



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA.
ENERGÍA - SISTEMAS ENERGÉTICOS.**

**USO EFICIENTE DE ENERGÍA EN UNA
PLANTA DE AMONIACO.
Comparación de datos de operación y evaluación de
opciones tecnológicas.**

TESIS

**Que para optar por el grado de:
Maestro en Ingeniería.**

Presenta:

Ing. Javier Victoria Juárez.

Tutor Principal:

**Dr. Enrique Rodolfo Bazúa Rueda.
Facultad de Ingeniería Química UNAM.**

MÉXICO, D.F. ABRIL 2014.



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Fernández Zayas José Luis.

Secretario: Dr. Bazúa Rueda Enrique Rodolfo.

Vocal: Dr. Best y Brown Roberto.

1^{er} Suplente: Dr. Martínez Fernández Manuel.

2^{do} Suplente: M. en I. Sánchez Cifuentes Augusto.

Lugares donde se realizó la tesis: **Instituto de Energías Renovables (IER), Facultad de Química UNAM.**

Tutor de Tesis:

Dr. Enrique Rodolfo Bazúa Rueda.

Dedicado:

Con todo mi cariño a la persona que sido el pilar en mi vida, por su gran apoyo y amor. Mi madre, María Matías Juárez Ramón.

A la persona que siempre me ha tendido su mano ofreciendo su infinito apoyo. Mi hermano, Fredi Victoria Juárez.

A ti que me brindas tu compañía llena de amor y apoyo. Gracias por estar a mi lado, Silvia Ramos Hernández.

A mi familia y amigos que me impulsan a ser una mejor persona.

A todos ustedes que a través de mi camino comparten un poco de su memorable vida. Ahora puedo decir que este trabajo lleva su esencia.

Agradecimientos.

Al Dr. Enrique Rodolfo Bazúa Rueda por ser el pilar que sustenta el conocimiento aplicado en esta tesis. Por su paciencia y disponibilidad para ofrecer el conocimiento al alcance del alumno. Se aprecia su calidez humana y su gran amistad.

Al M. en I. Augusto Sánchez Cifuentes por su gran ayuda. Su colaboración se lleva grabada en las palabras que componen este trabajo.

A los doctores José Luis Fernández Zayas, Roberto Best y Brown y Manuel Martínez Fernández por su gran ayuda en la revisión de este trabajo.

Al centro de informática de la Facultad de Química de la UNAM, por sus servicios prestados para la elaboración de este trabajo.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por la beca proporcionada para mis estudios de maestría.



Índice general

| | |
|---|------------|
| Agradecimientos. | I |
| Indice de Figuras. | III |
| Indice de Tablas | IV |
| 1. Introducción. | 1 |
| 1.1. Desarrollo Histórico de la Síntesis de Amoniacó. | 1 |
| 1.2. Evolución de la eficiencia energética. | 4 |
| 1.2.1. Esfuerzos para el aumento de la eficiencia 80s. | 5 |
| 1.2.2. Esfuerzos para el aumento de la eficiencia 90s. | 5 |
| 1.2.3. Esfuerzos para el aumento de la eficiencia 2000. | 6 |
| 1.3. Justificación. | 7 |
| 1.4. Objetivo General. | 7 |
| 1.4.1. Objetivos Específicos. | 8 |
| 2. El proceso de producción de amoniacó. | 9 |
| 2.1. Producción de gas de Síntesis. | 9 |
| 2.1.1. Desulfuración. | 11 |
| 2.1.2. Reformación. | 12 |
| 2.1.2.1. Condiciones de operación. | 12 |
| 2.1.2.2. Reformador Primario. | 14 |
| 2.1.2.3. Catalizador en el reformador primario. | 15 |
| 2.1.2.4. Reformador secundario. | 15 |
| 2.1.2.5. Catalizador en el reformador secundario. | 16 |
| 2.1.3. Mutación. | 17 |
| 2.1.3.1. Mutación en plantas de reformado con vapor. | 17 |
| 2.1.3.2. Mutación a Alta temperatura. | 17 |
| 2.1.3.3. Mutación de Baja temperatura. | 18 |
| 2.1.4. Purificación. | 18 |
| 2.1.4.1. Remoción de Dióxido de Carbono CO ₂ | 18 |
| 2.1.4.2. Purificación Final: Metanación. | 19 |
| 2.1.5. Compresión. | 20 |
| 2.1.6. Síntesis de Amoniacó. | 20 |
| 2.1.6.1. Catalizador del Reactor de Síntesis. | 21 |

| | | |
|-----------|--|-----------|
| 2.1.6.2. | Configuración del circuito de Síntesis. | 21 |
| 2.2. | Plantas de amoniaco completas. | 23 |
| 2.2.1. | El concepto básico de plantas de un solo tren. | 24 |
| 2.2.2. | Requerimientos de energía mínima para el proceso de reformación con vapor. | 24 |
| 2.2.3. | Emisiones de CO ₂ | 25 |
| 2.3. | Modernización de plantas viejas. | 26 |
| 3. | Caso de Estudio. | 28 |
| 3.1. | Descripción del proceso. | 28 |
| 3.1.1. | Sección de reformación. | 28 |
| 3.1.2. | Sección de Purificación. | 30 |
| 3.1.3. | Sección de Síntesis. | 32 |
| 3.1.4. | Sección de refrigeración. | 35 |
| 3.1.5. | Sección de agua de caldera y generación de vapor. | 38 |
| 3.1.6. | Tren de intercambiadores de calor del reformador primario. | 39 |
| 3.1.7. | Sección del agua de enfriamiento. | 40 |
| 3.2. | Simulación del caso de Estudio. | 40 |
| 3.2.1. | Aspen Hysys y la termodinámica. Elección del paquete termodinámico y ecuación de estado. | 41 |
| 3.2.2. | Definición del estado de un sistema. La regla de las fases. | 41 |
| 3.2.3. | Puntos de interés en la creación de la simulación. | 42 |
| 3.2.4. | Resultados de Simulación. | 45 |
| 3.2.4.1. | Cálculo de propiedades termodinámicas de corrientes de proceso. | 45 |
| 3.3. | Análisis Termodinámico del Proceso. | 51 |
| 3.3.1. | Herramientas fundamentales de Análisis. | 51 |
| 3.3.2. | Resultados de Análisis. | 53 |
| 3.3.2.1. | Sección de Reformación. | 54 |
| 3.3.2.2. | Sección de Purificación. | 56 |
| 3.3.2.3. | Sección de Síntesis. | 59 |
| 3.3.2.4. | Proceso Restante. | 61 |
| 3.4. | Eficiencia Energética, emisiones de CO ₂ y consumo de agua de enfriamiento. | 65 |
| 4. | Implementación de medidas para el ahorro y uso eficiente de energía. | 66 |
| 4.1. | Sección de reformación. | 69 |
| 4.1.1. | Implementación de un pre-reformador. | 70 |
| 4.2. | Sección de Síntesis. | 75 |
| 4.2.1. | Reducción de carga térmica en el loop de síntesis. | 75 |
| 4.2.2. | Alimentación y purga del loop de síntesis. | 81 |
| 4.2.2.1. | Re-ubicación de la corriente de alimentación al loop. | 84 |
| 4.2.2.2. | Re-ubicación de la corriente de purga del loop de síntesis. | 87 |
| 4.2.2.3. | Re-ubicación simultanea de las corrientes de alimentación y purga. | 90 |

| | | |
|-----------|--|------------|
| 4.2.3. | Integración de turbinas generadoras de potencia. | 94 |
| 4.3. | Integración térmica del proceso por el análisis del punto de pliegue (Análisis Pinch). | 102 |
| 4.3.1. | Fundamentos del análisis Pinch. | 105 |
| 4.3.1.1. | Las reglas de oro del análisis pinch. | 113 |
| 4.3.1.2. | Diseño de una red de intercambio de calor. | 114 |
| 4.3.2. | Análisis Pinch del caso de Estudio. | 118 |
| 4.3.2.1. | Extracción de datos. | 118 |
| 4.3.2.2. | Servicios Auxiliares (Utilities). | 121 |
| 4.3.2.3. | Estado actual de la red de intercambio de calor. | 121 |
| 4.3.3. | Diseño de una nueva red de intercambio de calor en la sección fría. | 136 |
| 4.3.4. | Simulación y análisis termodinámico del proceso con la nueva red de intercambio de calor. | 147 |
| 4.3.4.1. | Análisis termodinámico de la sección de síntesis con la nueva red de intercambio de calor. | 150 |
| 5. | Resultados. | 154 |
| 5.1. | Implementación de un pre-reformador. | 154 |
| 5.2. | Reducción de la carga térmica en el loop de síntesis. | 156 |
| 5.3. | Re-ubicación de la corriente de alimentación al loop de síntesis. | 157 |
| 5.4. | Re-ubicación simultanea de las corrientes de alimentación y purga en el loop de síntesis. | 159 |
| 5.5. | Integración de turbinas generadoras de potencia. | 161 |
| 5.6. | Integración térmica del proceso por el análisis del punto de pliegue (Análisis Pinch). | 164 |
| 6. | Conclusiones y perspectivas a futuro. | 167 |
| 6.1. | Perspectivas a futuro. | 168 |



Índice de figuras

| | |
|---|----|
| 1.1. DFP simplificado Planta de amoniaco en 1930s. | 4 |
| 1.2. Evolución de la Eficiencia Energética en plantas de amoniaco. | 7 |
| 2.1. Rutas para la producción de amoniaco. | 10 |
| 2.2. Equilibrio de metano en función de V/C, T. | 13 |
| 2.3. Equilibrio de metano en función de P, T. | 14 |
| 2.4. Configuración básica del reformador Secundario. | 16 |
| 2.5. Configuraciones posibles del circuito de síntesis. | 23 |
| 2.6. Reducción de emisiones de CO ₂ en plantas de amoniaco en los últimos 50 años. | 26 |
| 3.1. Diagrama de flujo simplificado de la sección de reformación y purificación del caso de estudio. | 30 |
| 3.2. DFP simplificado del ciclo de separación en la sección de purificación. | 31 |
| 3.3. DFP de la sección de síntesis del caso de estudio. | 33 |
| 3.4. Sistema de condensación y separación de amoniaco. | 34 |
| 3.5. Diagrama de flujo simplificado de la sección de refrigeración. | 36 |
| 3.6. Diagrama de flujo simplificado de la sección de generación vapor. | 38 |
| 3.7. Diagrama de flujo simplificado del tren de intercambiadores de calor. | 39 |
| 3.8. Diagrama de flujo simplificado de la sección de agua de enfriamiento. | 40 |
| 3.9. Diagrama de flujo general para el cálculo de circuitos. | 43 |
| 3.10. Proceso de cálculo del quemador FH-103B. | 43 |
| 3.11. Proceso de cálculo de aire en el quemador del tren de reformación. | 44 |
| 3.12. Diagrama de flujo simplificado de la sección de agua de enfriamiento. | 44 |
| 3.13. Balances de energía en equipos de proceso. | 51 |
| 3.14. Panorama general de la energía en un proceso. | 52 |
| 3.15. Distribución del trabajo perdido en el caso de estudio. | 54 |
| 3.16. Distribución de trabajo perdido en la sección de reformación. | 56 |
| 3.17. Distribución de trabajo perdido en la sección de purificación. | 57 |
| 3.18. