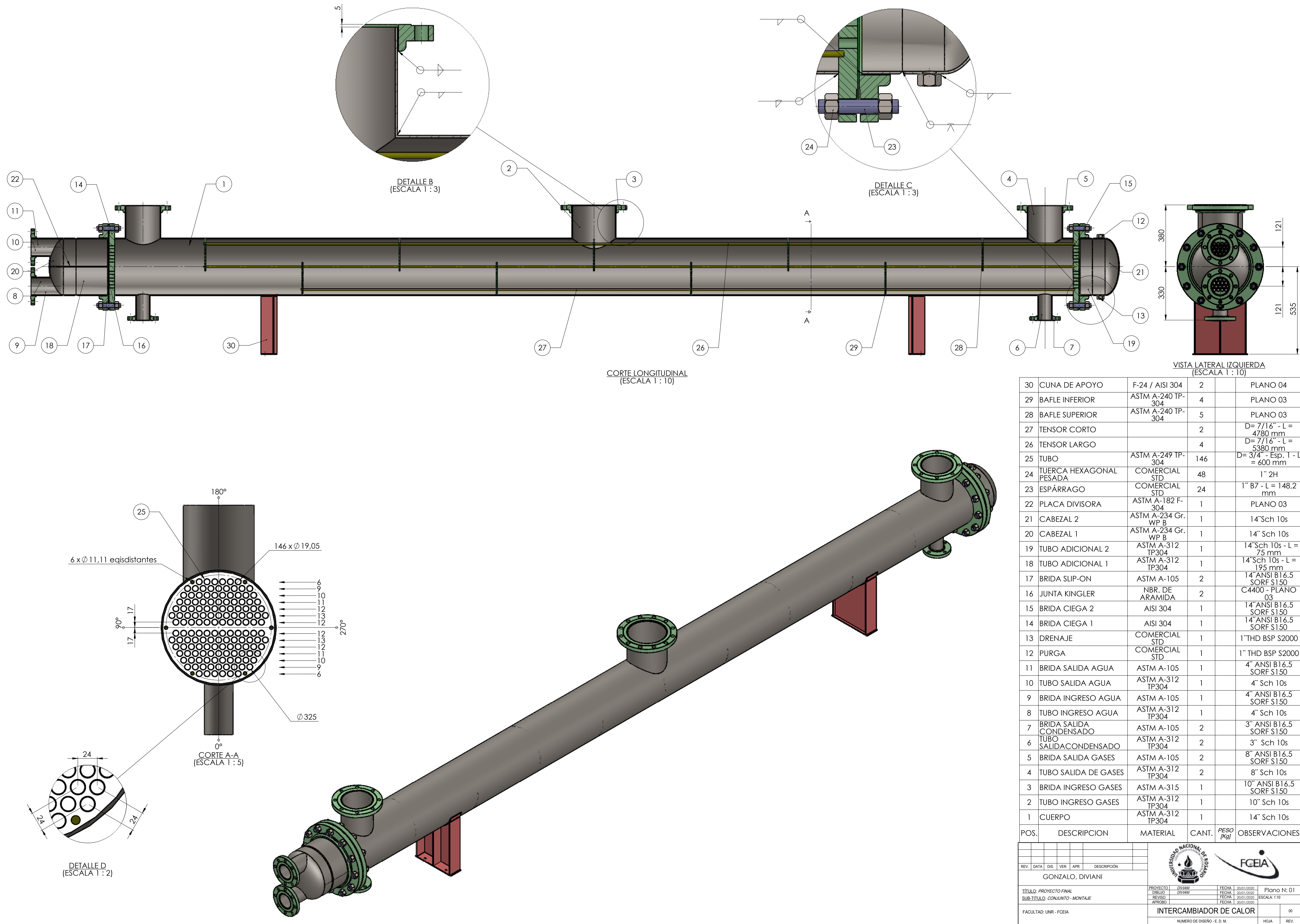
Como puede observarse, la cantidad de tubos que se indica en los planos de diseño es ligeramente superior al número calculado. Esto se debe a que, partiendo de un diámetro de carcasa estándar (que es un tubo con costura), debemos ajustar la cantidad de tubos que entran dentro del mismo, respetando las distancias que recomiendan las normas mencionadas. Muy pocas veces se da que la cantidad calculada coincide con la cantidad que entran dentro de una carcasa estándar, a menos que se utilice una chapa rolada al diámetro exacto, pero no es recomendable desde el punto de vista de calidad, ni económico. Podemos concluir que en el proceso siempre existirá hexano sin condensar que escape del intercambiador junto con el aire (flegmas). Este volumen, puede ser absorbido por el tren atmosférico de la planta de extracción (recordemos que el mismo extractor se encuentra deprimido, por lo tanto, el intercambiador, es un equipo que se conecta entre el extractor, y el tren atmosférico).

