

UNIVERSIDAD CENTRAL "MARTA ABREU" DE LAS VILLAS

*Facultad de Química y Farmacia
Departamento de Ingeniería Química*

Trabajo de diploma



Título: Integración energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100 de la refinería "Camilo Cienfuegos"

Autor: Alexey Capote Suárez del Villar

Tutores: Mr. Rubén Espinosa

Mr. Dora Mendosa

Consultantes: Ing. Ramiro Rodríguez

Ing. Serguey Varela

VC
SANTA CLARA

2009

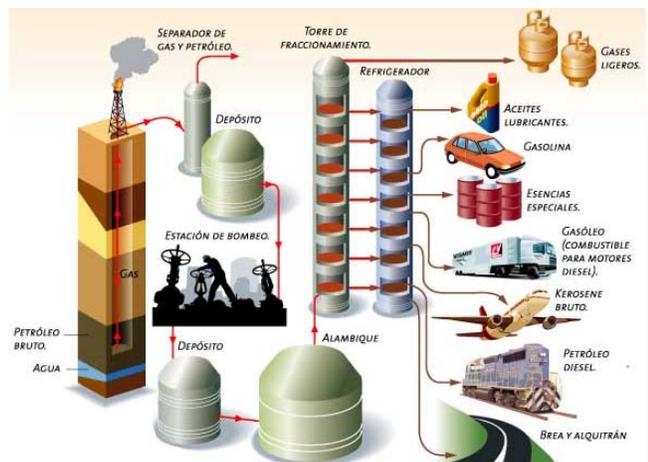
"Año del 50 aniversario del triunfo de la Revolución"

Trabajo de diploma

Integración energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100 de la refinería "Camilo Cienfuegos"

Alexey Capote Suárez del Villar





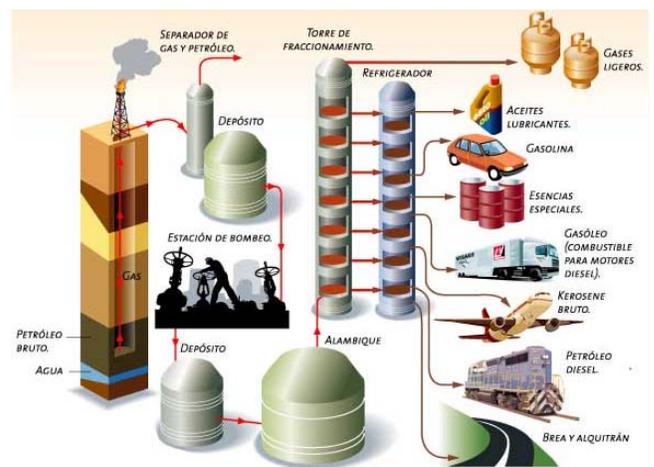
Pensamiento

Pensamiento

*Un buen científico es aquel que puede
unir su imaginación con la realidad
mediante el puente de la ciencia.*

Daniel A. Bernardin





Dedicatoria

Dedicatoria

❁❁ *A mis padres por toda esa ayuda que me han brindado*

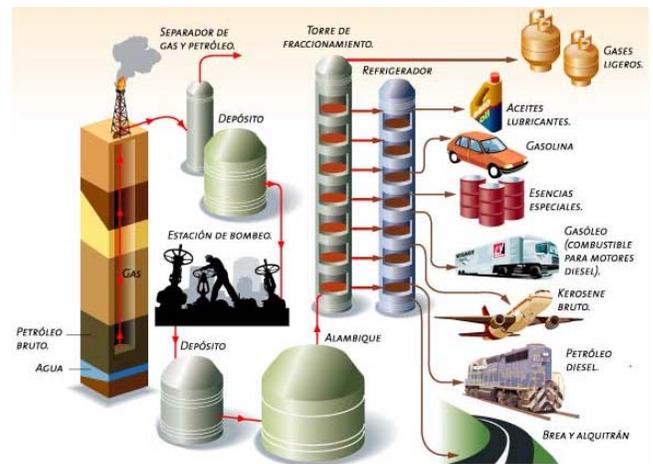
❁❁ *A mi abuela que la considero como otra madre*

❁❁ *A mi novia por darme el apoyo necesario*



Pero en especial

A la memoria de mis abuelos, que fue quien me impulso a llegar donde estoy.



Agradecimiento

Agradecimientos

La tesis es una carrera llena de obstáculos y esta se ha desarrollado satisfactoriamente gracias al apoyo constante de experiencias, memorias y consejos de personas que directa o indirectamente provocaron un buen desarrollo, personal y profesional, en dicha carrera, mi carrera.

Agradezco en primer lugar a mis padres y abuelos por impulsarme a tener una buena educación profesional y de buenos valores, los cuales siempre los tendré presentes en mi mente y corazón para que puedan sentirse orgullosos del hijo que Dios les mando.

A mi novia, por acompañarme en este sueño y apoyarme en cada momento de mi vida como estudiante, por estar ahí y creer en mí.

A mis amigos, en especial (Dani, Luiso y el Racio), por regalarme un poco de ustedes y permitirme compartir tantas cosas juntos. Me llevo conmigo felices recuerdos.

A todas aquellas personas que de alguna u otra forma me brindaron su amistad y sobretodo su confianza para que yo diera el gran salto al campo laboral.



Mis más sinceros agradecimientos a todas aquellas personas que hicieron posible la realización de este trabajo, especialmente:



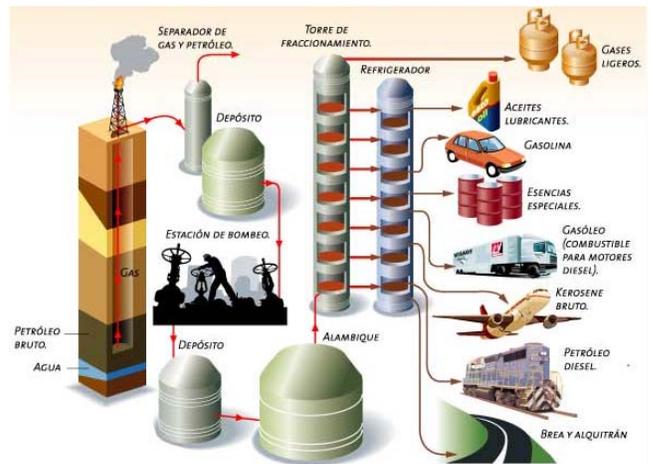
Al Mr. Rubén Espinosa y Dora Mendosa por su gran apoyo, paciencia, interés y sobretodo por haberme alentado a realizar esta investigación.



Al Mr. Luis Ernesto Arteaga, por su apoyo, recomendaciones e interés desde el inicio del trabajo.

Muchas Gracias





Resumen



Resumen

El método Pinch para la integración de procesos, ha sido desarrollado en los últimos años, con el objetivo de reducir los costos operacionales y totales en los procesos de la industria química. El principal objetivo de estas herramientas para este trabajo ha sido el reajuste de la red de intercambio térmico en el área de destilación atmosférica de la sección-100, con el propósito de lograr una mejora de la distribución de energía en el proceso.

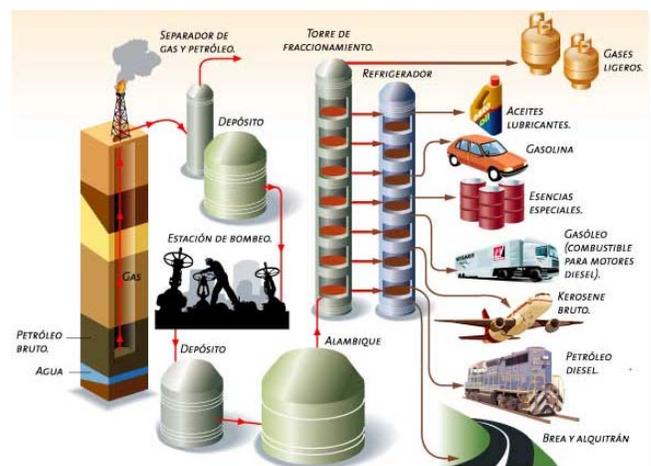
En el trabajo se lleva a cabo un análisis energético en el área de destilación atmosférica, como decíamos anteriormente el método se fundamenta en la tecnología Pinch, el cual fue utilizado en el análisis del sistema de calentamiento del crudo venezolano para las condiciones del diseño original y para las variantes analizadas actualmente, siendo una potente herramienta para la integración de procesos.

Los resultados obtenidos hacen posible un cambio sencillo en la operación de la red actual, donde asegura un ahorro en combustible de un 33% de lo que se consume en la actualidad. Mediante la red de intercambio de calor propuesta se logra disminuir los consumos de servicios auxiliares lo que tiene una influencia positiva en los costos del proceso.

Además se describe una estrategia de trabajo permitiéndole al usuario aplicar el Aspen Pinch a cualquier proceso de una forma sencilla y que le permita explotar todas las potencialidades que nos ofrece el software.

Palabras claves:

- Aspen Plus.
- Integración de Procesos.
- Método Pinch



Abstrat



Abstrat

Pinch method for the integration process has been developed in recent years, with the aim of reducing operational costs and the total chemical industry processes. The main objective of these tools for this work has been the realignment of the network of heat exchange in the atmospheric distillation of Section-100, with the aim of achieving an improvement in the distribution of energy in the process.

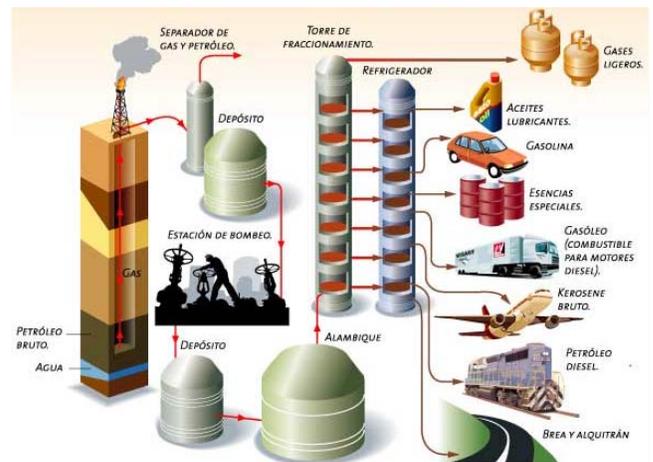
In the work carried out an energy analysis in the area of atmospheric distillation, as stated above the method is based on Pinch Technology, which was used in the analysis of the heating system of the Venezuelan crude to the terms of the original design and currently analyzing alternatives to being a powerful tool for integration of processes.

The results make possible a simple change in the operation of the network, which provides a fuel savings of 33% of what is consumed at present. Through the network of heat exchange is accomplished by reducing the proposed consumption of ancillary services that have a positive influence on the costs of the process.

It also describes a strategy of allowing the user to work the Aspen Pinch apply to any process in a simple and allowing it to exploit the full potential it offers us the software.

Keywords:

- Aspen Plus.
- Integration Process.
- Pinch Method.



Indices



<u>Contenido</u>	<u>Índices</u>
	<u>Página</u>
<u>Introducción</u>	<u>1</u>
<u>Capítulo I: Estado del arte</u>	
<u>1.1. La industria del petróleo</u>	<u>3</u>
1.1.1. Usos de los derivados del petróleo	<u>4</u>
1.1.2. Productos derivados del gas natural	<u>4</u>
1.1.3. Productos derivados de la destilación del petróleo	<u>5</u>
<u>1.2. Gestión energética</u>	<u>7</u>
1.2.1. Objetivos	<u>7</u>
1.2.2. Funciones	<u>8</u>
1.2.3. Estructura y medios	<u>8</u>
1.2.4. Análisis energético y exegético	<u>9</u>
<u>1.3. Diagnostico energético</u>	<u>10</u>
1.3.1. Definición	<u>10</u>
1.3.2. Objetivos	<u>10</u>
1.3.3. Actividades	<u>10</u>
1.3.4. Aspectos a diagnosticar	<u>11</u>
1.3.4.1. Operativo	<u>11</u>
1.3.4.2. Económico	<u>11</u>
1.3.4.3. Energéticos	<u>11</u>
1.3.5. Diagnostico de primer grado (DEM-1)	<u>12</u>
1.3.5.1. Información requerida para el diagnostico	<u>12</u>
1.3.5.1.1. Operativa	<u>12</u>
1.3.5.1.2. Energética	<u>12</u>



1.3.5.1.3. Economía ----- **12**

1.3.6. Diagnostico de segundo grado (DEM-2) ----- **13**

1.3.7. Diagnostico de tercer grado (DEM-3) ----- **13**

1.4. Integración de procesos ----- 14

1.4.1. Antecedentes. ----- **14**

1.4.2. La Integración de Procesos en la minimización del consumo energético. ---- **15**

1.4.3. Bases de la tecnología Pinch ----- **16**

1.4.4. Definición de la Tecnología Pinch ----- **16**

1.4.5. Principios del Análisis Pinch ----- **17**

1.4.6. Objetivos del Análisis Pinch ----- **17**

1.4.7. Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento ----- **17**

1.4.8. Construcción de Curvas compuestas ----- **18**

1.4.9. El punto Pinch ----- **21**

1.4.9.1. Algoritmo de la Tabla Problema ----- **22**

1.4.10. Mínimo número de intercambiadores ----- **23**

1.4.11. Diseño de la red de intercambio de calor ----- **23**

1.4.12. Ventajas y desventajas de la integración y procesos. ----- **25**

1.4.13. Importancia de la Simulación en ingeniería ----- **26**

Conclusiones Parciales ----- **27**

**Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación
atmosférica de la Sección-100**



2.1. Auditoria Energética ----- 28

2.2. Definición de la estructura de consumo ----- 28

2.3. Inspección Visual (DEN 1) ----- 30

**2.4. Análisis de la red de intercambio de calor en el área de transferencia de
calor ----- 30**



2.5. Caracterización del sistema de transferencia de calor en el área de destilación atmosférica de la Sección -100 ----- **31**

2.6. Análisis del diagrama de rejilla actual en el área de destilación atmosférica de la Sección-100 de la refinería “Camilo Cienfuegos” ----- **34**

2.7. Determinación del mínimo número de equipos más probables en el área de destilación atmosférica de la sección-100 ----- **36**

Conclusiones Parciales **37**

Capítulo III: Alternativas y análisis de la factibilidad
técnico-económico



3.1. Generalidades ----- **38**

3.2. Definición de alternativas ----- **39**

 3.2.1. Análisis de los resultados que nos brinda la red de intercambio ----- **41**

3.3. Análisis de intercambio térmico para cada horno ----- **42**

 3.3.1. Balance de energía en el horno F-101 (T-101) ----- **42**

 3.3.2. Balance de energía en el horno F-101 (T-102) ----- **43**

3.4. Análisis económico para cada alternativa ----- **45**

 3.4.1. Análisis de los resultados desde el punto de vista económico ----- **45**

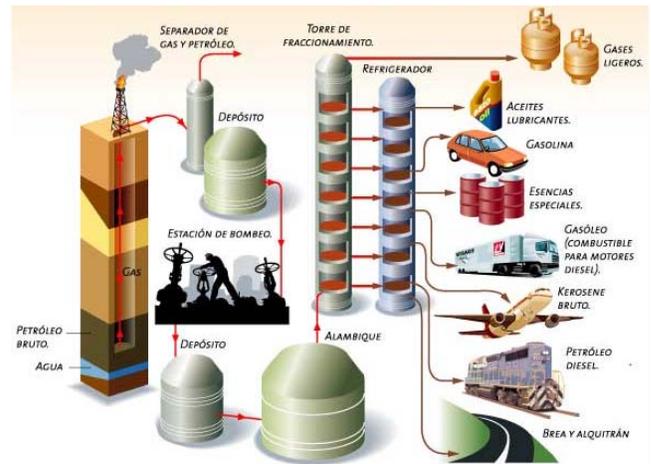
Conclusiones Parciales **46**

Conclusiones generales ----- **47**

Recomendaciones ----- **48**

Bibliografías ----- **49**

Anexos



Introducción



Introducción

Un rasgo característico en la industria moderna es el deseo de los fabricantes de intensificar los procesos productivos con vista a lograr con menores costos de producción artículos o productos de primera calidad. En el caso específico de Cuba, país en vías de desarrollo, estos deseos han sido plasmados en los documentos del Partido Comunista de Cuba (PCC) en diferentes etapas de nuestro proceso revolucionario. Por otro lado en el desarrollo de la industria se prevé un papel importante al crecimiento de eficiencia empresarial, lo que en la industria de procesos químicos está íntimamente vinculado al perfeccionamiento de la efectividad de cada proceso tecnológico. Es necesario además aprovechar las posibilidades que brindan las capacidades industriales instaladas y otras posibilidades productivas, instalaciones, equipos y otros medios no utilizados plenamente. Los cambios ocurridos en el otro campo socialista obligan a buscar nuevas alternativas de materias primas para nuestras industrias, como es el caso de la industria petrolera.

Las crisis energéticas de los años 70 despertaron la preocupación acerca de la duración de los recursos energéticos que abastecían al mundo, poniendo interrogantes sobre cuál podría ser el futuro de la sociedad humana, las fuentes energéticas que la sostendrían y las perspectivas de crecimiento económico.

La Integración de Procesos se ha convertido en una herramienta muy útil para disminuir los consumos de energía, los vertimientos de residuales contaminantes al medio ambiente en los procesos. Para ello se usan avanzadas herramientas analíticas para identificar las posibilidades de reducir el consumo energético y de residuales en facilidades industriales y alcanzar significativos ahorros en costos y utilidades.

Las herramientas de análisis de procesos desarrolladas con la integración de procesos, son técnicas de diseño genéricas, sistemáticas y de uso sencillo, tienen como base el tratamiento de programación matemática, se trabaja con funciones objetivos, modelos matemáticos y el tratamiento termodinámico en el cual se encuentra el análisis de Pellizco, específico para los estudios energéticos.

Encontrar una solución que minimice los consumos de energía que se emplean en el proceso de producción de petróleo, ha sido siempre una prioridad de los especialistas en este sector y en particular en la industria del petróleo.





En estudios realizados en nuestro país en la industria del petróleo, se han utilizado varias herramientas para llevar a cabo estos objetivos. La aplicación de las mismas han tenido consigo varias limitantes, entre ellas: que se ha utilizado la aplicación manual para el análisis de las redes de intercambio, el uso de programas académicos y el uso de software menos poderoso que el Aspen, para lograr los objetivos propuestos en el análisis energético dentro de esta industria.

Por estas consideraciones determinamos el siguiente problema científico:

La refinería “Camilo Cienfuegos” fue creada por la antigua Unión Soviética, al cabo de los años se han hecho una serie de cambios en las redes de intercambio térmico en el área de destilación atmosférica de la sección 100 con el objetivo de adaptarlas a las nuevas condiciones operacionales, por lo que resulta necesario realizar un chequeo energético de la misma.

Con el propósito de solucionar el problema científico se plantea como hipótesis del trabajo:

Mediante la aplicación de un método de integración energética utilizando el software Aspen Plus es posible obtener una mayor efectividad, eficiencia y rapidez en el análisis de las redes de intercambio térmico en el área de destilación atmosférica de la sección-100 de la refinería “Camilo Cienfuegos”

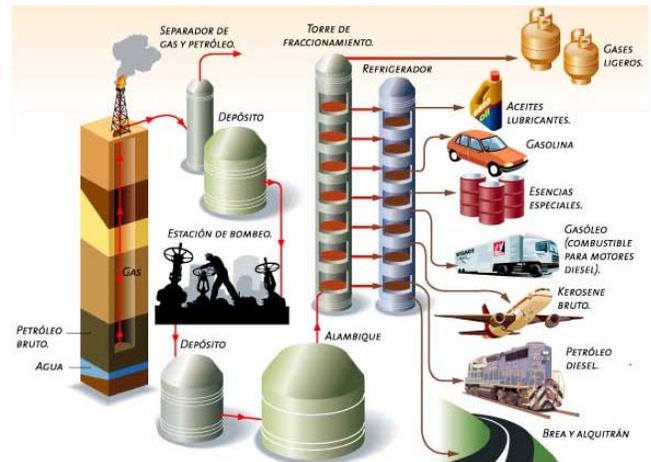
En correspondencia con el problema científico planteado, el objetivo general de la investigación es:

Determinar si la red de intercambio térmico del área antes mencionada está correctamente colocada, mediante métodos de punta (Pinch), logrando así un análisis más detallado de las modificaciones efectuadas dentro de la empresa.

Para validar la hipótesis y resolver el problema científico planteado, los objetivos específicos del trabajo son:

1. Realización de un estudio del arte sobre el tema.
2. Elaboración de una integración energética eficiente utilizando métodos de punta (Pinch), así como una gestión energética eficiente con vista a reducir los consumos energéticos actuales.
3. Plantear escenarios que produzcan un mejor uso y distribución de la energía térmica en el proceso y que sea factible técnica –económicamente.





Capítulo I



1. Estado del arte

1.1. La industria del petróleo

La mayor demanda de productos derivados del petróleo dio lugar a la creación de una de las más grandes y poderosas industrias modernas. Estas grandes empresas como Exxon, Royal Dutch-Shell, British Petroleum (BP), etc., no sólo buscan y perforan los pozos, también transportan el crudo, lo refinan, distribuyen los productos en redes de gasolineras y, además crean toda una industria química basada en el petróleo. Es lógico que durante muchos años, y aún en la actualidad, la nómina de mayores empresas del mundo esté dominada por un pequeño grupo de petroleras. En el caso español este papel lo cumple Repsol (**Enciclopedia interactiva Salvat**).

La industria petroquímica nació tras la I Guerra Mundial en EE.UU. Hasta ese momento, los trabajos de química orgánica, que necesitaban una fuente abundante y barata de carbono, habían recurrido al alquitrán de hulla. Pero en esta época se hace evidente que el petróleo es aún más aprovechable y más barato.

La industria petroquímica desarrolló productos cada vez más interesantes. En 1920 la Standard Oil consiguió producir el alcohol isopropílico, del que después se podían lograr acetona y otros disolventes. Años más tarde se logró fabricar un anticongelante muy útil en la industria de la automoción, el etilenglicol. También otro producto nuevo dependía del petróleo para su fabricación, el plástico, en sus diversas variedades.

En esta línea de desarrollo los EE.UU. producían en 1940 más de un millón de toneladas de sustancias derivadas del petróleo. Según se fue asentando la industria del petróleo, los nuevos combustibles fueron ganando importancia frente al carbón. En los años 50 el grueso de la producción de la industria del refino no era el queroseno para lámparas, sino la gasolina y el fuel-oil, que eran los que abastecían a la industria del transporte y la producción de calor y energía eléctrica (**Enciclopedia interactiva Salvat**).





1.1.1. Usos de los derivados del petróleo

Para su estudio, los productos derivados del petróleo se pueden agrupar en tres apartados según su obtención:

- a) Productos derivados del gas natural
- b) Productos derivados de la destilación del petróleo
- c) Productos derivados de las transformaciones petroquímicas

1.1.2. Productos derivados del gas natural

El gas natural que acompaña al petróleo en su yacimiento sólo contiene los alcanos más volátiles (los de bajo peso molecular). Está constituido sobre todo por metano y cantidades progresivamente menores de etano, propano y alcanos superiores. Además, posee 1-3% de nitrógeno, algo de CO₂, SH₂ y helio.

La fracción propano/butano se separa de los componentes más volátiles del gas natural por licuación, se comprime en cilindros y se vende como gas licuado en áreas que no tienen gas del alumbrado (**Asimov, 1982**).

La presencia relativamente abundante de azufre es económicamente interesante, pero provoca una intensa corrosión de las canalizaciones, por lo que deben construirse con aceros especiales.

El poder calorífico del gas natural se halla entre 9000 y 12000 kcal/m³ (claramente mayor que el gas de coque obtenido por destilación de la hulla, que es de 6500 a 7000 Kcal/m³).

La creciente demanda junto con un coste de producción sensiblemente inferior al de la hulla o petróleo, dieron el impulso para que sea la energía del futuro, a lo que han contribuido también la mejora en la red de gasoductos y el desarrollo de técnicas de licuefacción (**Asimov, 1982**).





1.1.3. Productos derivados de la destilación del petróleo

- *Gasolina ligera*: Destilada a partir del petróleo crudo, debe separarse del butano y del propano, y luego neutralizar los compuestos sulfurados malolientes y corrosivos con ayuda de un catalizador y de un reactivo adecuado.
- *Gasolina pesada*: Debe ser reformada para hacerla apta como combustible en motores de explosión. Esta operación se efectúa en presencia de un catalizador de platino a 500°C y a una presión de 35 Kg/cm². El proceso se llama reformación catalítica y convierte a los alcanos y los cicloalcanos procedentes de la destilación del petróleo en HC aromáticos, contribuyendo a proveer materias primas para la síntesis en gran escala de otra amplia gama de compuestos.

Esta reacción va acompañada de otras, principalmente de desulfuración, y da lugar a una gasolina de alto índice de octano, útil como combustible para los motores de alto grado de compresión.

- *Gasolina de aviación*: Se obtiene por síntesis a partir de hidrocarburos gaseosos. Esta operación, conocida con el nombre de alquilación, utiliza el ácido fluorhídrico como catalizador. La calidad final de los carburantes es mejorada mediante la incorporación de plomo tetraetilo, que le confiere el índice de octano deseado y actúa como antidetonante, aunque en la actualidad se sustituye por otros compuestos menos tóxicos y contaminantes.
- *Petróleo lampante o queroseno*: durante muchos años fue el único producto obtenido por destilación del petróleo. Era utilizado en los quinqués y lámparas de mecha, antes de que fuera reemplazado por el alumbrado eléctrico. Sirve igualmente como combustible para ciertas estufas.

Los querosenos no tratados contiene HC aromáticos que los hacen fuliginosos y deben ser sometidos a un refino especial con ácido sulfúrico, anhídrido sulfuroso o cualquier procedimiento de desaromatización. Actualmente, se emplea en la preparación de carburantes para los motores de reacción.

- *Gas-oil o gasóleo*: Es el carburante propio para motores diesel rápidos. Debe ser desulfurado por hidrogenación catalítica. Puede ser sometido a una operación de cracking a 500°C en presencia de un catalizador de cobalto/molibdeno, proceso del que se obtienen gasolinas de excelente calidad.





Capítulo I: Estado del arte

- *Fuel-oil industrial o mazut:* Son los residuos pesados de la destilación. Son utilizados para calefacción doméstica o industrial.
- *Aceites, parafinas y betunes:* Proviene de una destilación al vacío del residuo de la primera destilación y del desasfaltado de este residuo al vacío. Estas materias deben ser tratadas con la ayuda de un disolvente (fenol o furfuro), para extraer de ellas los compuestos inestables y aromáticos, desparafinados luego por filtración a -20°C por arcillas absorbentes. Los betunes, utilizados para el revestimiento de las carreteras o tejados, se obtienen como residuo o subproducto de la destilación al vacío, previa reincorporación de asfalto precipitado mediante propano, que hace de disolvente.
- *Coque del petróleo:* Algunas refinerías amplían incluso la separación de los productos brutos hasta la obtención del llamado coque, empleado en la fabricación de elastómeros, colorantes y electrodos.
- *Combustible para motores:* Tetraetilo de plomo, sustancia que confería a la gasolina condiciones antidetonantes, es decir, retarda la ignición espontánea de la mezcla sometida a presión. Además se debía añadir a su vez bromuro etílico, ya que permitía que el plomo se evaporara tras la combustión y no dañara el motor. El hidrocarburo más antidetonante, es decir, el que mayor resistencia tiene a quemarse bajo presión, es el conocido como isooctano. De esta forma, dependiendo de la capacidad antidetonante de una mezcla concreta se le otorga un número que lo pone en relación con el octano; según esta proporción, una gasolina con número de octano 97 es utilizable en motores cuya compresión es mucho más alta que los que utilizan gasolina del tipo 92 octanos. Lo mismo se puede decir de la gasolina utilizada comúnmente en los aviones propulsados con motores de pistón, que suelen utilizar una gasolina altamente antidetonante con un índice octano de 100.

Por contra, en los combustibles diesel, en los que la mezcla se inflama por la compresión dentro del cilindro y no por la chispa de una bujía, es esencial una mezcla de hidrocarburos que no retrasen la ignición espontánea, tomando como referencia otro hidrocarburo, el ceteno, del que sale el número ceteno para los combustibles diesel, o gasoil (**Asimov, 1982**).





1.2. Gestión energética

La gestión energética puede concebirse como un esfuerzo organizado y estructurado para conseguir la máxima eficiencia en el suministro, conversión y utilización de los recursos energéticos. Esto es, lograr un uso más racional de la energía, que permita reducir el consumo de la misma sin perjuicio de la comodidad, productividad, calidad de los servicios y, de un modo general, sin reducir el nivel de vida. Puede considerarse como el mejor de los caminos para conseguir los objetivos de conservación de energía y medio ambiente, tanto desde el punto de vista de la propia empresa como en el nivel nacional.

En la medida que la situación energética se deteriora y con la globalización de la economía, se hace patente la necesidad de que la energía sea considerada como un factor de costos que requiere especial atención. En la mayoría de las empresas, y en especial en aquellas en las que el costo energético representa un porcentaje importante de los costos de producción o explotación, cabe plantearse un sistema de gestión energética, conducente a una optimización en el uso eficiente de la energía, justificado por su rentabilidad en la reducción de los costos energéticos.

La dificultad que se puede presentar para la implantación de una gestión energética suele ser, en general, la insuficiente especialización del personal técnico en el área de termoenergética (Jaramillo, 1999).

1.2.1 Objetivos

El objetivo fundamental de la gestión energética es sacar el mayor aprovechamiento posible a las cantidades de energía que la empresa necesita.

Dentro de esta idea general, los objetivos a plantearse pueden ser:

- ✚ Optimizar la calidad de las energías disponibles. No siempre es más idóneo adquirir las energías de mejor calidad. Para cada uso habrá una calidad de energía óptima.
- ✚ Mantener e incluso aumentar la producción, reduciendo el consumo de energía. Es necesario demostrar que la producción de los procesos y servicios puede mantenerse, e incluso aumentarse reduciendo el consumo y costo de la energía.
- ✚ Conseguir, de modo inmediato, los ahorros que no requieren inversión apreciable. Demostrar que existen importantes posibilidades de ahorros energéticos.
- ✚ Lograr los ahorros posibles con inversiones rentables. Demostrar que se pueden acometer importantes mejoras, que se paguen con el ahorro que ellas generan.





- ✚ Demostrar que se puede ahorrar energía sin necesidad de culpar a ineficiencias o incapacidades de situaciones anteriores. Si no se cuida permanentemente este aspecto, puede fracasar cualquier plan de ahorro de energía (**Jaramillo, 1999**).

1.2.2. Funciones

Para poder alcanzar los objetivos anteriormente establecidos, el sistema de gestión habrá de responder a unas determinadas funciones, que tendrán que implantarse en relación con los servicios de la empresa. En un sentido amplio pueden ser:

- *Aprovisionamiento*: Comprende la elección de la fuente de energía, las negociaciones con los proveedores y el control de los suministros, almacenamiento y distribución.
- *Análisis energético y exergéticos*: Cabe establecer dos tipos de análisis energético, uno de control de consumo y otro de auditoría o diagnóstico. Lo primero que se necesita para establecer un plan de ahorro de energía es saber qué, cómo, dónde y cuánto se consume. Para ello es necesario implantar un sistema de contabilidad energética que permita conocer los consumos de cada fuente de energía en cada uno de los centros de consumo.

Para conocer la situación energética de los diferentes equipos y operaciones básicas, es necesario realizar una auditoría energética en profundidad que nos permita conocer los consumos instantáneos, pérdidas por radiación, pérdidas por efluentes, rendimientos energéticos y exergéticos, estado de los equipos y las posibles medidas para mejorarlos (**Jaramillo, 1999**).

1.2.3. Estructura y medios

Para poder efectuar una gestión energética eficaz es necesario implantar un “servicio de energía”, que por otra parte no debe cambiar la organización de la empresa, sino que ha de establecerse una estructura paralela mínima que se ocupe de la gestión energética.

La estructura idónea puede ser la creación de un comité de ahorro de energía, presidido por el director o gerente de la empresa o persona en quien delegue, y del que forme parte un coordinador de energía y miembros de producción, mantenimiento, ingeniería, administración y control de calidad y asesor externo.

El coordinador o gerente de energía será el encargado de mantener la gestión energética siguiendo las directrices del comité, colaborar en todos los proyectos que implique la energía, dirigir los estudios de análisis, elaborar el plan de ahorro, definir los programas de acción y controlar los mismos.





Para poder realizar las funciones atribuidas serán necesarias medidas de estudio, control, ensayo, mantenimiento, asistencia técnica y capacitación (**Jaramillo, 1999**).

1.2.4. Análisis energético y exegético

Existe una explosión de la utilización de los métodos termodinámicos de análisis de procesos en las diferentes ramas de la industria moderna en la última década. La necesidad de su utilización se ha establecido para poder encontrar una magnitud equivalente entre los distintos tipos de energía que en forma combinada usan los centros industriales y de servicios. Sin esta magnitud equivalente sería imposible evaluar correctamente los costos de las diferentes corrientes energéticas y de sus pérdidas, aspecto imprescindible en la evaluación económica de inversiones para el ahorro y conservación de la energía y el establecimiento de programas para la reducción de los costos energéticos. La calidad de la energía, disponibilidad o exergía, como se le denomina a esta propiedad termodinámica que no depende del tipo de corriente energética que la porte, permite además evaluar un nuevo tipo de pérdidas energéticas no distinguida hasta el momento por los tradicionales métodos de análisis aplicando el primer principio de la termodinámica, donde la cantidad de la energía es invariable y no se mide la pérdida de su capacidad o valor de uso. Un sistema técnico de transformación de la materia, de transformación de la energía o aquel que involucre a ambos será eficiente energéticamente no sólo porque gaste poca cantidad de energía, sino porque utilice la energía de la calidad necesaria y no destruya innecesariamente la disponibilidad de realizar trabajo de una corriente energética dada, incrementando la contaminación ambiental y elevando sus costos energéticos. Esta propiedad de la energía, no tomada en cuenta muchas veces en el diseño de los sistemas energéticos de la pasada década, abre también nuevas oportunidades de perfeccionamiento y mejoramiento de la eficiencia energética y de la optimización de los procesos, agregando a las medidas de conservación de la cantidad de la energía conocidas, nuevos conceptos y medidas para la disminución de las pérdidas de su calidad, lo que requiere de métodos y procedimientos de evaluación particulares basados fundamentalmente en las consecuencias del segundo principio de la termodinámica. Hoy los métodos exergéticos y termoeconómicos de análisis se emplean con frecuencia y efectividad para la optimización de parámetros de funcionamiento, la identificación de potenciales económicos de ahorro, la evaluación de diferentes variantes de inversiones o alternativas de solución de un problema energético y el diseño de equipos termoenergéticos. La solución de problemas tales como la diferenciación cuantitativa de las pérdidas de calidad de la energía en recuperables y no





recuperables y el desarrollo de tecnologías para la recuperación de las pérdidas de la disponibilidad de la energía, deben convertir en el próximo siglo a esta propiedad de la energía en una herramienta de explotación muy útil para optimizar la operación, diagnosticar operacionalmente el mantenimiento y monitorear con mucha más efectividad el uso adecuado de la energía (Jaramillo, 1999).

1.3. Diagnostico energético

1.3.1. Definición

Es la aplicación de un conjunto de técnicas que permite determinar el grado de eficiencia con la que es utilizada la energía. Consiste en el estudio de todas las formas y fuentes de energía, por medio de un análisis crítico en una instalación consumidora de energía, para así establecer el punto de partida para la implementación y control de un Programa de Ahorro de Energía, ya que se determina dónde y cómo es utilizada la misma, además de especificar cuanta es desperdiciada (<http://www.energia.inf.cu/iee-mep/Document/FIDE1.pdf>).

1.3.2. Objetivo

- ✚ Establecer metas de ahorro de energía.
- ✚ Diseñar y aplicar un sistema integral para el ahorro de energía.
- ✚ Evaluar técnica y económicamente las medidas de conservación y ahorro de energía.
- ✚ Disminuir el consumo de energía, sin afectar los niveles de producción.

1.3.3. Actividades

Para determinar la eficiencia con la que es utilizada la energía, se requiere realizar diversas actividades, entre las que se pueden mencionar:

- ✚ Medir los distintos flujos energéticos.
- ✚ Registrar las condiciones de operación de equipos, instalaciones y procesos.
- ✚ Efectuar balances de materia y energía.
- ✚ Calcular índices energéticos o de productividad, energéticos reales, y actualizar los de diseño.
- ✚ Determinar potenciales de ahorro.
- ✚ Darle seguimiento al Programa mediante la aplicación de listas de verificación de oportunidades de conservación y ahorro de energía.





La inclusión de los balances tiene como finalidad contar con un método sistemático y oportuno de detección de pérdidas y gastos de energía

(<http://www.cubasolar.cu/biblioteca/energia/Energia25/HTML/articulo09.htm>).

1.3.4. Aspectos a diagnosticar

1.3.4.1. Operativo

- ✚ Inventario de equipo consumidor de energía.
- ✚ Inventario de equipo generador de energía.
- ✚ Detección y evaluación de fugas y desperdicios.
- ✚ Análisis del tipo y frecuencia del mantenimiento.
- ✚ Inventario de instrumentación.
- ✚ Posibilidades de sustitución de equipos

1.3.4.2. Económico

- ✚ Precios actuales y posibles cambios de los precios de los energéticos.
- ✚ Costos energéticos y su impacto en costos totales.
- ✚ Estimación económica de desperdicios.
- ✚ Consumos específicos de energía.
- ✚ Elasticidad producto del consumo de energía.
- ✚ Evaluación económica de medidas de ahorro.
- ✚ Relación beneficio-costado de medidas para eliminar desperdicios.
- ✚ Precio de energía eléctrica comprada (\$/kW.h).

1.3.4.3. Energéticos

- ✚ Formas y fuentes de energía utilizadas.
- ✚ Posibilidades de sustitución de energéticos.
- ✚ Volúmenes consumidos.
- ✚ Estructura del consumo.
- ✚ Balance en materia y energía.
- ✚ Diagramas unifilares.
- ✚ Posibilidad de autogeneración y Cogeneración.





1.3.5. Diagnóstico de primer grado (DEM-1)

Mediante los diagnósticos energéticos de primer grado se detectan medidas de ahorro cuya aplicación es inmediata y con inversiones marginales. Consiste en la inspección visual del estado de conservación de las instalaciones, en el análisis de los registros de operación y mantenimiento que rutinariamente se llevan en cada instalación; así como, el análisis de información estadística de consumos y pagos por concepto de energía eléctrica y combustibles. Al realizar este tipo de diagnóstico se deben considerar los detalles detectados visualmente y que se consideren como desperdicios de energía, tales como falta de aislamiento o purgas; asimismo se deben detectar y cuantificar los costos y posibles ahorros producto de la administración de la demanda de energía eléctrica y corrección del factor de potencia. Cabe recalcar que en este tipo de estudios no se pretende efectuar un análisis exhaustivo del uso e la energía, sino precisar medidas de aplicación inmediata (<http://www.energia.inf.cu/iee-mep/Document/FIDE1.pdf>).

1.3.5.1. Información requerida para el diagnóstico

1.3.5.1.1. Operativa

- ✚ Manuales de operación de equipos consumidores de energía.
- ✚ Manuales de operación de equipos generadores de energía.
- ✚ Reportes periódicos de mantenimiento.

1.3.5.1.2. Energética

- ✚ Balances de materia y energía.
- ✚ Serie de consumo histórico de energía.
- ✚ Información sobre fuentes alternas de energía.
- ✚ Planos unifilares actualizados.

1.3.5.1.3. Economía

- ✚ Serie estadística de producción.
- ✚ Serie estadística de ventas.
- ✚ Costos de producción.





1.3.6. Diagnostico de segundo grado (DEM-2)

Comprende la evaluación de la eficiencia energética en áreas y equipos intensivos en su uso, como son los motores eléctricos y los equipos que éstos accionan, “así” como aquellos para comprensión y bombeo, los que integran el área de servicios auxiliares entre otros. La aplicación de este tipo de diagnósticos requiere de un análisis detallado de los registros históricos de las condiciones de operación de los equipos, lo que incluye la información sobre volúmenes manejados o procesados y consumos específicos de energía. La información obtenida directamente en campo se compara con la de diseño, con objeto de obtener las variaciones de eficiencia. El primer paso, es detectar las desviaciones entre las condiciones de operación actuales con las del diseño, para así, jerarquizar el orden de análisis década equipo proceso. El paso siguiente es conocer el flujo de energía, servicio o producto perdido por el equipo en estudios. Los balances de materia y energía, los planos unifilares, actualizados, así como la disposición de los índices energéticos reales y de diseño complementan el diagnóstico, ya que permiten establecer claramente la distribución de la energía en las instalaciones, las pérdidas y desperdicios globales y así determinar la eficiencia con la que es utilizada la energía. Finalmente, se debe evaluar, desde el punto de vista económico, las medidas que se recomienden llevar a cabo, tomando en consideración que se deben pagar con los ahorros que se tengan y en ningún momento deben poner en riesgo la liquidez de la empresa (<http://www.energia.inf.cu/iee-mep/Document/FIDE1.pdf>).

1.3.7. Diagnostico de tercer grado (DEM-3)

Consiste en un análisis exhaustivo de las condiciones de operación y las bases de diseño de una instalación, mediante el uso de equipo especializado de medición y control. Debe realizarse con la participación de especialistas de cada área, auxiliados por el personal de ingeniería. En estos diagnósticos, es común el uso de técnicas de simulación de procesos, con la finalidad de estudiar diferentes esquemas de interrelación de equipos y procesos. Además de que facilitan la evaluación de los efectos de cambio de condiciones de operación y modificaciones del consumo específico de energía, por lo que se requiere información completa de los flujos de materiales, combustibles, energía eléctrica, así como de las variables de presión, temperatura y las propiedades de las diferentes sustancias o corrientes. Las recomendaciones derivadas de estos diagnósticos generalmente son de aplicación a mediano plazo e implican modificaciones a los equipos, procesos e incluso de las tecnologías utilizadas. Además, debido a que las inversiones de estos diagnósticos





son altas, la evaluación económica debe ser rigurosa, en cuanto al período de recuperación de la inversión (<http://www.energia.inf.cu/iee-mep/Document/FIDE1.pdf>).

1.4. Integración de procesos

1.4.1. Antecedentes.

La Integración de Procesos es una tecnología sistemática, basada en un enfoque hacia el desarrollo de procesos que permite al ingeniero de proceso ver un gran escenario primero y los detalles después. Permite identificar los objetivos globales de eficiencia antes de cualquier actividad de desarrollo y encontrar la estrategia óptima para llevarlo a cabo. Estos objetivos pueden ser por ejemplo minimización de los requerimientos energéticos, minimización de la generación de residuales, maximización de la eficiencia del proceso, etc.

La integración de procesos es caracterizada por dos elementos: la energía y la masa (**Cripps, 2000**).

La integración de energía caracteriza el flujo global dentro de cualquier proceso e identifica las políticas óptimas para su distribución (y redistribución) y de esta forma se obtiene la configuración óptima para el consumo mínimo de ésta.

La integración de masa es una técnica relativamente nueva que se ha desarrollado mucho en los últimos años. Las investigaciones en este tema han conducido al desarrollo de una herramienta sistemática y potente para el entendimiento total del proceso y explotar así sus posibilidades de integración (**Dunn, 2000**).

A finales de los años 70 se comienza a hablar de esta herramienta cuando aparece la tecnología Pinch y la optimización de las redes de intercambio de calor. Basándose en rigurosos principios termodinámicos, el método Pinch es usado para determinar el mínimo número de utilidades requeridas para calentar o enfriar corrientes en el proceso. De todos los procesos de integración, el método Pinch es el más conocido y estudiado (**Bédard, 2001**).

La mayoría de los procesos industriales involucran la transferencia de calor ya sea de una corriente de proceso a otra corriente de proceso o de una corriente de servicio auxiliar a una corriente de proceso. Actualmente, las crisis energéticas alrededor del mundo han llevado a buscar en cualquier diseño de proceso industrial la maximización de la recuperación de calor dentro del mismo proceso





y a la minimización de los servicios auxiliares. Para lograr el objetivo de recuperación máxima de energía o de requerimiento mínimo de energía se requiere de una red de intercambio de calor apropiada. El diseño de una red de esta naturaleza no es tarea fácil si se considera el hecho de que la mayoría de los procesos involucran un gran número de corrientes y de servicios auxiliares. El diseño tradicional ha tenido como resultado redes con altos costos fijos y de servicios auxiliares. Con la ayuda de los conceptos del análisis “Pinch” el diseño de redes se ha vuelto muy sistemático y metódico **(El-Halwagi y Dunn, 1996)**.

A partir de los años 1980, la industria de procesos químicos comenzó a mostrar interés en la implementación de políticas que analizaran el flujo de contaminantes como flujos de materiales de valor que podían ser recuperados de manera efectiva.

Debido a esto, en los últimos años se han observado avances significativos en la optimización y síntesis de procesos ambientales. Estos avances también han sido en respuesta a regulaciones ambientales cada vez de mayor exigencia que han presionado a las industrias a desarrollar estrategias de prevención y minimización de la contaminación a un costo rentable.

La industria de la caña de azúcar es privilegiada por tener materias primas potencialmente renovables y suministro de energía, esto brinda una contribución vital hacia la generación de riquezas sustentables, del uso de los recursos lo más eficientemente posible depende que se pueda lograr esta meta **(Catá, 2004)**.

Esta industria está obligada por las condiciones actuales, a desarrollar un serio análisis de las potencialidades de su diversificación.

Se debe considerar que la Integración de Procesos es un factor clave para lograr con éxito la producción diversificada de la misma.

1.4.2. La Integración de Procesos en la minimización del consumo energético.

La integración de procesos de una forma muy general se ha utilizado a través de muchos años. Sin embargo, recientemente ha sido transformada en una herramienta primordial a través del uso de la experiencia de ingeniería y de la observación de modelos específicos en procesos específicos **(Espinosa, 2001)**





1.4.3. Bases de la tecnología Pinch

La tecnología Pinch surge en los años 70 como una herramienta para el mejoramiento del diseño de procesos contra la generalizada crisis energética mundial. La principal contribución fue dar al ingeniero conceptos simples, los cuales fueron usados de forma interactiva.

El término de tecnología “Pinch” fue introducido por Linnhoff y Vredeveld para representar un conjunto nuevo de métodos termodinámicos que garanticen un nivel de energía mínimo en el diseño de redes de intercambiadores de calor. El término de “análisis pinch” se utiliza para representar la aplicación de las herramientas y de los algoritmos de la tecnología “Pinch” para estudiar procesos industriales **(Hurme, 1999); (March, 1998)**

Con la aplicación de la Tecnología Pinch (TP), esto se ha transformado, porque permite que la integración de procesos sea conducida de una manera científica y sistemática.

Las ventajas en los costos en términos de energía e inversión (ambos inclusive) han sido significativas.

La Tecnología Pinch fue reconocida como una herramienta que no estaba restringida solamente a la conservación de la energía, sino que era una herramienta general de la ingeniería de procesos que tenía mucho que expresar acerca del diseño de reactores, reciclajes de procesos, esquemas de separación, diseños de sistemas de utilidades, focos de emisión, procesos a bajas temperaturas, integración de procesos a templa, optimización de la caída de presión, diseños multibases; etcétera **(Hamad, Varma y Krishnagopalan, 1998)**.

Esta tecnología se encuentra en continua evolución, así como el conocimiento de cómo debe ser usada en el concepto general de la ingeniería de procesos. En los momentos actuales se considera que el diseño de plantas de procesos y el sistema de utilidades pueden ser conducidos simultáneamente, logrando los sistemas óptimos.

1.4.4. Definición de la Tecnología Pinch

El término de Tecnología “Pinch” fue introducido por **(Linnhoff y Vredeveld)** para representar un conjunto nuevo de métodos termodinámicos que garantizan un nivel de energía mínimo en el diseño de redes de intercambiadores de calor. El término de “análisis Pinch” se utiliza para representar la aplicación de las herramientas y de los algoritmos de la Tecnología “Pinch” para estudiar procesos industriales.





1.4.5. Principios del Análisis Pinch

La tecnología “Pinch” presenta una metodología simple para el análisis sistemático de los procesos químicos y de los servicios auxiliares con la ayuda de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica. Con la ecuación de energía de la Primera Ley de la Termodinámica se calculan los cambios de entalpía en las corrientes que pasan por los intercambiadores de calor. La Segunda Ley determina la dirección del flujo de calor, es decir, el calor sólo puede fluir en la dirección de caliente a frío. En un intercambiador de calor, una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría, como tampoco una corriente fría puede calentarse por arriba de la temperatura de entrada de la corriente caliente. En la práctica una corriente caliente sólo puede ser enfriada a una temperatura definida por el acercamiento mínimo de temperaturas del intercambiador. El acercamiento mínimo de temperaturas es la mínima diferencia permitida (ΔT_{min}) en los perfiles de temperatura de las corrientes para el intercambiador de calor. El nivel de temperatura en el cual ΔT_{min} se observa en el proceso es llamado “punto pinch” o “condición pinch”. El “pinch” define la fuerza motriz mínima permitida en un intercambiador de calor (Escobedo, 2004).

1.4.6. Objetivos del Análisis Pinch

El análisis “pinch” se utiliza para identificar los costos energéticos, los objetivos de costo de capital de una red de intercambio de calor y para reconocer el punto “pinch”. El procedimiento primero predice, antes que el diseño, los requerimientos mínimos de energía externa, área de la red y número de unidades para un proceso dado en el punto “pinch”. Posteriormente se diseña una red de intercambio de calor que satisfaga esos objetivos. Finalmente la red se optimiza mediante la comparación de costos energéticos y los costos fijos de las redes de tal manera que el costo total anual sea mínimo. Por lo tanto el objetivo primordial de un análisis “pinch” es lograr ahorros financieros mediante integración de calor en el proceso (maximizar la recuperación de calor del proceso al proceso y reducir las cargas de los servicios auxiliares).

1.4.7. Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento

El punto de partida para un análisis de integración energética es el cálculo de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento para una red de intercambio de calor. Estos cálculos se pueden realizar sin tener que especificar la red de intercambiadores. Para hacer el análisis de una





red de intercambio de calor primero se identifican las fuentes de calor (corrientes calientes) y los sumideros (corrientes frías) en el proceso.

De los balances de materia y energía se obtienen la temperatura inicial, la temperatura final y el cambio de entalpía en las corrientes (**Escobedo, 2004**).

1.4.8. Construcción de Curvas compuestas

Las gráficas de temperatura-entalpía conocidas como curvas compuestas se usan para establecer objetivos energéticos. Las curvas compuestas son perfiles de temperatura (T) y entalpía (H) que muestran la disponibilidad de calor (curva compuesta caliente) y la demanda de éste en el proceso (curva compuesta fría) juntos, en una representación gráfica. En general, cualquier corriente con una capacidad calorífica constante (C_p) se representa en un diagrama T - H mediante una línea recta que va desde la temperatura de entrada a la temperatura de salida. La pendiente de esta línea está determinada por el cambio de temperatura que sufre así como por el cambio de entalpía. Para que exista intercambio de calor, la curva compuesta caliente tiene que estar en una posición en la que siempre se encuentre arriba de la curva compuesta fría (**fig. 5.1**).

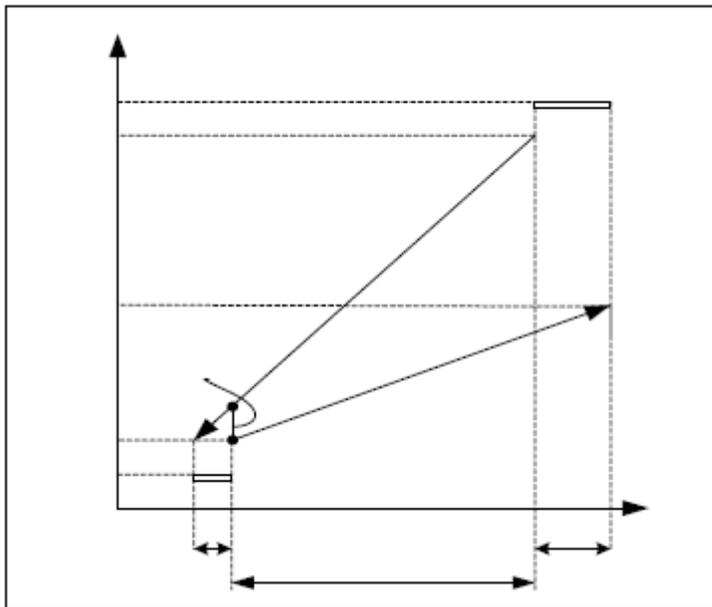


Figura 5.1 Trayectorias de corrientes calientes y frías

Cuando se tienen más de dos corrientes frías o calientes el problema se debe tratar de una manera diferente.





Los $m \cdot C_p$ son capacidades caloríficas totales y son el producto del flujo másico por la capacidad calorífica de cada corriente. En la gráfica que se encuentra a la izquierda de la **(figura 5.2)** 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, éstas se combinan para producir una curva compuesta caliente (**gráfica de la derecha fig. 5.2**). Esta curva compuesta caliente tiene un $m \cdot C_p$ que en cualquier rango es la suma de los de cada corriente. En cualquier rango de temperatura, el cambio en la entalpía de la curva compuesta es igual a la suma de los cambios en las entalpías de cada corriente por separado. La corriente compuesta representa la manera en cómo las corrientes individuales se comportarían si fueran una sola.

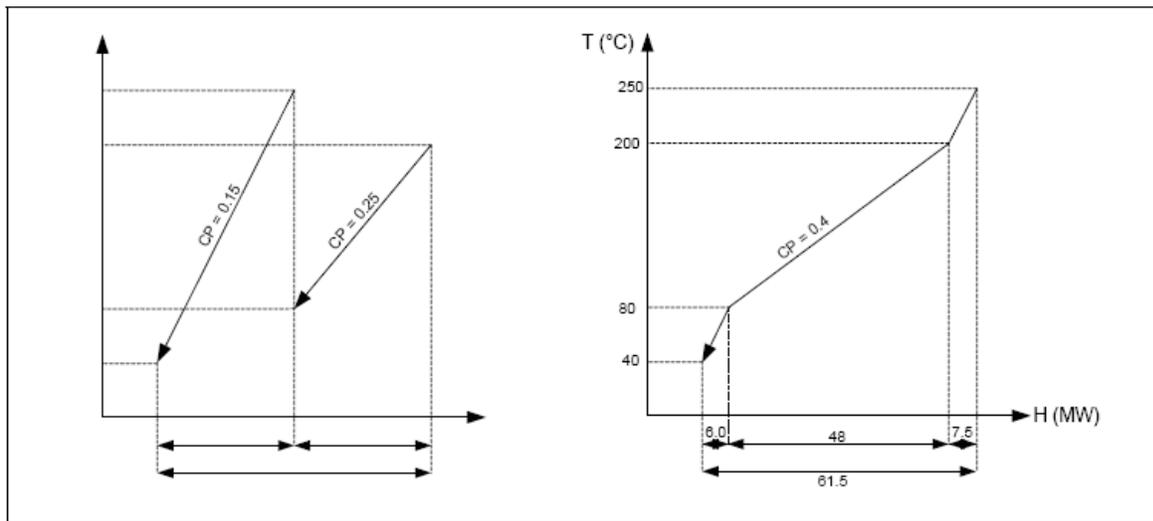


Figura 5.2 Construcción de Curvas Compuestas



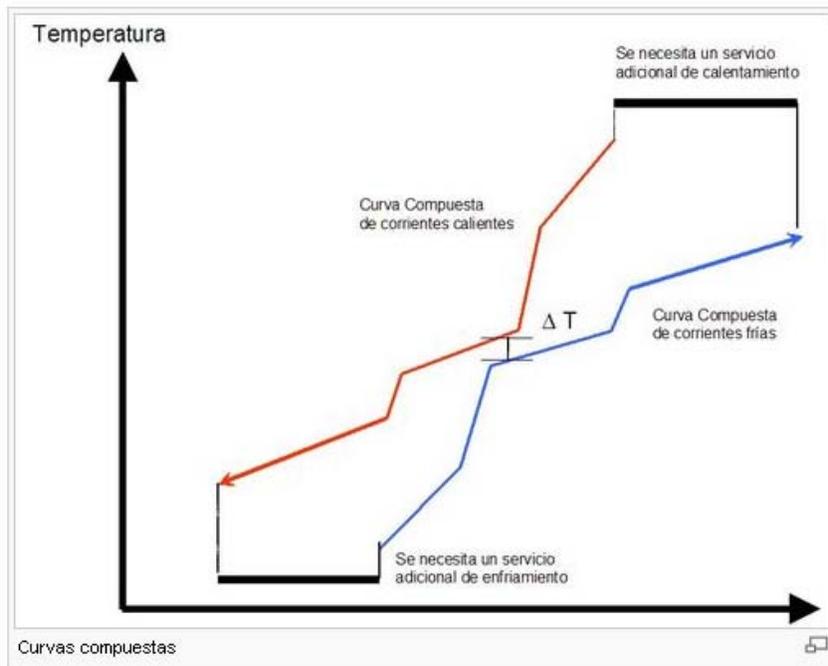


Figura 5.3 Localización del “Pinch” a ΔT_{min}

Después de que se tienen las dos curvas compuestas, la fría y la caliente, se pueden poner en una sola gráfica (**fig. 5.3**). En donde las curvas se traslapan existe calor que se puede intercambiar de la curva caliente a la fría.

De esta manera, los requerimientos energéticos para el proceso se pueden proporcionar mediante el intercambio de calor entre corrientes de proceso y/o intercambio con varios servicios auxiliares por ejemplo, vapor y refrigeración a diferentes niveles, circuitos de aceite caliente, gases de combustión, etc. 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 horizontal una respecto a la otra. En el punto en donde se acercan lo más posible se observa el ΔT_{min} , el cual es la mínima diferencia vertical entre las curvas. Este punto de mínima diferencia en temperaturas se le conoce como punto “Pinch” (**Escobedo, 2004**).

Cuando las dos curvas se tocan en el punto “Pinch”, no hay fuerza motriz para la transferencia de calor en un punto del proceso, lo que requeriría un área de transferencia infinita y por lo tanto un costo fijo infinito. Mientras más grande es el ΔT_{min} entre las curvas el costo fijo disminuye, esto es el resultado de que se incrementen las diferencias de temperatura en todo el proceso, disminuyendo el área de transferencia. Por otro lado el costo en energía incrementa a medida que





el ΔT_{min} crece. Por lo tanto se puede decir que existe una compensación entre los costos fijos y de energía.

Para escoger con qué ΔT_{min} se va a trabajar deben tomarse en cuenta las restricciones prácticas. Si se trabaja con una diferencia pequeña se requiere de intercambiadores que operen exclusivamente a contra corriente, lo cual es muy difícil de conseguir. La ΔT_{min} que se recomienda para la mayoría de los casos es de $10^{\circ} C$.

1.4.9. El punto pinch

Cuando se ha escogido el ΔT_{min} correcto, de acuerdo a las consideraciones económicas entre los costos fijos y los energéticos, se ha fijado automáticamente la posición relativa de las curvas compuestas. El ΔT_{min} se observa normalmente en un sólo punto entre las corrientes calientes y frías y se llama punto “pinch”. Por lo tanto el punto “pinch” es único para cada proceso. Si se considera que cada intercambiador de calor por separado no debe tener una diferencia de temperaturas menor al valor de ΔT_{min} , se puede hacer una separación del proceso en el punto “pinch”. Arriba del éste, en términos de temperatura, el proceso está en equilibrio con la mínima cantidad de servicios auxiliares calientes Q_{Hmin} . El calor se recibe de un servicio auxiliar caliente, no se desecha y el proceso actúa como un sumidero de calor. Abajo del “pinch” el proceso se encuentra en equilibrio con la mínima cantidad de servicios auxiliares fríos Q_{Cmin} . No se recibe calor, sino que se desecha a un servicio auxiliar frío y el proceso actúa como una fuente de calor. En resumen, arriba del “pinch” sólo se necesita servicios auxiliares calientes, y abajo sólo servicios auxiliares fríos (**Escobedo, 2004**).

Por lo tanto, para un diseño óptimo no se debe transferir calor a través del “pinch”. De aquí se pueden sacar tres reglas básicas para el diseño de redes de intercambio de calor:

- ✚ No debe de haber calentamiento externo abajo del “pinch”
- ✚ No debe de haber enfriamiento externo arriba del “pinch”
- ✚ No debe de haber transferencia de calor a través del “Pinch”
- ✚ Debe cumplirse que:
Sobre el Pinch $Ch \leq Cc$
Bajo Pinch $Ch \geq Cc$

La violación de alguna de estas reglas resulta en un requerimiento de energía mayor que el mínimo requerimiento teóricamente posible.





1.4.9.1. Algoritmo de la Tabla Problema

Aunque las curvas compuestas se pueden utilizar para establecer los objetivos energéticos, son un poco inconvenientes ya que se basan en una construcción gráfica. Un método para calcular los objetivos energéticos directamente sin la necesidad de una gráfica fue desarrollado por **Linnhoff y Flower (1978)**. Este algoritmo predice los requerimientos mínimos de servicios auxiliares y la ubicación del punto “pinch” mediante un procedimiento de cuatro pasos:

Paso 1: Entrada de datos

En su forma más simple, el algoritmo se restringe a resolver problemas que tengan las siguientes características:

- Las corrientes tienen un flujo con capacidad calorífica constante.
- La mínima diferencia de temperatura permitida para la transferencia de calor ΔT_{min} , se aplica para todos los acoplamientos posibles, ya sean entre corrientes de proceso o entre una corriente de proceso y servicios auxiliares.
- No hay restricciones de disposición en la planta o razones de seguridad por la que dos corrientes no se puedan acoplar.
- Sólo hay un nivel de servicios auxiliares calientes, al extremo caliente del problema; y un nivel de servicios auxiliares fríos, al extremo frío del problema.

Paso 2: Intervalos de temperatura

Los intervalos de temperatura se definen por límites de temperatura. A su vez, éstos se definen por las temperaturas de entrada, T_S , y las temperaturas de salida, T , ajustadas para ΔT_{min} . Los límites de temperatura se definen mediante las temperaturas de las corrientes frías sin ajustar y por las temperaturas de las corrientes calientes menos ΔT_{min} . Cualquier intervalo que se repita se ignora.

Paso 3: Balances de calor por intervalo

La transferencia de calor entre las corrientes calientes y las frías en cada intervalo está garantizada ya que por la forma en que se hicieron siempre tendrán una diferencia de ΔT_{min} . El exceso neto de calor o el déficit del mismo está dado por el balance de entalpía:

$$\Delta H_i = (\sum hot C_p - \sum cold C_p)(T_i - T_{i+1}) \quad \text{Ec. (5.1)}$$





Paso 4: Cascada de calor

El exceso de calor de cada intervalo se va pasando al siguiente, el cual tiene una temperatura menor. Esto se hace para todos los intervalos. El procedimiento para hacer la cascada de calor consta de dos etapas:

- Primero se asume que con $Q_i = 0$ se obtiene la cascada de calor con el mayor déficit.
- Segundo, se elimina el mayor déficit de la cascada adicionando calor de alguna fuente externa (servicio auxiliar) al primer intervalo, lo que provoca que un flujo de calor dé justamente cero en un intervalo. Este punto es el “pinch”. La cantidad de calor adicionado al primero intervalo es el mínimo de servicios auxiliares calientes QH_{min} , y el calor que queda hasta el final de la cascada es el mínimo de servicios auxiliares fríos.

1.4.10. Mínimo número de intercambiadores

Con los resultados que se tienen hasta este punto, es decir los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, se determina el mínimo número de intercambiadores requerido. Como se mencionó anteriormente, la temperatura del “pinch” descompone el problema en dos partes distintas. Esto es arriba del “pinch”, en donde sólo se tienen servicios auxiliares calientes, y abajo del “pinch”, en donde sólo hay servicios auxiliares fríos. En un diseño que cumpla con el requerimiento mínimo energético no se permite transferencia de calor a través del “pinch” por lo que el número de intercambiadores mínimo es la suma de los intercambiadores tanto arriba como abajo del “pinch”, por separado (**Escobedo, 2004**).

$$\# \text{ de I.C (arriba del pinch): } NE = NS + NU - 1$$

$$\# \text{ de I.C (abajo del pinch): } NE = NS + NU - 1$$

NE : número de intercambiadores

NS : número de corrientes

NU : número de servicios auxiliares

$$\# \text{ de Intercambiadores} = \# \text{ de I.C (arriba del pinch)} - \# \text{ de I.C (abajo del pinch)}$$

1.4.11. Diseño de la red de intercambio de calor

Ya que se tienen los estimados de requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento y un estimado del mínimo número de intercambiadores, se puede diseñar la red de intercambiadores. Este diseño se lleva mejor acabo utilizando el “Método de diseño pinch”. La aplicación sistemática





de este método permite el diseño de una buena red que cumple con los objetivos energéticos dentro de límites prácticos. El método incorpora dos partes fundamentales:

1. Reconoce la región del “pinch” como la parte con más restricciones, por lo tanto empieza el diseño desde el “pinch” y se va moviendo hacia fuera.
2. Permite que el diseñador escoja entre varias opciones de acoplamiento.

El diseño de la red estudia qué corriente caliente puede acoplarse con alguna corriente fría mediante la recuperación de calor. Cada acoplamiento lleva una corriente a una temperatura de salida. Ya que el “pinch” divide el sistema de intercambio de calor en dos regiones térmicamente independientes, se debe de diseñar una red para arriba del “pinch” y luego otra abajo del “pinch”. Cuando la recuperación de energía se ha maximizado, las necesidades térmicas que quedan se deben de suministrar con servicios auxiliares. Recordar la regla heurística que ayuda a determinar los acoplamientos posibles en el punto del “pinch”.

Arriba del “pinch”: $FHCpH \leq FCCpC$

Abajo del “pinch”: $FHCpH \geq FCCpC$

La representación gráfica de las corrientes y de los acoplamientos se llama “diagrama de red” (**figura 5.5**). En él, las corrientes calientes y las frías se representan con líneas horizontales. Las temperaturas de entrada y de salida se indican a ambos lados. La línea vertical de en medio muestra la temperatura del “pinch” frío y del “pinch” caliente. Los círculos representan los intercambiadores, y los que no están interconectados son los intercambiadores que usan servicios auxiliares fríos o calientes (http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/leip/alvarez_e_c/capitulo5.pdf).

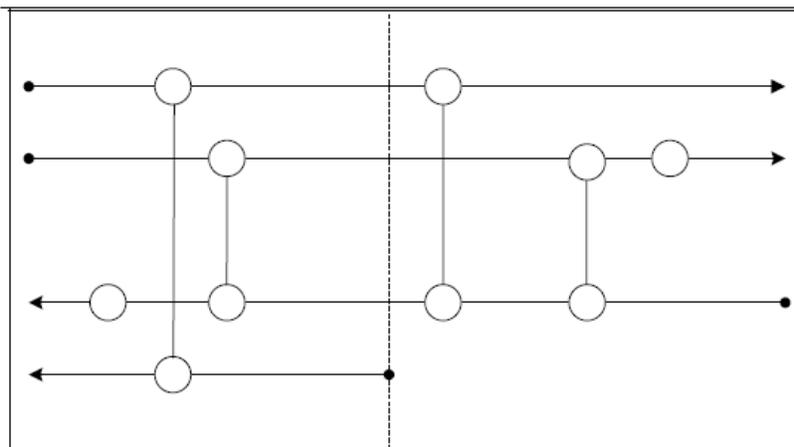


Figura 5.5 Diagrama de la Red de Calor





1.4.12. Ventajas y desventajas de la integración y procesos.

La implementación de las técnicas de integración de procesos trae consigo beneficios en los procesos productivos. Estos beneficios pueden resumirse de la siguiente forma:

- ✚ Minimización de residuales.
- ✚ Aprovechamiento de corrientes intermedias.
- ✚ Minimización de los consumos energéticos.
- ✚ Garantía de continuidad de la actividad productiva.
- ✚ Ayuda a cumplir la normatividad ambiental.
- ✚ Disminuye las inversiones en sistemas de control al final del proceso, que siempre son más costosos.

Con la aplicación de estas herramientas, además de lograrse niveles más bajos de contaminación y riesgos ambientales, aumento en la eficiencia de los procesos, trae con frecuencia ventajas desde el punto de vista de la competitividad empresarial. Esto se da porque el uso más eficiente de los materiales y la optimización de los procesos pueden reducirse de manera significativa los costos operativos. En este sentido, la integración de procesos tiene ventaja económica inmensa comparada con los métodos tradicionales de control de la contaminación **(Catá, 2004); (González E y col., 2006)**.

Cuando se implementa las herramientas de integración de procesos también se reduce el riesgo implícito que existe en los procesos productivos de afectar las actividades o personas que se encuentran en su entorno. Esta disminución en el riesgo beneficia a los trabajadores, a la comunidad, a los consumidores de productos y a las futuras generaciones.

Son varios los costos que se reducen con la implementación de las herramientas de Integración de Procesos. Se disminuyen los costos de producción, que es tal vez uno de los mayores incentivos desde el punto de vista empresarial para adoptar este tipo de procesos. También se disminuyen los costos de tratamiento al final del tubo, debido a que se está previniendo la contaminación y por ende se reducen el volumen de contaminantes a tratar. Otro costo que se disminuye son los tratamientos en salud, tanto al interior de la empresa cómo en la comunidad que gracias a producción más limpia se ve expuesta a niveles menores de contaminación. Finalmente se disminuyen los costos de limpieza del medio ambiente contaminado **(Catá, 2006)**.





Hasta el momento se han mostrado las ventajas de la aplicación de la integración de procesos una vez que se aplican a las instalaciones, pero la experiencia adquirida en la implementación de estas herramientas han logrado identificar también las principales barreras y obstáculos que se pueden encontrar. Entre los factores que impiden la implementación y aceptación de la integración de procesos se destacan:

- ✚ La afectación en la producción por problemas de escasez de materias primas o corrientes intermedias intercambiadas.
- ✚ Incertidumbre en las plantas químicas por problemas operacionales o de mantenimientos.

De aquí que se hace necesario considerar los aspectos de incertidumbre cuando se lleva a cabo la integración de procesos entre varias plantas, ya que los procesos trabajaran más engranados siendo más complejas las instalaciones por lo que se requiere determinar su impacto tanto en el aspecto técnico como económico **González, (2006)**. Este aspecto ya ha sido tratado por **Catá, (2006)** donde quedo plantada una metodología para llevar a cabo este objetivo.

1.4.13. Importancia de la Simulación en ingeniería

A diario vemos como crece la tecnología y un ejemplo de ello es la creciente capacidad y actualización de las computadoras y la inmensa investigación en el campo de la Ciencia de la Computación que otorgan nuevas herramientas para apoyar el proceso de la toma de decisiones en diversas disciplinas y áreas de diseño y manejo de la industria. La Simulación es una de las herramientas más importantes y más interdisciplinarias. En una simple corrida del programa podemos predecir cualquier comportamiento dinámico de una empresa o de la maquina que se esté diseñando. Así podemos ver los pronósticos para la demanda y utilidad de nuestro producto, o ver cuando un mecanismo pueda fallar en las condiciones adversas del ambiente donde funcionará. Allí está el principal objetivo de la simulación prevenir eventos indeseables y corregirlos a tiempo de manera que podamos alcanzar con éxito nuestros proyectos no importa el tipo que fuere. Cabe mencionar la creciente importancia de la Simulación en la Investigación de operaciones y en sus aplicaciones industriales. En los países altamente desarrollados la simulación es una herramienta principal de en los procesos de toma de decisiones, en el manejo de empresas y el planeación de la producción. Además, la Simulación es cada vez más “amigable” para el usuario, que no tiene que ser un especialista en computación.

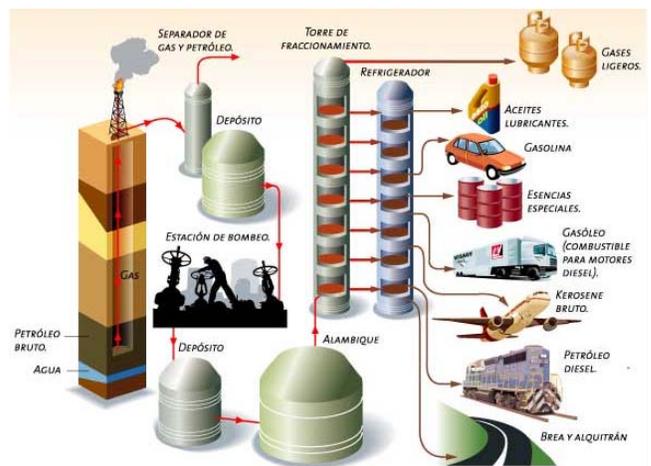




Conclusiones Parciales

1. La industria química general presenta grandes reservas de eficiencia energética que la pueden convertir en suministradora de materias primas excedentes para otras industrias de procesos y la producción de energías marginales, capaces de satisfacer los requerimientos nacionales.
2. La necesidad de incrementar la eficiencia energética en las fábricas químicas cubanas exige un nivel superior en el análisis de alternativas de solución.
3. La implantación de un Sistema de Gestión Energética en las fábricas químicas permite la obtención de la máxima eficiencia en el suministro, conversión y utilización de la energía. El diagnóstico energético sería el punto de partida para la identificación de los problemas existentes, las reservas para su solución, además de evaluar la capacidad para la introducción de modificaciones y plantear estrategias de desarrollo.
4. Los métodos de análisis energético que se basan en la primera y segunda ley de la termodinámica son herramientas potentes para el análisis integrado del proceso. Estos, conjuntamente a los análisis económicos conducen a una concepción integral del proceso muy cerca del óptimo.
5. El Análisis Complejo de Procesos basado en los SGE e SIE son los procedimientos metodológicos generales adecuados (imprescindible) para los análisis técnicos, económicos y ambientales del sector químico.





Capítulo II



Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100

2. Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la refinería “Camilo Cienfuegos”

2.1. Auditoria Energética

El estudio se comenzó determinando la estructura de consumo de los portadores energéticos en los años 2008 en el área de destilación atmosférica de la Sección-100, de la Refinería “Camilo Cienfuegos”, de acuerdo a los resultados obtenidos el análisis se realiza en el área de la torre de destilación atmosférica, área donde se producen los mayores consumo de los portadores que influyen dentro de esta estructura. Un gran % de sus producciones son exportadas y otras se utilizan para el consumo nacional.

Esta refinería es considerada como una de las empresas más consumidoras de energía eléctrica, para realizar sus producciones consume alrededor de 65 MWh. Del consumo total de portadores energético en la sección el Fuel oil y el gas combustible significan más del 80 %, para lograr una mayor ilustración se muestran los Gráficos de Pareto confeccionados con los datos del 2008, de esta sección:

2.2. Definición de la estructura de consumo

El comportamiento del consumo energético de la entidad basado en los datos registrados durante el año 2008 es el siguiente:

Portadores	U.M	Consumo	Facto Conv.	TCC (x*100)	% Total	% acomunalado
Fuel oil	m ³	22867.4	0.873024	199.638	61.319	61.31935109
Gas combustible	Nm ³	14833857	4.95E-04	73.3885	22.541	83.86082715
Energía eléctrica	MWh	13899.72	0.3502	48.6767	14.951	98.81200707
Lubricantes	T	386.776	1.00	3.86776	1.187	100
Total				325.57096		

Tabla 2.1: Consumo de portadores energéticos de la entidad en el año 2008 y sus incidencias porcentuales respecto al total.





Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100

Del análisis de la tabla 2.1 podemos analizar que los portadores de mayores incidencias son los siguientes:

- ❖ Fuel oil
- ❖ Gas combustible

Nota: Los portadores de mayores incidencias fueron los mencionados anteriormente, esto es debido a que acumulan un 83.86% del total del consumo energético en tonelada de combustible convencional.

A continuación se muestra la **Fig. 2.1** donde se demuestra lo expresado anteriormente:

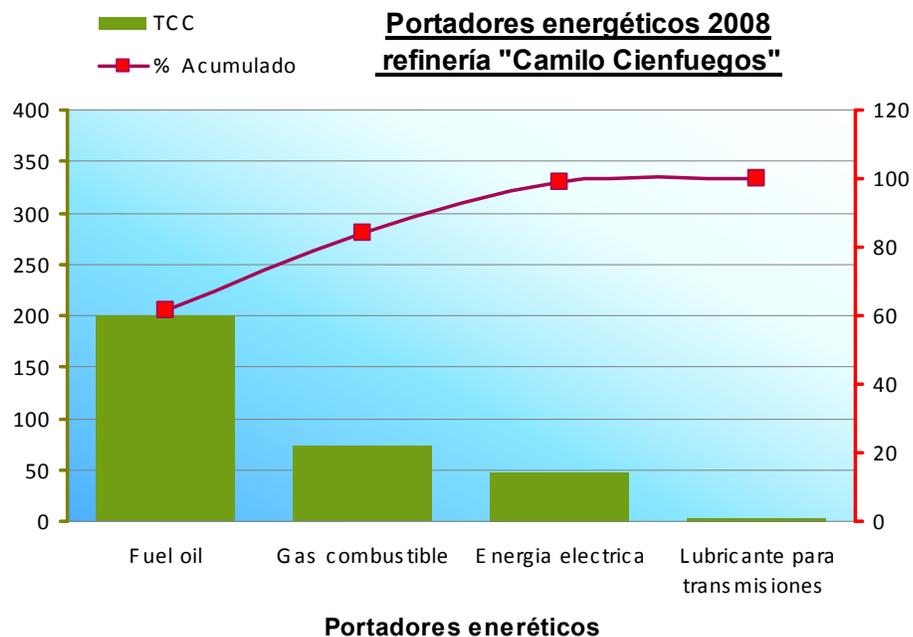


Fig. 2.1: Diagrama de Pareto

De acuerdo con lo planteado anteriormente podemos deducir que el equipo más consumidor de fuel oil y gas combustible es el horno, debido a que la materia prima (crudo) requiere calentamiento, el cual está llegando al horno con un bajo grado de temperatura, es decir se demanda más combustible para calentar dicho producto.





Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100

2.3. Inspección Visual (DEN 1)

Se realizó una inspección visual de la sección y sus instalaciones energéticas y tecnológicas, en todos aquellos lugares donde la energía es usada en cualquiera de sus formas y se caracterizó el estado actual de equipos e interconexiones.

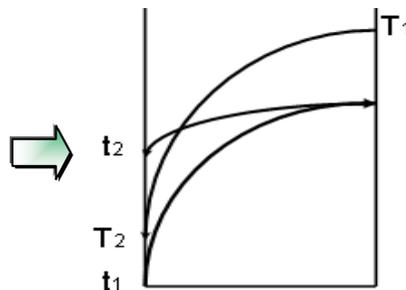
Los principales problemas detectados en la inspección visual inicial son:

1. Se cuenta con enfriamiento por aire muy poco y por agua el mayor volumen.
2. No tienen un buen aislamiento térmico al medio, las mediciones realizadas detectaron temperaturas de 70, 97, 88, 77, 63 y 109 respectivamente.
3. Escapes importantes de vapores a la atmósfera, tanto por válvulas de seguridad por alta presión, como por purgas excesivas de vapor mas gases incondensables y fugas.
4. La recolección de condensados puros para alimentar las calderas es suficiente.

2.4. Análisis de la red de intercambio de calor en el área de transferencia de calor

Teóricamente se hace un análisis en la red de intercambio de calor para cada equipo donde verificamos mediante el método del **Kern, (1999)** si ocurre recalentamiento en los intercambiadores de calor, a continuación veremos de forma general cómo se hace el análisis para intercambiadores a contra corriente (ver la grafica):

Nota: Si lo que se presencia en el grafico ocurre, es decir, si hay cruces de temperatura entre la fría y la caliente es que hay recalentamiento en los equipos



T_1, T_2 : Temperatura de corriente caliente.

t_1, t_2 : Temperatura de corriente fría.

Efectuando un análisis en los intercambiadores de calor que conforman el primer banco y el segundo banco de intercambio podemos llegar a los siguientes resultados:

- Después de haber efectuado el análisis térmico podemos deducir que el único intercambiador de calor que esta funcionando en condiciones favorables es el 1.2 E-102, es decir no hay recalentamiento en este.





Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100

Nota: Luego en el próximo capítulo se hacen planteamientos para darles solución a este problema presenciado en la redes de intercambio térmico en el área de destilación atmosférica.

2.5. Caracterización del sistema de transferencia de calor en el área de destilación atmosférica de la Sección -100

Actualmente la planta esta funcionando en condiciones favorables donde se esta procesando un flujo de 510 m³/h de crudo, en la actualidad la sección cuenta con 16 intercambiadores de calor entre el primer banco de intercambio de calor de crudo y el segundo banco, posteriormente se cuenta con 8 enfriadores que intercambian con agua, con el objetivo de enfriar diferentes cortes que se extraen en la torre de destilación atmosférica (T-102) y los restante productos que se obtienen en la (T-103) y (T-104). La sección 100 incluye 3 hornos, los hornos F-101 (T-101) y F-101 (T-104) son de una sola sección y el F-101 (T-102) de 3 secciones. La sección del horno tiene dos cámaras, una inferior, radiación y una superior, convección. La parte radiante representa una cámara metálica en caja de 12,5 m de alto.

Antes de efectuarse el análisis de la red de intercambio de calor mediante el método (Pinch) en el área de destilación atmosférica se hace teóricamente un análisis para diferentes $\Delta T_{\text{mínimo}}$, a continuación se diseña la tabla 2.2, donde por métodos empíricos se obtienen valores de Q, tanto frías como caliente para diferentes valores de $\Delta T_{\text{mínimo}}$, en intervalo de 10⁰C.

$\Delta T_{\text{mínimo}}$	Qh (Kw)	Qc (Kw)	T _{media del Pinch}
10	21104	0.00195	35
20	21236	214	40
30	21412	432	45
40	21500.5	641	50
50	21608.6	3895	186
60	21903.58	3651	181
70	22880	5692	176

Tabla 2.2

Como podemos valorar el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ idóneo es de 40 °C, cuando efectuamos comparación para valores de **(40 < $\Delta T_{\text{mínimo}}$ < 40)** llegamos a la deducción siguiente:





Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100

Para un $\Delta T_{\text{mínimo}} < 40$, prácticamente no hay numéricamente valores considerables para las utilidades frías y para un $\Delta T_{\text{mínimo}} > 40$ comienza a incrementarse los valores, tanto las utilidades calientes como las frías. Luego de efectuar este análisis teórico podemos plantear que para el proceso de refinación de petróleo se nos hace factible la utilización de un $\Delta T_{\text{mínimo}} = 40$ °C, valor para el cual sería el óptimo en el proceso de refinación de petróleo.

Subsiguientemente se muestra la tabla 2.3, esta resume algunas de las variables de operación con que cuenta el sistema de intercambio térmico de la sección, donde se hace en análisis mediante el método Pinch del funcionamiento actual de la planta:

	Name	Tsupp	Ttarg	Duty	MCP	Hfilm	Contrib	CostLaw	ON	Type
Units	C	C		kW	kW/C	kW/m2-K	C			
1:1	H1	211.00	80.00	4822.37	36.81		Global		✓	HOT
2:1	H2	166.00	72.00	4821.54	51.29		Global		✓	HOT
3:1	H3	251.00	115.00	5256.40	38.65		Global		✓	HOT
4:1	H4	296.00	130.00	6102.49	36.76		Global		✓	HOT
5:1	H5	350.00	121.00	28003.72	122.29		Global		✓	HOT
6:1	H6	170.00	40.00	1500.20	11.54		Global		✓	HOT
7:1	H7	57.00	40.00	150.16	8.83		Global		✓	HOT
8:1	H8	149.00	45.00	501.59	4.82		Global		✓	HOT
9:1	H9	200.00	59.00	735.36	5.22		Global		✓	HOT
10:1	H10	228.00	124.00	745.26	7.17		Global		✓	HOT
11:1	C1	30.00	125.00	20289.15	213.57		Global		✓	COLD
12:1	C2	55.00	140.00	1919.30	22.58		Global		✓	COLD
13:1	C3	110.00	350.00	51256.80	213.57		Global		✓	COLD
-										

Tabla 2.3: Datos actuales de la planta

Leyenda de la tabla 2.3

H₁: El II reflujo recirculante
 H₂: El I reflujo recirculante
 H₃: El III reflujo recirculante
 H₄: La Fracción 270-350 °C
 H₅: Fuel pesado
 H₆: Nafta

H₇: Gases T-104
 H₈: Fracción 120-180 °C
 H₉: Fracción 180-230 °C
 H₁₀: Fracción 230-270 °C
 C₁: Crudo
 C₂: Topes de la T-101, T-102
 C₃: Continuación de C1





Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100

Como podemos ver la corriente C1 la tomamos hasta una temperatura de 124.3 °C, luego el crudo es sometido a un proceso de desolación hasta descender su temperatura a 110 °C, que a partir de este comienza la corriente C3, posteriormente la materia prima se incorpora a la torre T-101 y continuamente pasa al horno F-101 (T-101), lo analizado anteriormente nos facilita mejor interpretación del diagrama de curva compuesta mostrado a continuación:

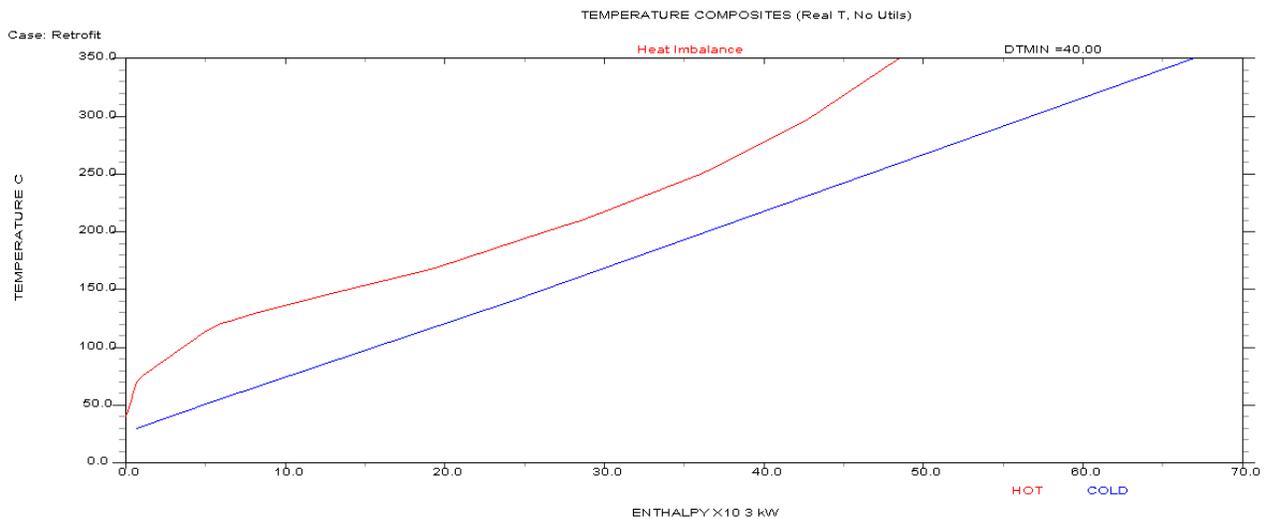


Fig. 2.2: Curva compuesta para el proceso original

A simple vista podemos visualizar que la planta requiere un alto porcentaje de utilidad caliente y un requerimiento mínimo de utilidad fría, a continuación representamos una tabla con los valores numéricos exacto de los requerimientos que necesita el proceso en su totalidad.

Targeting Results, Case:
Retrofit

* No utilities have been placed *

Minimum hot utility	21500.5	kW		
Minimum cold utility	674.3	kW		
Delta Tmin	40.0		C	
	Pinch T			Delta T (Real)
Pinch temperature(s) :	50.0	C	40.0	C
Total Hot utility used	0.0	kW		
Total Cold utility used	0.0	kW		





Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100

A continuación se muestra el diagrama de rejilla de la sección-100, el cual esta correspondido con los datos mostrados anteriormente en la tabla 2.3.

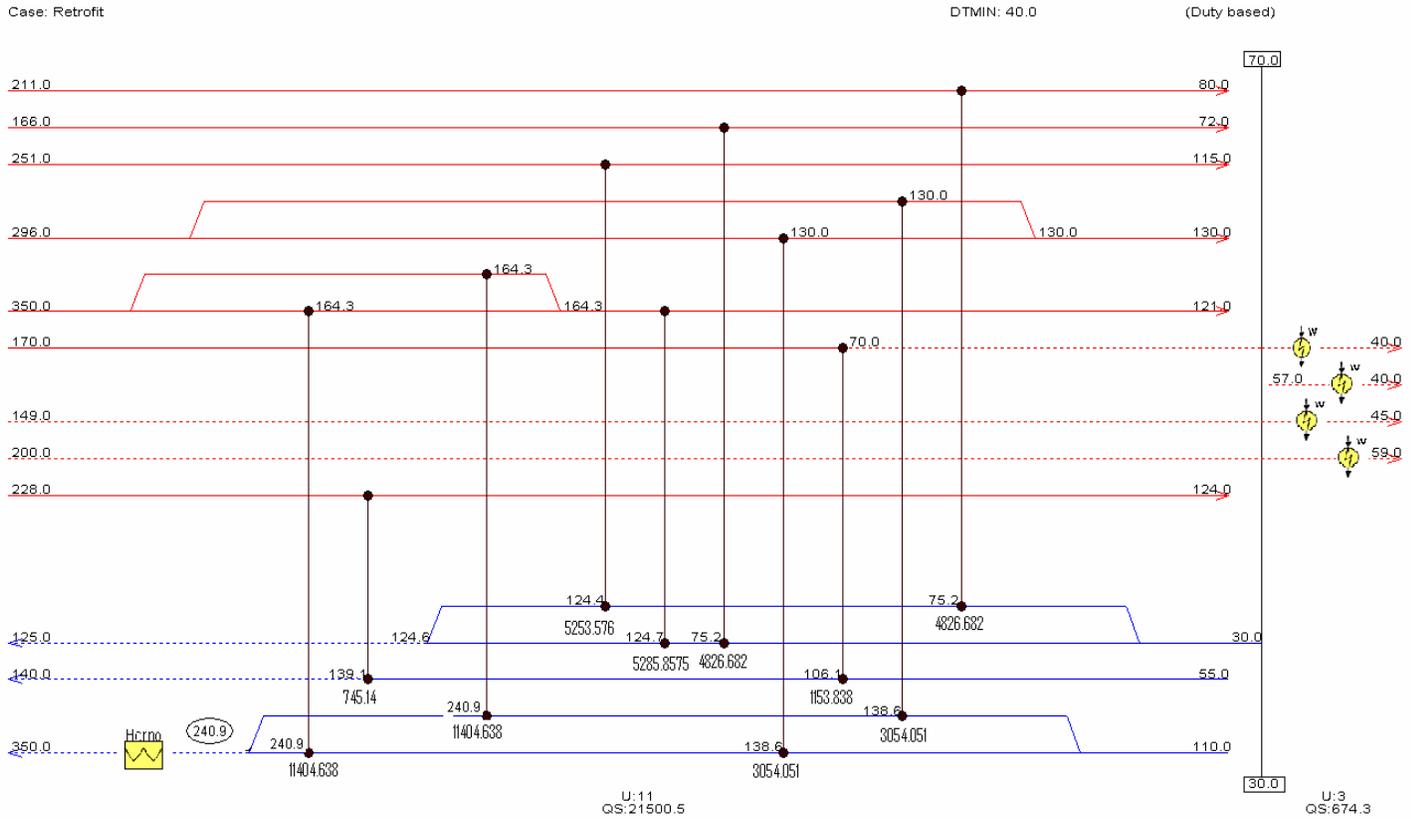


Diagrama de rejilla actual de la sección-100

2.6. Análisis del diagrama de rejilla actual en el área de destilación atmosférica de la Sección-100 de la refinería “Camilo Cienfuegos”

Como se expreso anteriormente el valor óptimo para el proceso de refinación de petróleo es de $\Delta T_{\text{mínimo}} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$, valor numérico para el cual fue diseñado el diagrama de rejilla mostrado anteriormente.

Efectuando un análisis visual de la red de intercambio térmico se puede deducir que existen un gran numero de corrientes caliente en comparación con las frías, cuando generemos un análisis de la red debemos tener bien claro que se halla una corriente fría que esta dividida, es decir, C₃ es





Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100

continuación de C_1 , esto se debe a que existe un proceso de desalado entre el punto de unión de C_1 (salida de C_1) y el desvío que ocurre a la entrada de C_3 , por tanto se tiene la necesidad de separarla, ya que el software Aspen Plus no reconoce el descenso de temperatura ocasionado por el proceso de desalado.

De la misma manera debemos estudiar la corriente H_9 , corriente para el cual no se encuentra intercambiando con ninguna de las corrientes frías, ni consta con un enfriador de intercambia con agua, en especial esta corriente intercambia con aire, la cual es una de las utilidades que se encuentra presente en el área de destilación atmosférica, incluso interviene en mucho de estos intercambiadores que intercambian con otro tipo de fluido.

Otras de los requisitos que el proceso cumple con determinada exactitud es las reglas heurísticas por las cual se debe regir un cualquier proceso determinado, para poder ser analizado mediante el método "pinch", ejemplo:

- Colocar las corrientes calientes y frías en orden decreciente de las capacidades caloríficas
- Tratar que sobre el Pinch se cumpla lo siguiente:

Por encima del Pinch

$$C_{pH} M_H \leq C_{pC} M_C$$

Y por debajo del Pinch lo contrario.

$$C_{pH} M_H \geq C_{pC} M_C$$

- Si queda algún residuo de calor, entonces las parejas serán entre las corrientes de proceso y las de utilidades.





Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100

2.7. Determinación del mínimo número de equipos más probables en el área de destilación atmosférica de la sección-100.

Según Hoffmann, puede determinarse para una síntesis dada por:

$$N_{\min} = NH + NC + NH_u + NC_u - 1$$

donde:

NH y NH_u: Número de unidades (corrientes) calientes y utilitarias respectivamente.

NC y NC_u: Número de unidades (corriente) frías de proceso y utilitarias respectivamente.

El número de corrientes frías y calientes NH_u y NC_u que se sustituyen en la ecuación anterior deben ser relacionadas con la pregunta ¿qué utilidades de calentamiento o enfriamiento son realmente necesarias?

La respuesta está en la tabla que se muestra a continuación:

NC	NC _u	NH	NH _u
2	1	10	1

Por tanto:

Luego de tener la tabla creada podemos determinar el número mínimo de equipos con que consta el proceso en la actualidad.

Después de haber efectuado los cálculos y de haber analizado el diagrama de rejilla, podemos llegar a la conclusión que la sección consta con 13 equipos, incluyendo el horno y el enfriamiento por agua y aire.



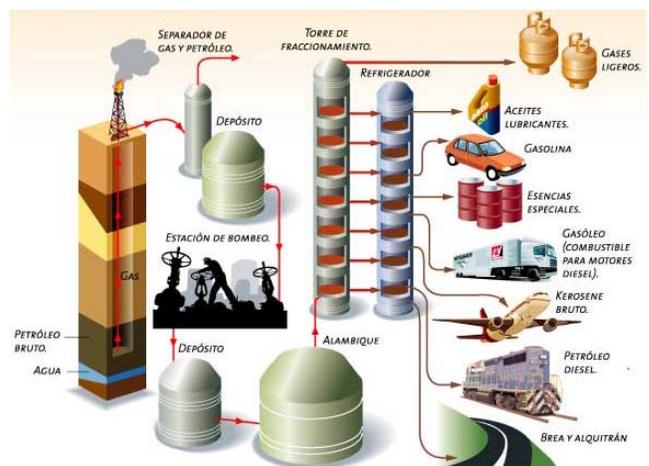


Capítulo II: Caracterización energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100

Conclusiones Parciales

1. La necesidad de incrementar la eficiencia energética y la disminución de la contaminación ambiental en la industria química cubana exige un nivel superior en el análisis de alternativas de solución.
2. Los métodos para los análisis energéticos y de integración energética basados en la segunda ley de la termodinámica (Tecnología Pinch y Método Exergético) brindan una visión abarcadora de los esquemas energéticos de la industria química cubana no lograda con los métodos tradicionales.
3. La combinación de la tecnología Pinch, el método exergético y el método de Integración Energética se convierten en un instrumento más potente que los métodos aplicados de manera aislada.
4. La aplicación de ambos métodos combinados logran:
 - Mayor ahorro de combustible.
 - Reducción de los costos energéticos entre otros aspectos.





Capítulo III



Capítulo III: Alternativas y análisis de la factibilidad técnico-económico

3. Alternativas y análisis de la factibilidad técnico-económico

3.1. Generalidades

Para el mejoramiento de la eficiencia energética de la sección proponemos un escenario de menores inversiones a corto plazo y que se sustenta en los siguientes aspectos deducidos de los puntos débiles detectados en el análisis energético del escenario actual y de otras potencialidades que se pueden explotar.

Se consideran los siguientes aspectos:

1. Mejoramiento del aislamiento térmico general en la sección.
2. Posibles cambios de parámetros térmicos.

a) Área de consumo

Arreglos energéticos con la modificación de:

1. Modificación o cambio de dirección de los fluidos a la entrada de los cabezales en los intercambiadores de calor, debido a que esta ocurriendo recalentamiento en los equipos.
2. Aplicación del sistema presurizado de condensados: Esto permite la recuperación independiente de los condensados puros con la mayor temperatura posible acuerdo a la presión, se reduce la posibilidad de contaminaciones y se logran temperaturas para las presiones de trabajo.

La situación actual de la sección requiere de un mejoramiento del funcionamiento de los intercambiadores de calor para reducir el consumo de energía que actualmente ocurren y que son factibles a ser reducidas a partir de una correcta política de reparaciones y mantenimiento.

b) Mejoramiento de la disciplina de operación y mantenimiento de la fábrica.

En la búsqueda de mayor eficiencia energética hay que considerar un sistema donde la precisión, el rigor de la operación y el mantenimiento del ingenio resultan un complemento esencial y que dependiente principalmente de factores subjetivos, se precisa tanto de una labor didáctica como de una supervisión sistemática. En este sentido se necesita de la preparación y capacitación de todo el personal de operación y mantenimiento, incluido el personal de dirección, técnico y de supervisión, dirigidos hacia todos aquellos elementos que inciden directamente en el mejoramiento de la eficiencia energética de la sección.





Capítulo III: Alternativas y análisis de la factibilidad técnico-económico

c) Mejoramiento de las condiciones del medio ambiente laboral.

El medio ambiente laboral está directamente relacionado con la presencia de factores o agentes nocivos para el hombre por lo que su mejoramiento permite adecuar los factores que influyen sobre el bienestar del trabajador como son la iluminación, ventilación, ruidos y agentes físicos.

3.2. Definición de alternativas.

Partiendo de que la sección tecnológica no se producirá cambios por no presentar grandes pérdidas de energía, se definirán las variantes fundamentalmente en el área de destilación atmosférica.

A continuación presentaremos una de las variantes con el objetivo de mejorar las condiciones operacionales de la sección:

Variante A: En esta variante se mantiene el flujo de alimentación de la corriente fría, es decir, se mantiene a las mismas condiciones a como esta operando la sección en la actualidad, el cambio que se plantea en esta variante es el siguiente:

Se hacen modificaciones de la corriente caliente H_4 y H_5 , de tal forma que se mantiene el flujo de alimentación de ambas corrientes y se modifican las composiciones másicas en los desvíos que se hacen en fracción de 70% y 30%.

Variante B: En esta variante se mantiene el flujo de alimentación de la corriente caliente H_4 y H_5 , es decir, se mantiene a las mismas condiciones a como esta operando la sección en la actualidad, a continuación se plantea el cambio operacional para esta variante:

En esta variante se hacen modificaciones de la corriente fría, de tal forma que se mantiene el flujo de alimentación de C_1 y se modifican las composiciones másicas en los desvíos que se hacen en fracción de 70% y 30%.





Capítulo III: Alternativas y análisis de la factibilidad técnico-económico

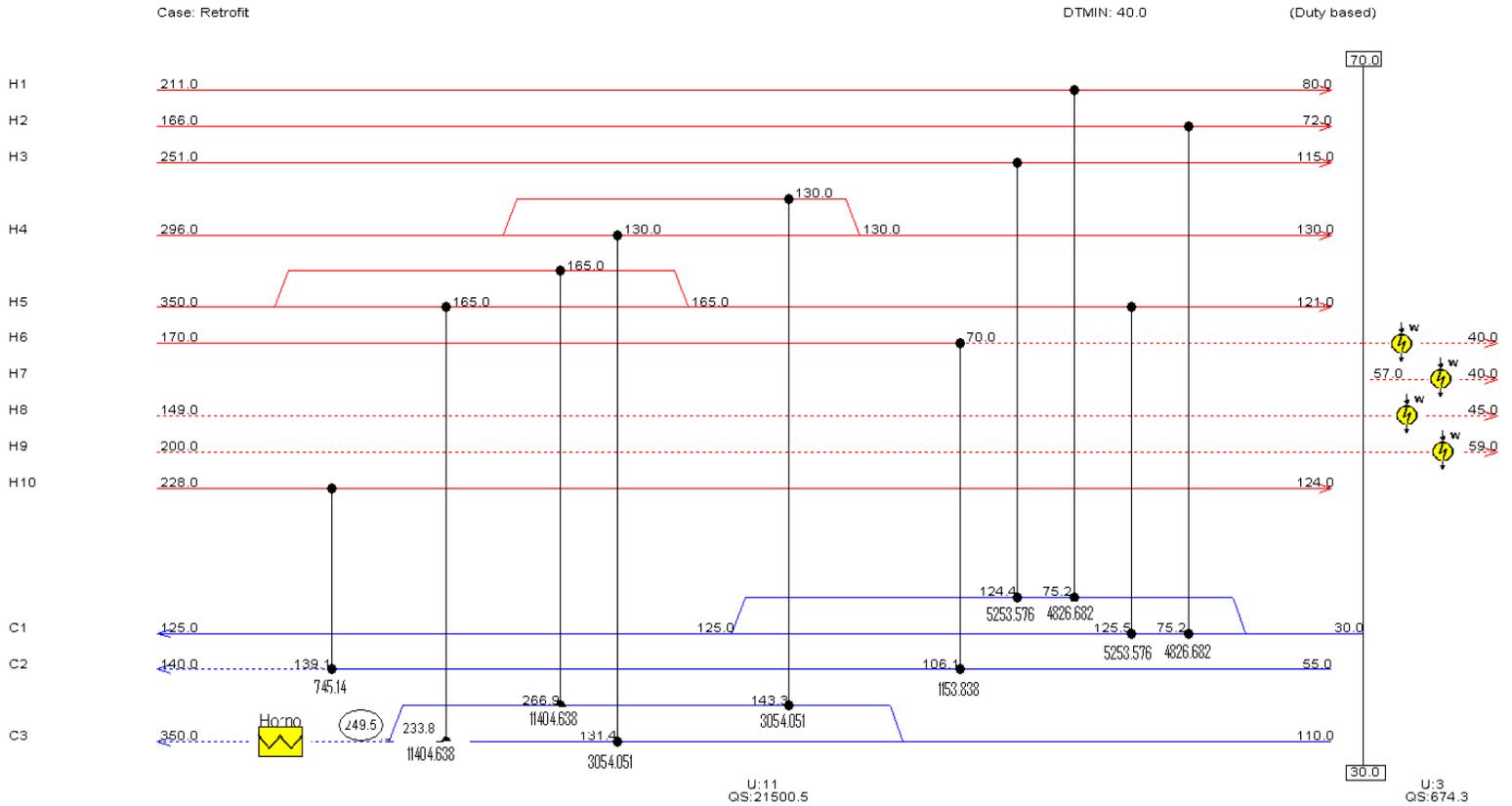


Fig. 3.1: Diagrama de rejilla (variante A)

Nota general para ambas redes de intercambio:

- Al ser analizado los diagramas debemos tener en cuenta que después del Pinch los intercambiadores que se representan significan que hay un intercambio con agua a 30°C.
- Otro de los aspectos que hay que tener en cuenta es que realmente hay dos corrientes frías en el proceso, lo que aparece una tercera corriente (C3), donde C₃ es continuación de C₁, esta división de corriente se debe a que ocurre un proceso de desalación en el intermedio de la corriente C₁, lo que induce un descenso de la temperatura a la entrada del segundo banco de intercambio, al ocurrir esta problemática se hace necesario la división de la corriente, debido a que el simulador no reconoce este cambio de temperatura.



Capítulo III: Alternativas y análisis de la factibilidad técnico-económico

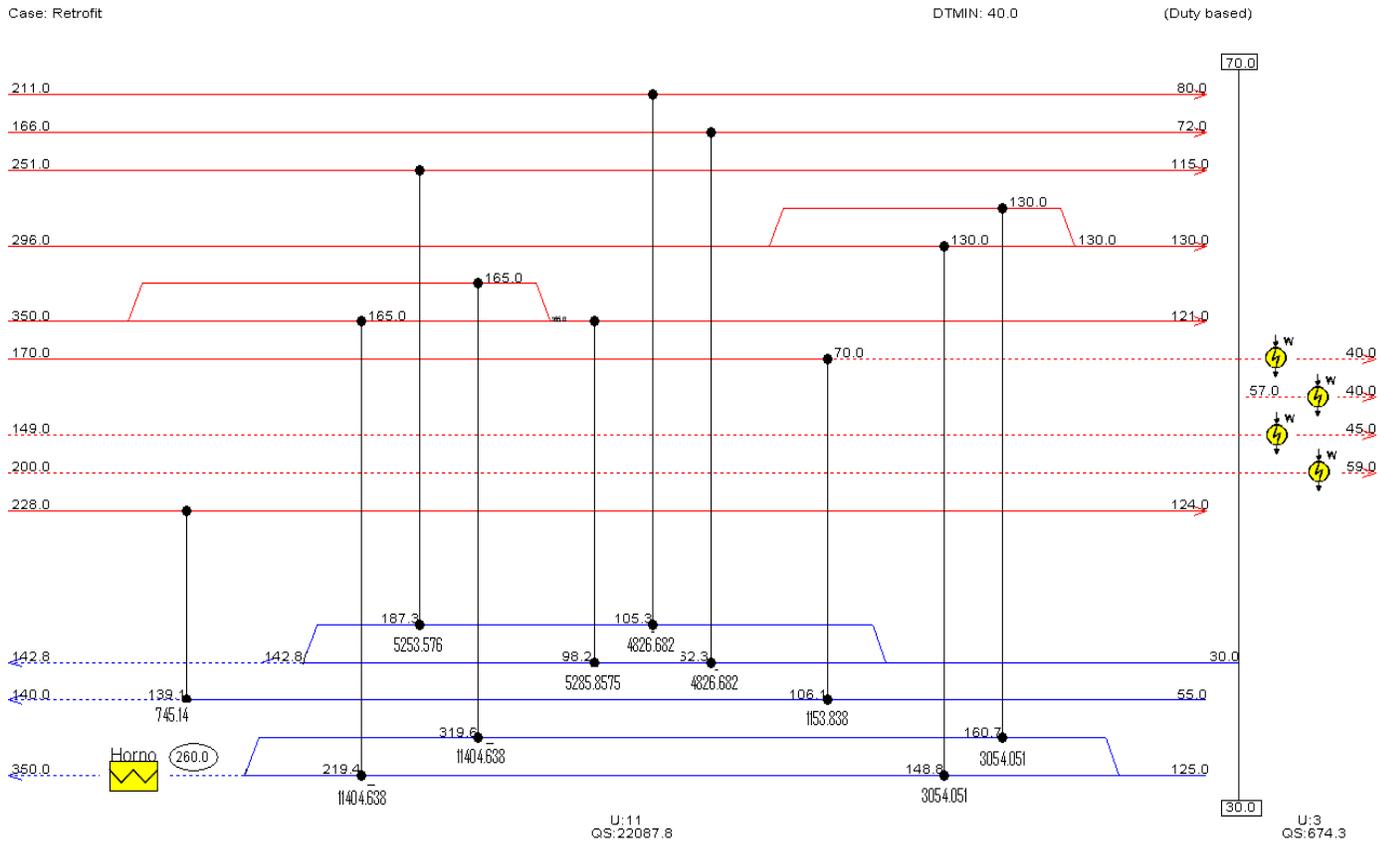


Fig. 3.2: Diagrama de rejilla (variante B)

3.2.1. Análisis de los resultados que nos brinda la red de intercambio

Como podemos apreciar en las variantes que se muestra anteriormente se logra un aumento de la temperatura de corriente fría a la entrada del horno, objetivo al cual se quería llegar, con el proposito de aumentar la eficiencia en el proceso, de forma tal que al lograrse un aumento de la temperatura se demanda menos calentamiento en el horno, por tanto se requiere de menor cantidad de crudo como combustible en el horno, es decir con un aumento de la temperatura a la entrada del horno mejoramos el proceso tanto técnico como económico.





Capítulo III: Alternativas y análisis de la factibilidad técnico-económico

Nota: Después de haber analizado estas dos variantes podemos mencionar una tercera, variante que implica la incorporación a la red de un nuevo intercambiador a la salida de la corriente caliente H_4 que intercambie con el crudo antes de entrar al primer banco de intercambiadores.

En este capítulo no se presencia de la variante mencionada debido a que cuando simulamos el proceso con los datos de temperatura reales se nos presencia un problema de recalentamiento en el proceso, es decir ocurren cruces de temperatura en el proceso, se hace mención de esta variante con el objetivo de tenerla en cuenta para una investigación posterior a esta, que se relacione con el tema.

3.3. Análisis de intercambio térmico para cada horno

3.3.1. Balance de energía en el horno F-101 (T-101)

Variantes	Ecuación	Datos	Resultado	Ref. Bibliográficas
Variante Original	$m_{c_o} = \frac{m_c C_{p_c} (T_s - T_e)}{VCN_{c_o}}$	$m_c C_{p_c} = 61.5779 \frac{Kj}{s^{\circ}C}$ $T_s = 350^{\circ}C$ $VCN_{c_o} = 9600 \frac{Kj}{Kg}$ $T_e = 257^{\circ}C$	$m_{c_o} = 2.15 \frac{t}{h}$	Donald Q. Kern
Variante A	$m_{c_o} = \frac{m_c C_{p_c} (T_s - T_e)}{VCN_{c_o}}$	$m_c C_{p_c} = 61.5779 \frac{Kj}{s^{\circ}C}$ $T_s = 350^{\circ}C$ $VCN_{c_o} = 9600 \frac{Kj}{Kg}$ $T_e = 266^{\circ}C$	$m_{c_o} = 1.93 \frac{t}{h}$	Donald Q. Kern
Variante B	$m_{c_o} = \frac{m_c C_{p_c} (T_s - T_e)}{VCN_{c_o}}$	$m_c C_{p_c} = 61.5779 \frac{Kj}{s^{\circ}C}$ $T_s = 350^{\circ}C$ $VCN_{c_o} = 9600 \frac{Kj}{Kg}$ $T_e = 277^{\circ}C$	$m_{c_o} = 1.69 \frac{t}{h}$	Donald Q. Kern





Capítulo III: Alternativas y análisis de la factibilidad técnico-económico

3.3.2. Balance de energía en el horno F-101 (T-102)

Variantes	Ecuación	Datos	Resultado	Ref. Bibliográficas
Variante Original	$m_{c_o} = \frac{m_c C_{p_c} (T_s - T_e)}{VCN_{c_o}}$	$m_c C_{p_c} = 61.5779 \text{ Kj/s}^0\text{C}$ $T_s = 350^0\text{C}$ $VCN_{c_o} = 9600 \text{ Kj/Kg}$ $T_e = 293.5^0\text{C}$	$m_{c_o} = 4.56 \text{ t/h}$	Donald Q. Kern
Variante A	$m_{c_o} = \frac{m_c C_{p_c} (T_s - T_e)}{VCN_{c_o}}$	$m_c C_{p_c} = 61.5779 \text{ Kj/s}^0\text{C}$ $T_s = 350^0\text{C}$ $VCN_{c_o} = 9600 \text{ Kj/Kg}$ $T_e = 302.5^0\text{C}$	$m_{c_o} = 2.94 \text{ t/h}$	Donald Q. Kern
Variante B	$m_{c_o} = \frac{m_c C_{p_c} (T_s - T_e)}{VCN_{c_o}}$	$m_c C_{p_c} = 61.5779 \text{ Kj/s}^0\text{C}$ $T_s = 350^0\text{C}$ $VCN_{c_o} = 9600 \text{ Kj/Kg}$ $T_e = 315.5^0\text{C}$	$m_{c_o} = 2.75 \text{ t/h}$	Donald Q. Kern

Nota: Luego de haber efectuado el balance energético para ambos hornos en el área de destilación atmosférica generalizamos a continuación el consumo de combustible consumido por cada variante.





Capítulo III: Alternativas y análisis de la factibilidad técnico-económico

Variantes	Resultado	Resultado general
Variante Original	F - 101 (T - 101) $m_{c_o} = 2.15 \text{ t/h}$ F - 101 (T - 102) $m_{c_o} = 4.56 \text{ t/h}$	$m_{c_o} = 6.71 \text{ t/h}$
Variante A	F - 101 (T - 101) $m_{c_o} = 1.93 \text{ t/h}$ F - 101 (T - 102) $m_{c_o} = 2.94 \text{ t/h}$	$m_{c_o} = 4.87 \text{ t/h}$
Variante B	F - 101 (T - 101) $m_{c_o} = 1.69 \text{ t/h}$ F - 101 (T - 102) $m_{c_o} = 2.75 \text{ t/h}$	$m_{c_o} = 4.44 \text{ t/h}$

Como se hacia mención en el análisis de los diagramas de rejilla, tanto para la variante A como para la variante B el proceso es mas eficiente, en esta tabla se puede apreciar de forma precisa que a medida que se incrementa la temperatura a la entrada de el horno se va consumiendo menos combustible en este, por tanto a través de este análisis llegamos al estudio económico para cada variante.





Capítulo III: Alternativas y análisis de la factibilidad técnico-económico

3.4. Análisis económico para cada alternativa

A continuación presenta una tabla con análisis de costo para cada variante:

Variantes	Resultado general	Precio de combustible	Precio de la variante	%
Variante Original	$m_{c_e} = 6.71 \text{ t/h}$	343.98 CUC/t	2308.1058 CUC/h	0
Variante A	$m_{c_e} = 4.87 \text{ t/h}$	343.98 CUC/t	1675.1826 CUC/h	27.4217
Variante B	$m_{c_e} = 4.44 \text{ t/h}$	343.98 CUC/t	1527.2712 CUC/h	33.8301

3.4.1. Análisis de los resultados desde el punto de vista económico

Efectuando un análisis de la tabla económica que se mostró anteriormente podemos llegar a los siguientes resultados:

Para la variante A podemos apreciar que se logra una ganancia de 632.9232 CUC por cada hora de operación.

Para la variante B obtenemos una ganancia de 780.8346 CUC por cada hora de operación, es decir para ambas variante se logra obtener ganancias a partir de un cambio de operación en los flujos, tanto para las corrientes calientes como la fría en el área de destilación atmosférica de la sección-100.

Efectuando un analizas en función al porciento de ahorro podemos deducir que la variante B es la que reporta mayor índice de ahorro con un 33.8301% de la variante original.



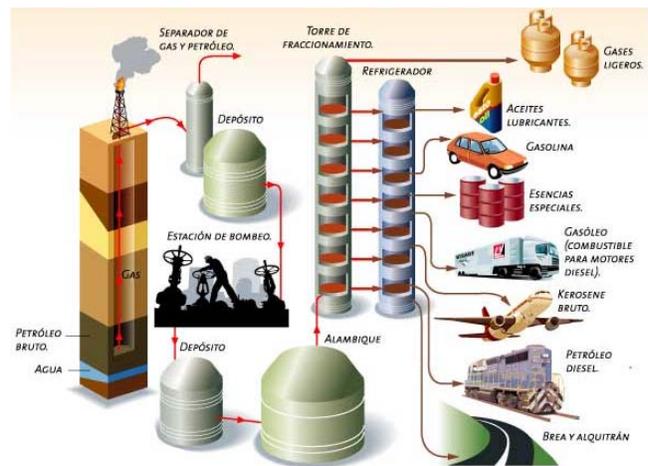


Capítulo III: Alternativas y análisis de la factibilidad técnico-económico

Conclusiones Parciales

1. El método de análisis de proceso basado en el Análisis Pinch, resulta de la aplicación generalizada de los conceptos fundamentales de las leyes termodinámicas (primera y segunda ley) y conjuntamente con la aplicación de un análisis económico, jerarquizan y guían a una concepción integral del proceso muy cerca del óptimo, todo lo cual puede ser realizado a priori del diseño final de forma integrada y conocer de esta manera, como, cuanto y de que forma puede ser afectado el consumo de portadores energéticos.
2. Es necesario dominar las formas de realizar los balances de materiales y energía térmica en cualquier planta química, ya que mientras más reales sean los resultados, más cerca del óptimo del proceso se estará y menos probabilidades de contaminar el medio ambiente.





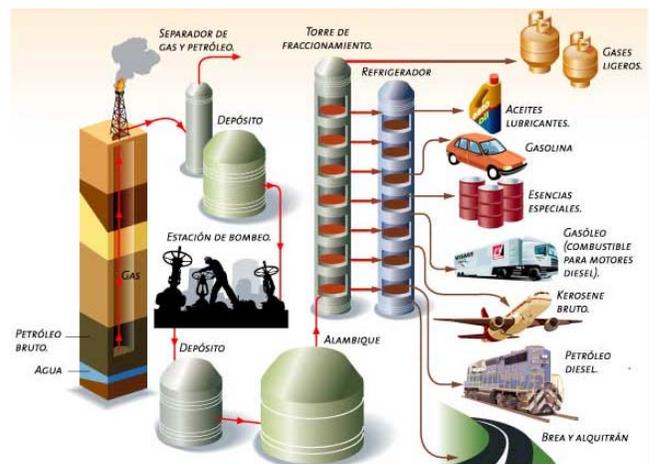
Conclusiones



Conclusiones generales

1. El método de análisis de proceso basado en el Análisis Pinch, resulta de la aplicación generalizada de los conceptos fundamentales de las leyes termodinámicas (primera y segunda ley) y conjuntamente con la aplicación de un análisis económico, jerarquizan y guían a una concepción integral del proceso muy cerca del óptimo, todo lo cual puede ser realizado a priori del diseño final de forma integrada y conocer de esta manera, como, cuanto y de que forma puede ser afectado el consumo de portadores energéticos.
2. Mediante el diseño de las redes de intercambio de calor para las diferentes alternativas que se utilizan, se logra aumentar la eficiencia energética en el proceso, sin obtener gastos considerables en el proceso para la puesta en práctica de estas alternativas.
3. Es necesario dominar las formas de realizar los balances de materiales y energía térmica en cualquier planta química, ya que mientras más reales sean los resultados, más cerca del óptimo del proceso se estará y menos probabilidades de contaminar el medio ambiente.
4. Se logra un ahorro considerable de energía en el área de destilación atmosférica cuando se utilizan diferentes composiciones en los desvíos, tanto de la materia prima como la del producto que intercambia con este, lo cual reporta un beneficio para la fábrica de 632.9232 CUC por cada hora de operación para la variante A y para la B de 780.8346, de forma general se deduce que con la aplicación de la variante A, la más factible, ahorramos un 33% del costo de la variante original





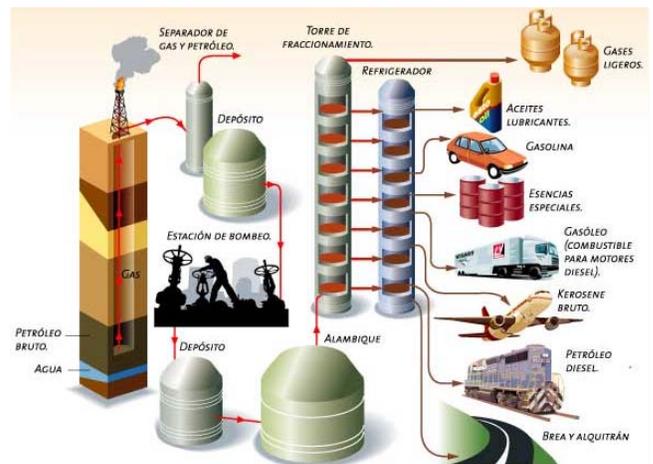
Recomendaciones



Recomendaciones

1. Que se valore la posibilidad de poner en práctica de los resultados obtenidos a partir de las ventajas que ofrece la integración energética en el área de destilación atmosférica de la sección-100.
2. Que se le de continuidad al estudio del método Pinch para explotar todas las posibilidades existentes en la implementación de la integración de procesos a partir de la herramienta del Aspen Pinch.
3. Que se analice la tercera variante mencionada con profundidad como vía para reducir el consumo de energía en la sección.





Bibliografía



Bibliografía

1. AHMAD, S., HUI C. (1991) Heat recovery between areas of integrity.
2. ANDREAS, S. (2004) Synthesis, operation, Analysis, and control". Achim Kienle.
3. BONACHEA, M. (2004) Análisis de la posibilidad de integración en un complejo de fábricas de azúcar-papel-alcohol-torula. UCLV.
4. CATA, S. (2004) Alternativas de Integración material y energética considerando la incertidumbre en una fábrica de azúcar y otras plantas de derivados. Tesis presentada en opción al Título de Master en Análisis de Procesos en la Industria Química.
5. CATÁ, S. (2006) Metodología para la consideración de la incertidumbre en la integración de procesos en la industria azucarera y sus derivados. UCLV.
6. CHANDRA, S. (December, 1997) "Effluent minimization-a little water goes a long way".
7. CRIPPS, H. (2000) Process integration in the pulp and paper industry.
8. CRIPPS, H. (2000) Process integration in the pulp and paper industry.
9. CRUZ, J. J. S. Fundamento sobre ahorro de energía.
10. DUNN, R. & EL-HALWAGI (1997) "Synthesis and optimization for environmental process design-A review of the state of the art".
11. DUNN, R. & WENSEL, H. (2001) Process Integration Design methods for water conservation and wastewater reduction in industry.
12. DUNN. R. & BUSH., G. (2000) Using process integration technology for cleaner production. Vol. 8.
13. EL-HALWAGI, M. M. (1996) "Design of cost-effective VOC recovery systems". TVA Department of economics development and EPA center for waste reduction.
14. EL-HALWAGI, M. M. & B.K., S. (1997) "Synthesis and Optimization for Enviromental Process Desing-A Review of the State of the Art". American Chemical Society.





15. EL-HALWAGI, M. M. & MANOUSIOUTHAKIS, V. (1992) Automatic synthesis of exchange networks. AICHE Journal.
16. EL-HALWAGI, M. M. & MANOUSIOUTHAKIS, V. (1992) Synthesis of mass exchange networks". . AICHE Journal, Vol. 35.
17. EL-HALWAGI, M. M. & SPRIGGS, H. D. (1998) Solve design puzzles with mass integration". Chemical engineering progress.
18. ESCOBEDO, C. A. (2004) Síntesis Óptima y Minimización de Servicios Auxiliares para el Proceso de Hidrodealquilación de Tolueno. Universidad de las Américas Puebla.
19. ESPINOSA, R. (2001) "Análisis de la integración energética en los procesos tecnológicos de la industria azucarera".
20. FERNÁNDEZ-POLANCO, B. L. A. D. (2002.) Minimización del coste de servicios industriales. Tecnología de pinch.
21. GARRISON, G. & EL-HALWAGI, M. M. (2000) "A Global Approach to Integrating Enviromental, Energy, Economic, and Technological Objectives" American Chemical Society.
22. GARRISON, G. W. & SPRIGGS, H. D. (1997) "Optimal separation and allocation of hydrogen are using species interception networks". AICHE.
23. GLAVIC, P. A. N. (February 1993) "Completely Analyze Energy-Itegrated Processes". University of Maribor. .
24. GONZALES, M. (2004) Impacto global de una tecnología más limpia en la fabricación de papel para ondular. UCLV.
25. GONZÁLEZ, M. C. & CATA, S. (2004) Impacto del pulpeo con etanol en la obtención de una tecnología más limpia en la fabricación de papel para ondular.
26. GROSSMANN, I. E. & HASHEMI-AHMADY, A. (1997) "A branch and contract algorithm for the global optimization of heat exchanger networks". American Chemical Society.
27. H., R. & M., B. (1999) Targeting procedures for energy savings by heat integration across plants. Aiche Journal, Vol. 45.





28. HALLALE, N. (2001) "Trends in process integration".
29. HELN, W. & ARTHUR, G. (1999) "Saving energy costs with your condensing turbine generator". TAPPI Journal.
30. HENBEN, G. & LUCAS, K. (1992) "Two-Level procedure for simultaneous mass and heat integration. Spring meeting session". AICHE Journal.
31. HERNÁNDEZ, H. & HERNÁNDEZ, S. (2006) Integración de energía en secuencias de destilación para separar mezclas. Revista Mexicana de Ingeniería Química, Vol. 5.
32. HERNANDEZ, T. (2002) Evaluación tecnológica del esquema de aguas en planta de fabricación de papel, utilizando métodos de integración de masa.
33. HUI, C. & AHMAD, S. (1994) Total site heat integration using the utility system.
34. HURME, M. (1999) Conceptual Desing of Clean Processes: Tools and Methods". AICHE Journal.
35. JABER, D. (2001) Cut costs whit condensate return. Tappi Journal.
36. JONES, D. S. J. S. (2006) Handbook of Petroleum Processing.
37. KERN, D. (1965) Procesos de transferencia de calor. .
38. KING, C. J. & GANTZ, D. W. (2008) Systematic evolutionary process synthesis.
39. KOUFOS, D. & RETSINA, T. (2001) Practical energy and water management through pinch analysis for the pulp and paper industry. Water Science & Technology.
40. LINNHOFF, B. (1986) User guide on process integration for efficient use of energy.
41. LINNHOFF, M. (1998) Introduction to Pinch Technology.
42. LÓPEZ, B. (2004) Alternativa para la obtención de productos de alto valor agregado a partir de bioetanol mediante técnicas de destilación. . UCLV.
43. MAUROMATIS, S. & KOKOSSIS, A. C. (1997) "Conceptual models and decomposition for the optimization of utility networks against operational variation". AICHE Journal.





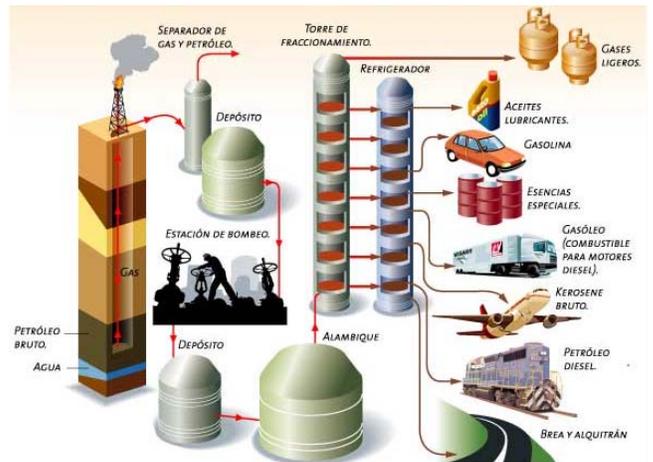
44. MORALES, A. (2006) Efecto de la configuración de redes en el área total de intercambio de calor en sistemas de enfriamiento., México.
45. MORGAN, W. (September 1992) "Use process integration to improve Process Design Process" Chemical Engineering Progress.
46. NOURELDIN, M. B. & EL-HALWAGI, M. M. (1999) "Interval-based targeting for pollution prevention via mass integration". Computers and Chemical Engineering.
47. NOURELDIN, M. B. & EL-HALWAGI, M. M. (2000) "Pollution prevention targets through integrated design and operation". Computers and Chemical Engineering.
48. PARTHASARATHY, G. (1999) "Minimization of cost recycling in chemical processes". Chemical engineering journal.
49. PARTHASARATHY, G. & EL-HALWAGI, M. M. (1997) "Mass Integration for Multicomponent Nonideal Systems". American Chemical Society.
50. PARTHASARATHY, G. & KRISHNAGOPALAN, G. (2000) "Systematic reallocation of aqueous resources using mass integration in a typical pulp mill".
51. PERRY (1984) Chemical Engineers Handbook. .
52. PETERS, M. S. (1991) PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS.
53. POSUELA, M. (2001) Errores en la búsqueda de condiciones robustas.
54. PRADA, C. D. (2004) Futuro del Control de Procesos.
55. SCENNA, N. (1999) Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos.
56. SCENNA, N. (2003) Modelado, simulación y optimización de procesos químicos. .
57. SMITH (1995) Chemical Process Design. .
58. SRINIVAS, B. K. (1997) "An overview of mass integration and its application to process development".
59. TABERNEIRO, I. H. (2001) Optimización del consumo energético de procesos industriales. Tecnología de Pinch. Combinación con el Análisis de Exergía.





60. TRIPATHI, P. (1996) "Pinch technology reduces waste water". Chemical engineering.
61. VIERA, B. (1988) "Modelación matemática para ingenieros químicos".
62. WATSON, R. A. (1979) "Strategy of Process engineering".
63. WILSON, S. D. & MANOUSIOUTHAKIS, V. I. (1997) "Heat/Mass exchange network. Synthesis with stream mixing: a linear program formulation".
64. http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/leip/alvarez_e_c/capitulo5.pdf.
65. http://es.wikipedia.org/wiki/An%C3%A1lisis_Pinch.
66. <http://www.cubasolar.cu/biblioteca/energia/Energia25/HTML/articulo09.htm>
67. <http://www.energia.inf.cu/iee-mep/Document/FIDE1.pdf>.

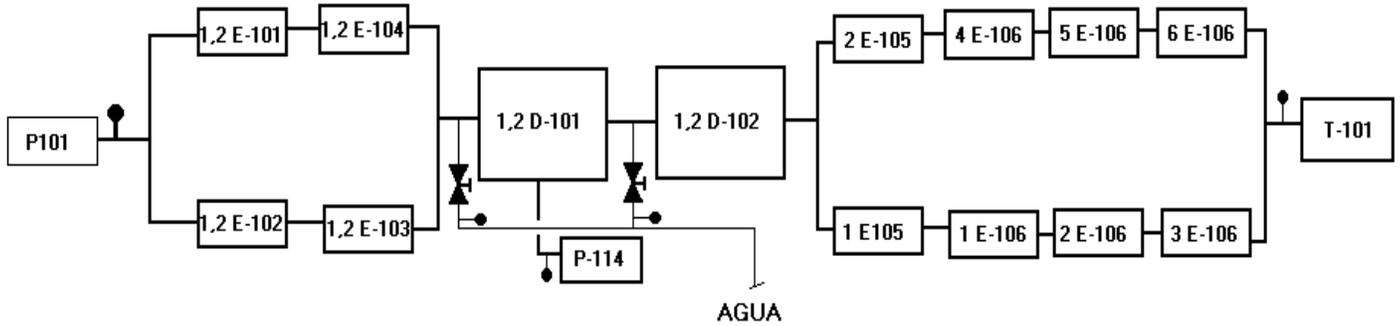




Anexos

Diagrama de bloque de la red de intercambio de la sección-100

ESQUEMA NRO1 SECCION-100



RELACION DE PLATILLOS CIEGO.

1. DESCARGA DE P101
2. L-21 DEL 2E-101
3. LINEA DE LAVADO CON DIESEL 1,2 E101
4. ENTRADA DE LA SV DEL 1,2 E-101
5. ENTRADA DE T-101
6. LINEA DE VACIADO P-114
7. LINEA DE VENTEO DE LOS EDH
8. LINE DE DRENAJE EDH
9. PARA EL RESTO DE LOS INTERCAMBIADORES IDEN AL 1,2 E-101
10. SOLUCION SALINA

PLATILLOS

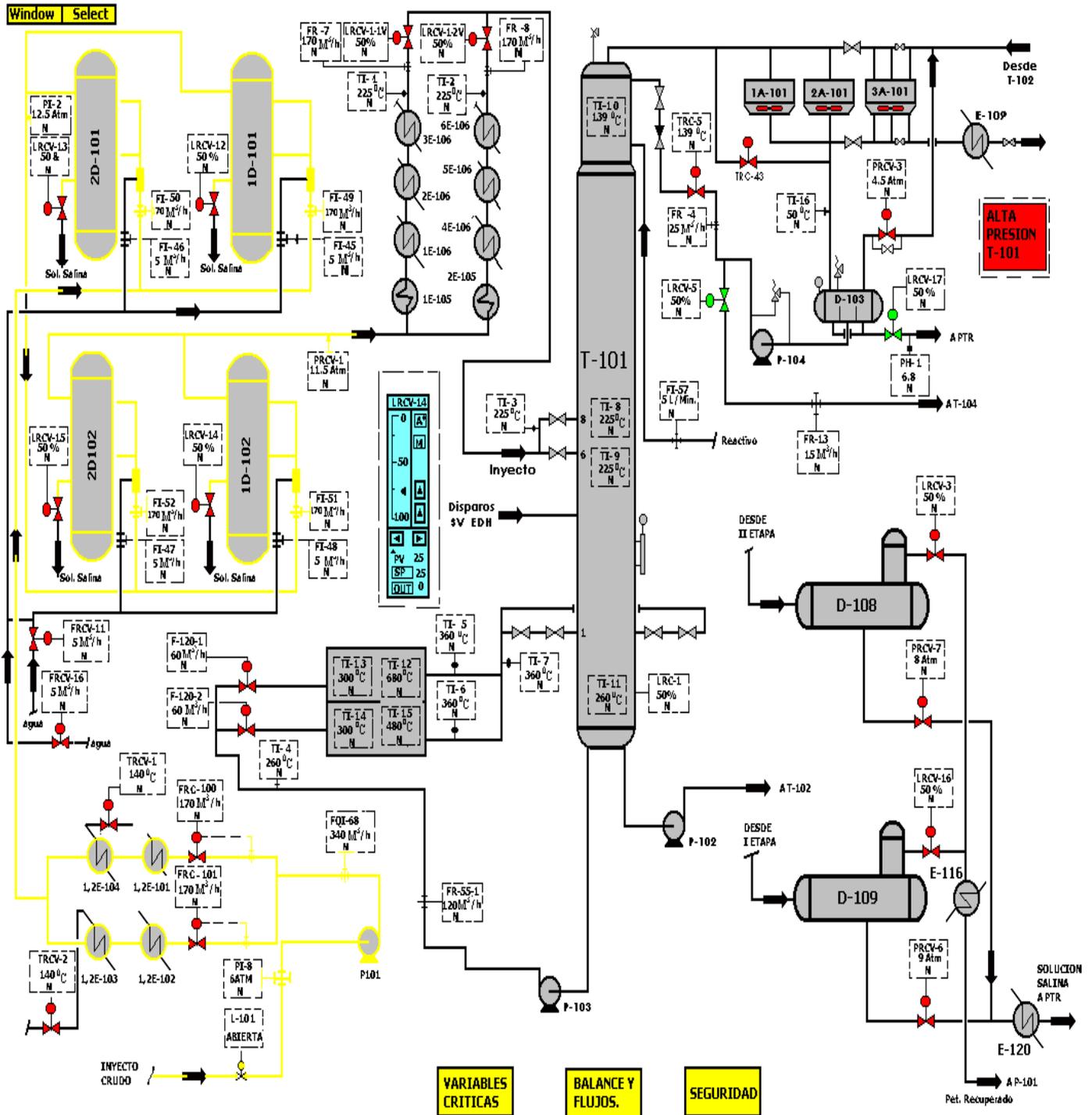
250 / 40	2
50 / 40	8
100 / 40	4
20 / 16	20
15 / 40	4
200 / 40	1

PRESION DE PRUEBA:

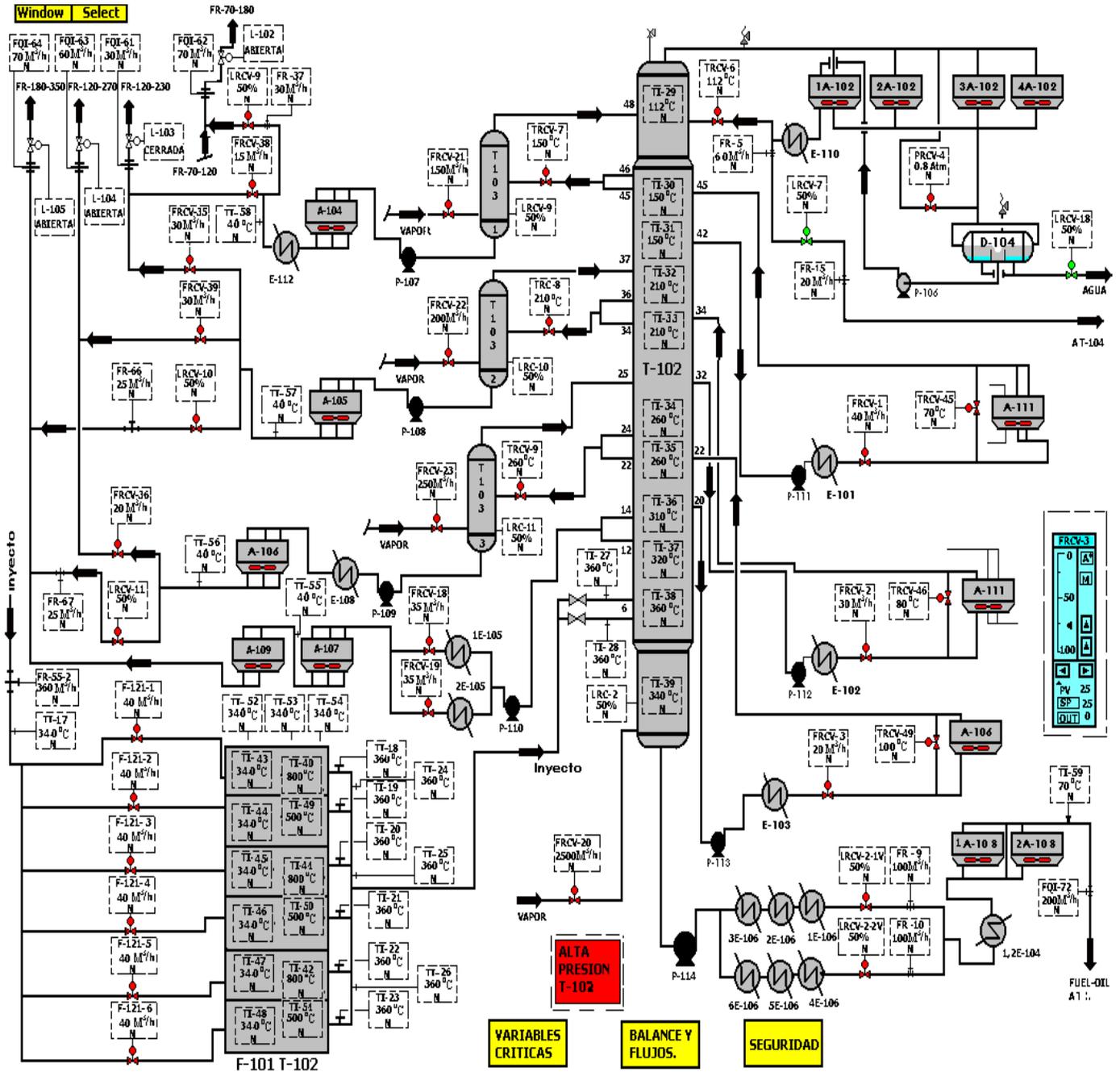
<p>PRESION DE PRUEBA:</p>

Diagramas de flujo de la sección-100 de refinería "Camilo Cienfuegos"

Torre T-101 (Despojadora)

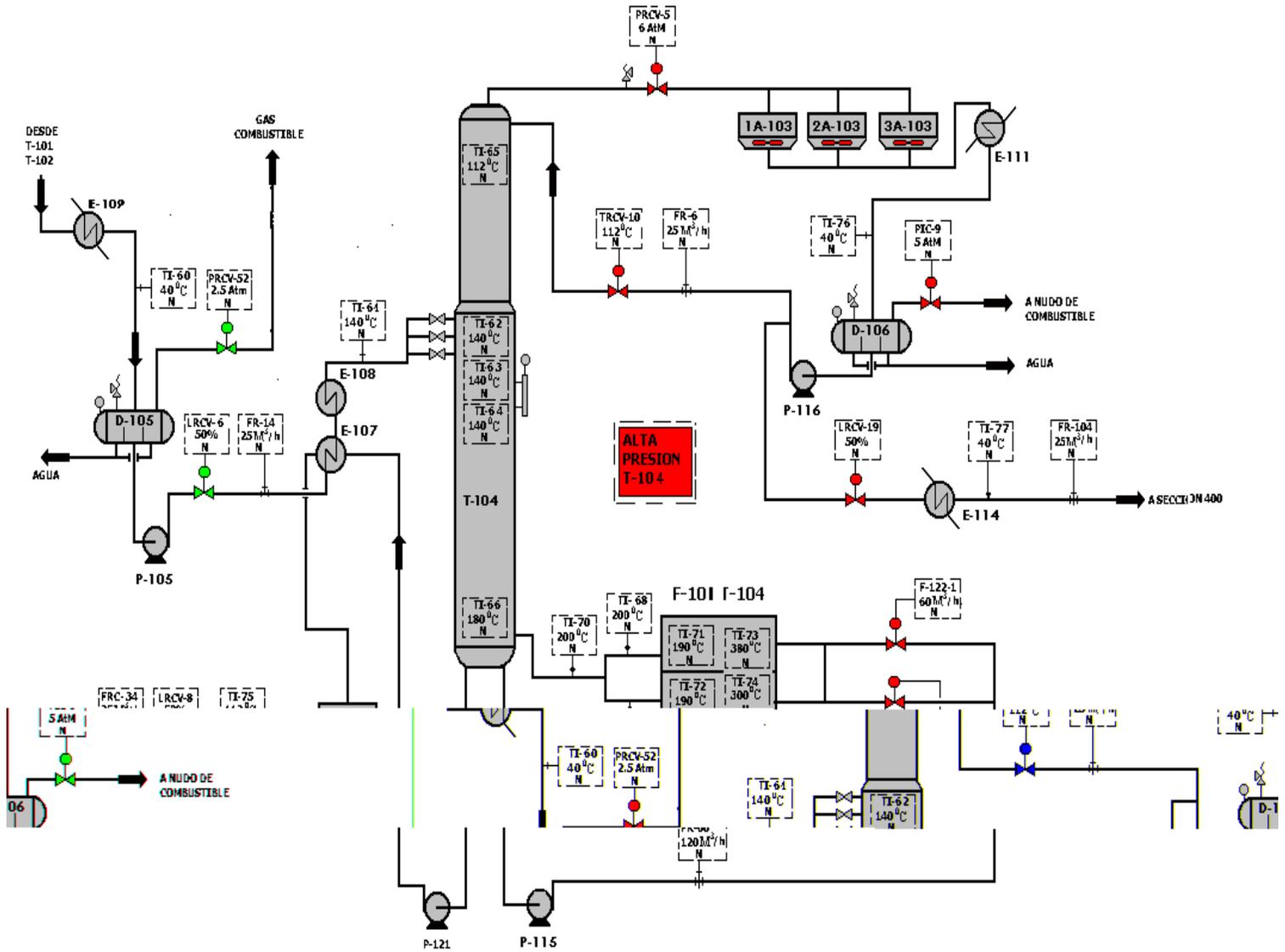


Torre T-102 (Destilación Atmosférica)



Torre T-104 (Obtención de nafta)

Window Select



VARIABLES CRITICAS

BALANCE Y FLUJOS.

SEGURIDAD

Sección 100 Balance material

Denominación	% masa	Kg/hr	Mton/año
Fracción no estable PIE- 70 °C más gas	5,7	21300	170
Fracción 70-180 °C	12,1	45340	362,7
Fracción 120-230 °C	3,6	13380	107,0
Fracción 120-270 °C	3,6	13700	109,6
Componente Kero			87,0
Componente Diesel			22,6
Fracción 180-350 °C	22,3	83750	670,0
Fracción >350 °C	52,2	195710	1565,8
Agua a solución salina	0,2	750	6,0
Pérdidas	0,5	1820	14,5
Total	100,2	375750	3006,0

Horas de operación de la unidad: 8230 hr/año

Al 100 % de capacidad 7680 hr/año

Al 60 % de capacidad 550 hr/año

Índices de consumo

Energéticos	Consumo
Vapor	12,78 Ton/hr
Fuel oil	43,50 Mton/año (0,015)
Electricidad	6,8800 Kwh./ton

Fichas Técnicas de los equipos de la sección -100 en general

Bloque de torres sección 100.

	T-101
Tope (T°C)	139
Fondo (T°C)	263
Tope (P Kgf/cm ²)	4,6
Fondo (P Kgf/cm ²)	4,8
Flujo (ton/hr)	
Líquido: tope/fondo	41,7 / 436,1
Vapor: Tope/fondo	81,36 / 96,75
Reflujo	0,85:1
Peso específico	
Cond. de trabajo (Kgf/cm ³)	
Líquido: tope/fondo	601,4 / 737
Vapor: Tope/fondo	14,4 / 15,25
Flujo específico del líquido en la unidad de la longitud de vertimiento, (m ³ /mhr)	
Tope	
Fondo	51,7 73,8
Velocidad de vapores (m/seg)	
Permisible: Tope / fondo	
Real. Tope / fondo	0,44 / 0,234 0,415 / 0,22
Altura del nivel de vertimiento (mm)	
Tope	194

Fondo	223		
Distancia entre platos (mm)			
Tope	600		
Fondo	600		
Diámetro torre (mm)			
Superior	2200		
Inferior	3200		
Tipo de plato:	Cant.	Marca	Material
Válvula.			
Un flujo	10	<u>IIA2200-600</u> 75-40	Bct3cp2
Cuatro flujo	9	<u>IIIA3200-600</u> 75-40	08x13
Altura de la torre, m	28,7		
Material de la torre	Bct3cp + 08x13		
Inyector	Plato 9 y 7		

Torre T-102

T-102	Secc I	Secc II	Secc III	Secc IV	Secc V	Secc VI
Platos (tray)	45-57	34-45	23-34	13-23	6-13	1-6 fondo
Presión (Kgf/cm ²)	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Temp (°C)	113	166	211	253	340	350
Flujo (ton/hr)						
Líquido	117	218	230,9	235,6	104,7	230,74
Vapor	135	186,5	230,98	287,49	251,57	38,61
Reflujo	5,5: 1					
Peso específico						
Cond. de trabajo						

(Kgf/cm ³)						
Líquido						
Vapor	646	648	653	657	668	773
	5,4	6,2	6,74	7,45	7,8	4,2
Flujo específico del líquido en la unidad de la longitud de vertimiento, (m ³ /mhr)	74	70	73	76	61	67
Velocidad de vapores (m/seg)						
Permisible	0,66	0,95	0,85	0,93	0,96	0,32
Real	0,63	0,68	0,77	0,89	0,72	0,28
Altura del nivel de vertimiento (mm)	231	234	236	240	212	261
Distancia entre platos (mm)	600	600	600	600	600	600
Diámetro torre (mm)	3400	4000	4000	4000	4000	3400
Tipo de plato:						
Válvula.						
Un flujo	12					
Dos flujo		11	11	10	7	6
Altura de la torre, m	55					
Material de la torre	Acero 20K + 28x13 fondo exterior 16GC					
Inyector	Plato 6					



Torres	T-103 Secc I	T-103 Secc II	T-103 Secc III	T-104
Presión (Kgf/cm ²)	1,05	1,15	1,25	Tope/fondo 6 / 6,4
Temp (°C)	159	203	252	T/F 117 / 192
Flujo (ton/hr)				
Líquido	29,43	34,79	27,03	T/F 81,82 / 151,38
Vapor	5,55	4,72	3,05	T/F 110,45 / 123,61
Peso específico				
Cond. de trabajo (Kgf/cm ³)				
Líquido	655	657	662	T/F 555 / 570
Vapor	5,0	5,96	6,6	T/F 19,3 / 23,2
Flujo específico del líquido en la unidad de la longitud de vertimiento, (m ³ /mhr)	67	70	54	Tope 56,4 Fondo 60,5
Velocidad de vapores (m/seg)				
Permisible	0,51	0,37	0,29	T/F 0,41 / 0,26
Real	0,394	0,276	0,214	T/F 0,354 / 0,21
Altura del nivel de vertimiento (mm)	229	206	164	Tope 151 Fondo 171
Distancia entre platos (mm)	600	600	600	Tope 600



				Fondo 600
Diámetro torre (mm)	1000	1000	1000	Tope 2400 Fondo 3000
Tipo de plato: Válvula. Un flujo Dos flujo	6 6	6 6	5 5	60
Altura de la torre, m	38,7			52,2
Material de la torre	Bct3cp	Bct3cp	Bct3cp+08x13	3cp5
Material del plato	Bct3pc3	Bct3pc3	08x13	Bct3cp2

Hidráulica de la Torre T-102

Denominación	IV corte	III corte	II corte	I corte
Plato de extracción	12 y 14	22 y 24	36 y 34	46 y 45
No de flujos del plato	2	2	2	1
Área de trabajo del plato, m ²	8,8	8,8	8,8	6,4
Perímetro del vertedero, m	5,3	5,3	5,3	2,7
Área del vertedero, m ²	1,8	1,8	1,8	1,3
Longitud de recorrido del líquido, m	1,2	1,2	1,2	1,9
Paso de las válvulas, mm	50	50	50	50



Parte activa del plato	0,19	0,19	0,19	0,22
Área de paso del vapor, m ²	1,7	1,7	1,7	1,4
Distancia entre platos, mm	600	600	600	600
Altura del tabique, mm	40	40	40	40
Distancia del bajante al plato, mm	80	80	80	80
Fracción, °C diseño	270-350	230-270	180-230	120-180

Fichas técnicas de los Bancos de Intercambio

Equipo	E-101	E-102	E-103	E-104	E-105	E-106	E-107	E-108
Material cuerpo	Bct3cp5	Bct3cp5	Bct3cp5	Bct3cp5	Bct3cp5+ 12	Bct3cp5	Bct3cp5	Bct3cp5
Fluido por tubos	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo reducido	Crudo	Crudo reducido	PIE/120	Gas estable PIE 120
Fluido cuerpo	I ref. circ.	II ref. circ.	III ref. circ.	Crudo	Fr. 270-350	crudo	Fr. 230-270	Fr. PIE 120
No total cuerpo	4	4	3	4	4	12	2	2
Area trans. Calor, m ²	119	99	214	214	119	160	119	79
No tubos por el	316	210	568	568	324	340	320	200



cuerpo								
Material del tubo	Acero 20	Acero 20	Acero 20	Acero 20	08x13	15XM	Acero 20	Acero 20
No paso por tubos	2	2	2	2	2	4	2	2
D ex tubos, mm	20	25	20	20	20	25	20	20
D int tubos, mm	16	20	16	16	16	20	16	16
Long tubos, mm	6000	6000	6000	6000	6000	6000	6000	6000
Long efectiva tubos, mm	5871	5871	5871	5901	5901	5871	5871	5892
Tipo de arreglo	cuadrado							
Paso de tubos, mm	26	32	26	26	26	32	26	32
Claridad, mm	6	7	6	6	6	7	6	7
D del cuerpo, mm	630x12	630x12	824x12	824x12	630x10	820x10	630x12	530x12
D int.del cuerpo, mm	606	606	800	800	610	800	606	506



Separación entre baffles, mm	250	250	250	250	250	250	250	250
No baffles	20	20	20	20	20	20	20	20
Presión en tubos, Kgf/cm ²	28,6	28,6	28,6	24	18	16,5	21,2	22
Presión cuerpo, Kgf/cm ²	14,5	13,6	15,1	28,6	18	16,5	21,2	22
T tubos, °C	30-74	30-70	74-116	178-122	110-134	350-178	50-110	232-124
T cuerpo, °C	166-70	211-80	252-100	74-130	296-130	134-225	173-70	110-140