Bibliografía

- ASAGA. (Noviembre 2010 – Tomo XX – Vol. 4 – Año 20). Destilación y recuperación en la extracción por solvente de semillas oleaginosas. *Revista Tecnica A&G N° 81 - ACEITES & GRASAS* .
- ASAGA. (Noviembre 2016 – Tomo XXVI – Vol. 3 – Año 26). Actualización de la destilería en planta de extracción por solvente. *Revista Tecnica A&G N° 104* .
- ASAGA. (Noviembre 2014 – Tomo XXIV – Vol. 3 – Año 24). Contenido de proteínas de la semilla de soja. *Revista Tecnica A&G N° 96 - ACEITES & GRASAS* .
- AUTINO, H. (2003). *Curso de principios básicos del Proceso de Extracción por Solvente*. Rio Cuarto.
- AUTINO, H. (2010). Curso ampliado de Crushing de Soja . *Empresa Bunge Argentina* .
- AUTINO, H. (Agosto 2016). Curso avanzado sobre Cushing de Semillas Oleaginosas. *Fundamentos de la Extraccion por Solvente*.
- AUTINO, H. (Enero 2018). Dimensionamiento de condensadores y economizadores de plantas de extracción por solvente.
- AUTINO, H. (Marzo 2019). Balance de masa en destilación de planta de extracción de aceite por solvente.

Anexo: Planos Intercambiador de Calor

- PL01 - Plano Conjunto IT 35
- PL02 - Plano Carcasa IT 35
- PL01 - Plano Sección IT 35



POS.	DESCRIPCION	MATERIAL	CANT.	PESO [Kg]	OBSERVACIONES
30	CUNA DE APOYO	F-24 / AISI 304	2		PLANO 04
29	BAFLE INFERIOR	ASTM A-240 TP-304	4		PLANO 03
28	BAFLE SUPERIOR	ASTM A-240 TP-304	5		PLANO 03
27	TENSOR CORTO		2		D= 7/16" - L = 4780 mm
26	TENSOR LARGO		4		D= 7/16" - L = 5380 mm
25	TUBO	ASTM A-249 TP-304	146		D= 3/4" - Esp. 1 - L = 600 mm
24	TUERCA HEXAGONAL PESADA	COMERCIAL STD	48		1" 2H
23	ESPÁRRAGO	COMERCIAL STD	24		1" B7 - L = 148,2 mm
22	PLACA DIVISORA	ASTM A-182 F-304	1		PLANO 03
21	CABEZAL 2	ASTM A-234 Gr. WP B	1		14" Sch 10s
20	CABEZAL 1	ASTM A-234 Gr. WP B	1		14" Sch 10s
19	TUBO ADICIONAL 2	ASTM A-312 TP304	1		14" Sch 10s - L = 75 mm
18	TUBO ADICIONAL 1	ASTM A-312 TP304	1		14" Sch 10s - L = 195 mm
17	BRIDA SLIP-ON	ASTM A-105	2		14" ANSI B16.5 SORF S150
16	JUNTA KINGLER	NBR. DE ARAMIDA	2		C4400 - PLANO 03
15	BRIDA CIEGA 2	AISI 304	1		14" ANSI B16.5 SORF S150
14	BRIDA CIEGA 1	AISI 304	1		14" ANSI B16.5 SORF S150
13	DRENAJE	COMERCIAL STD	1		1" THD BSP S2000
12	PURGA	COMERCIAL STD	1		1" THD BSP S2000
11	BRIDA SALIDA AGUA	ASTM A-105	1		4" ANSI B16.5 SORF S150
10	TUBO SALIDA AGUA	ASTM A-312 TP304	1		4" Sch 10s
9	BRIDA INGRESO AGUA	ASTM A-105	1		4" ANSI B16.5 SORF S150
8	TUBO INGRESO AGUA	ASTM A-312 TP304	1		4" Sch 10s
7	BRIDA SALIDA CONDENSADO	ASTM A-105	2		3" ANSI B16.5 SORF S150
6	TUBO SALIDA CONDENSADO	ASTM A-312 TP304	2		3" Sch 10s
5	BRIDA SALIDA GASES	ASTM A-105	2		8" ANSI B16.5 SORF S150
4	TUBO SALIDA DE GASES	ASTM A-312 TP304	2		8" Sch 10s
3	BRIDA INGRESO GASES	ASTM A-315	1		10" ANSI B16.5 SORF S150
2	TUBO INGRESO GASES	ASTM A-312 TP304	1		10" Sch 10s
1	CUERPO	ASTM A-312 TP304	1		14" Sch 10s

REV.	DATA	DIS.	VER.	APR.	DESCRIPCION
					GONZALO, DIVIANI
TITULO: PROYECTO FINAL					
SUB-TITULO: CONJUNTO - MONTAJE					
FACULTAD: UNR - FCEIA					
PROYECTO	DIVIANI	FECHA	20/01/2020	Plano N: 01	
DIBUJO	DIVIANI	FECHA	20/01/2020	ESCALA: 1:10	
REVISO		FECHA	20/01/2020		
APROBO		FECHA	20/01/2020		
INTERCAMBIADOR DE CALOR					00
NUMERO DE DISEÑO - E. D. M.					HOJA
					REV.



7	BRIDA SALIDA SALIDA CONDENSADO	ASTM A-315	2		3" ANSI B16.5 SORF S150
5	BRIDA SALIDA DE GASES	ASTM A-315	2		8" ANSI B16.5 SORF S150
3	BRIDA INGRESO GASES	ASTM A-315	1		10" ANSI B16.5 SORF S150
1d	TUBO C/C 3" Sch 10s	ASTM A-312 TP304	1		
1c	TUBO C/C 8" Sch 10s	ASTM A-312 TP304	1		
1b	TUBO C/C 10" Sch 10s	ASTM A-312 TP304	1		
1a	TUBO C/C 14" Sch 10s	ASTM A-312 TP304	1		
POS	DESCRIPCION	MATERIAL	CANT.	PESO [kg]	OBSERVACIONES

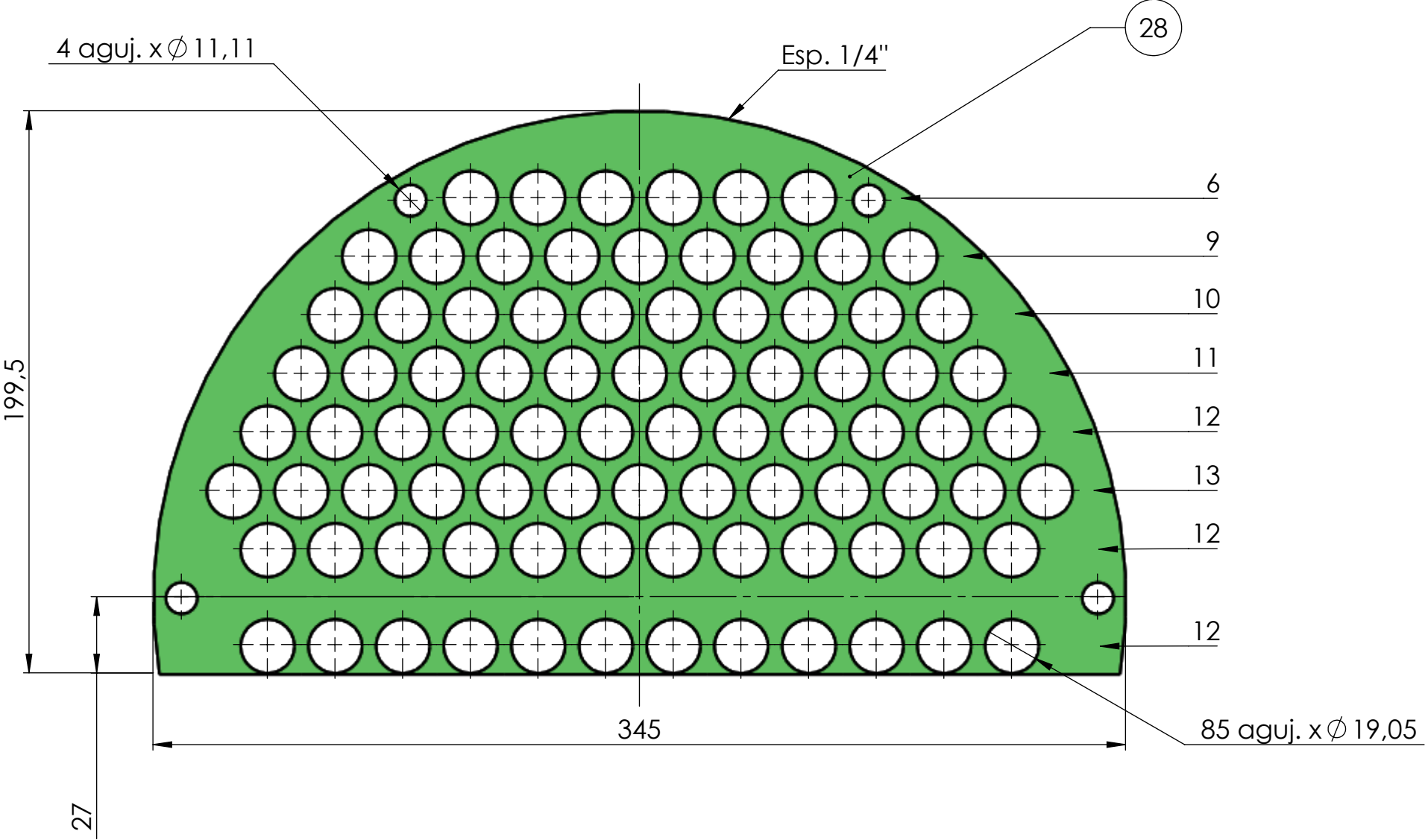
REV.	DATA	DIS.	VER.	APR.	DESCRIPCION	
DIVIANI, GONZALO						
TÍTULO: PROYECTO FINAL SUB-TÍTULO: CUERPO						
FACULTAD: UNR - FCEIA						



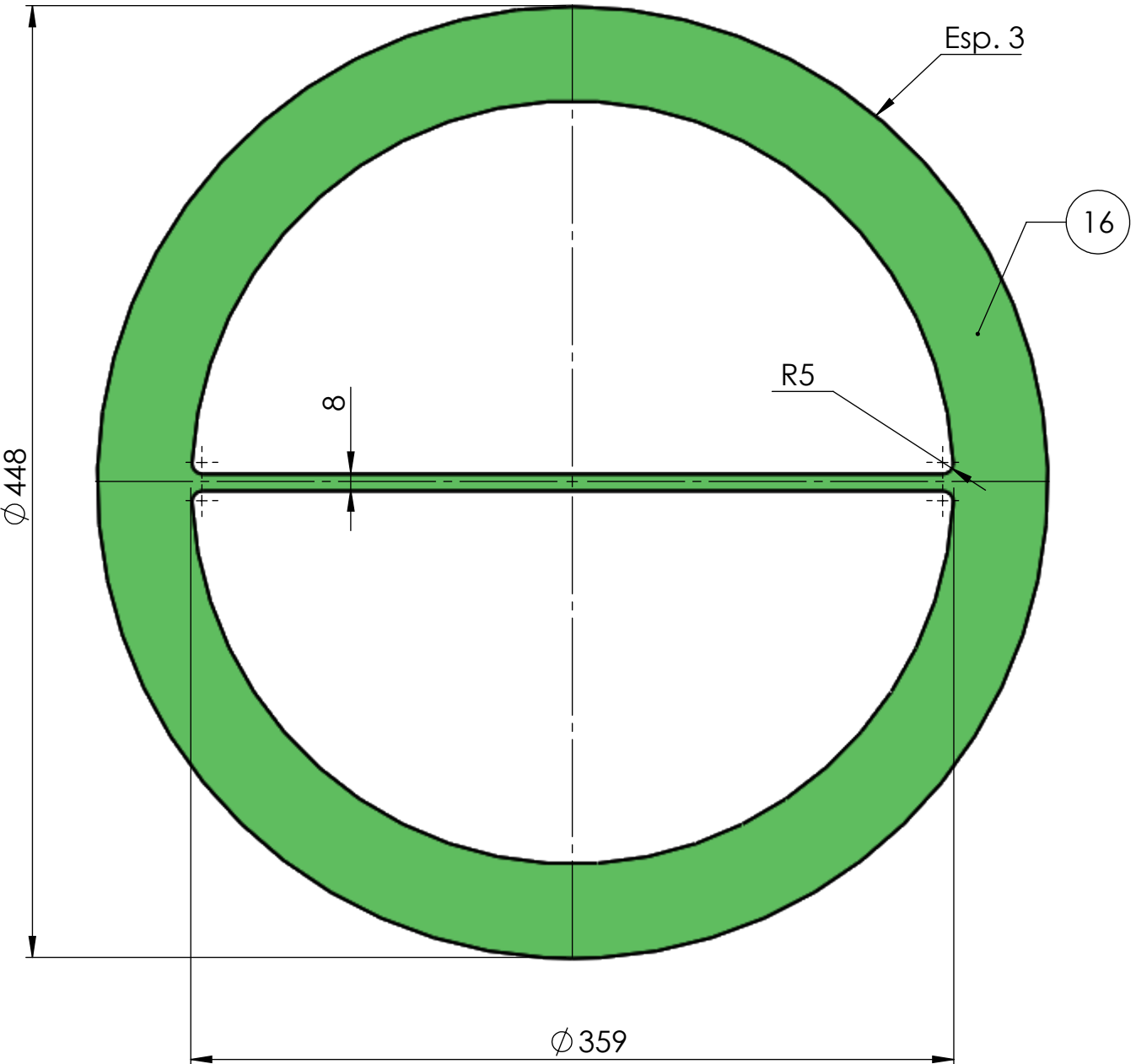

PROYECTO	DIVIANI	FECHA	20/01/2020	Plano N: 02
DIBUJO	DIVIANI	FECHA	20/01/2020	
REVISO		FECHA	20/01/2020	
APROBO		FECHA	20/01/2020	ESCALA: 1:2

INTERCAMBIADOR DE CALOR				00
NUMERO DE DISEÑO - E. D. M.			HOJA	REV.

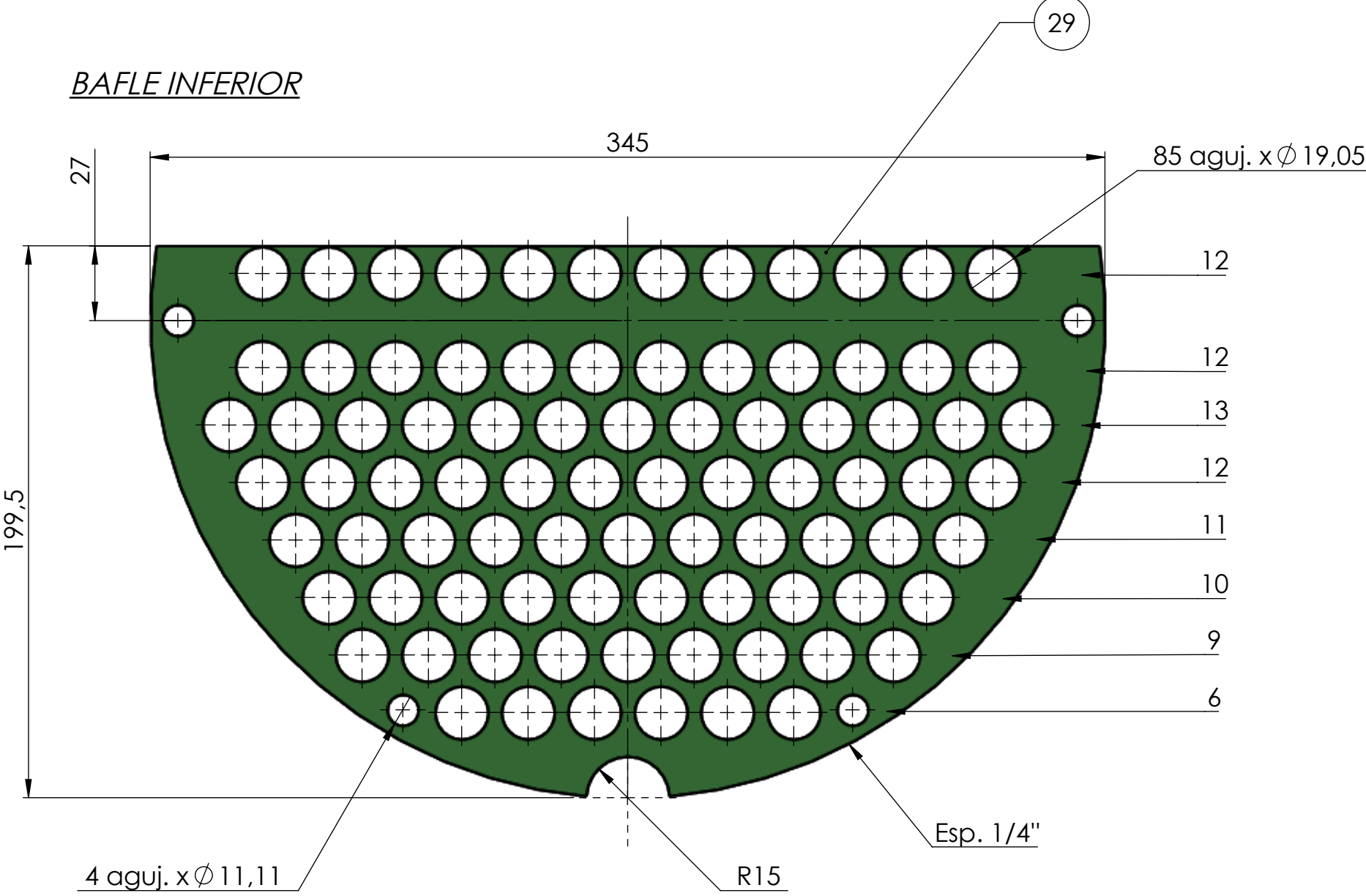
BAFLE SUPERIOR



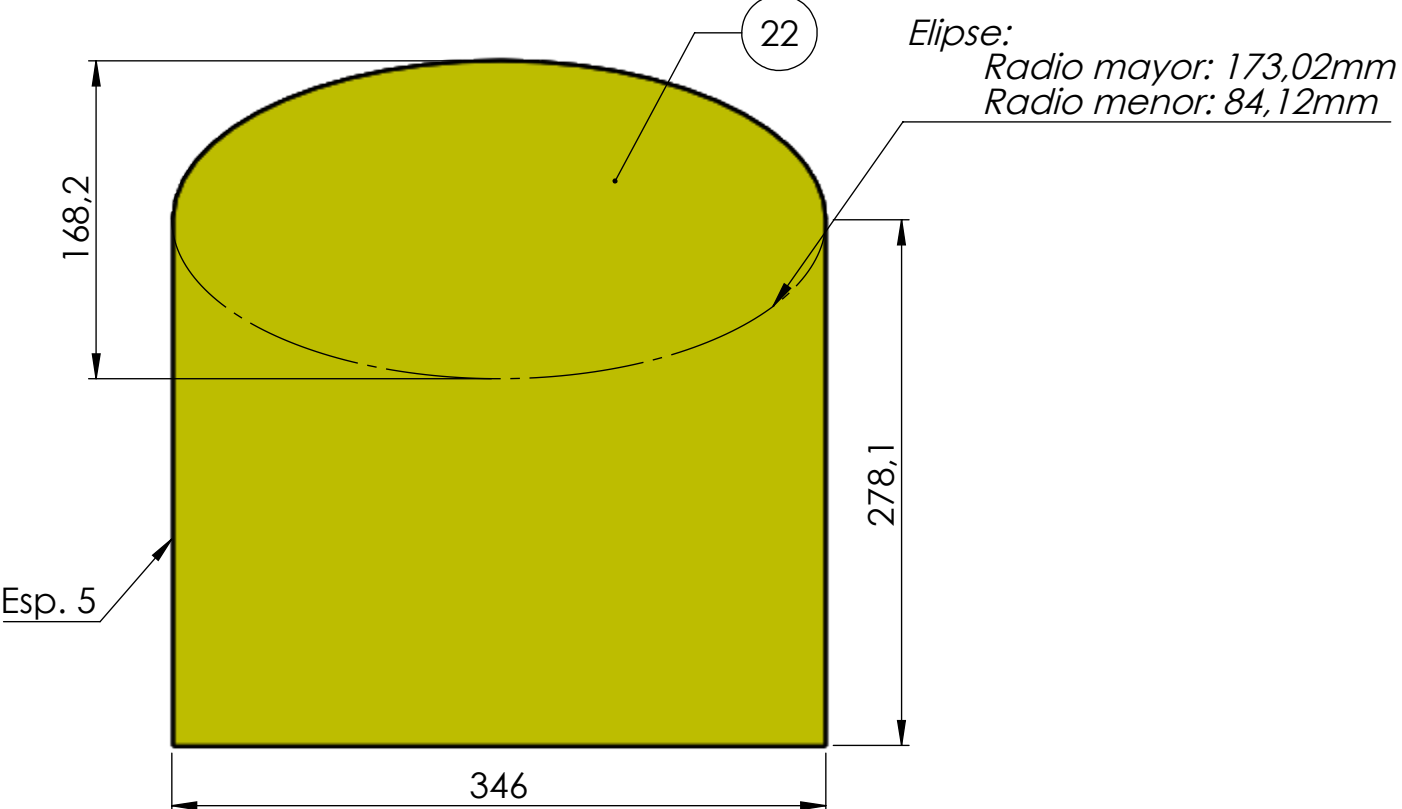
JUNTA KINGLER



BAFLE INFERIOR



PLACA DIVISORA



29	BAFLE INFERIOR	ASTM A-240 TP-304	4		
28	BAFLE SUPERIOR	ASTM A-240 TP-304	5		
22	PLACA DIVISORA	ASTM A-182 F-304	1		
16	JUNTA KLINGER	NBR. DE ARAMIDA	2		C4400
POS.	DESCRIPCION	MATERIAL	CANT.	PESO [Kg]	OBSERVACIONES

REV.	DATA	DIS.	VER.	APR.	DESCRIPCION				
DIVIANI, GONZALO									
TÍTULO: PROYECTO FINAL						PROYECTO	DIVIANI	FECHA	20/01/2020
SUB-TÍTULO: PIEZAS VARIAS						DIBUJO	DIVIANI	FECHA	20/01/2020
						REVISO		FECHA	20/01/2020
						APROBO		FECHA	20/01/2020
FACULTAD: UNR - FCEIA						INTERCAMBIADOR DE CALOR			
						NUMERO DE DISEÑO - E. D. M.			
						HOJA			
						REV.			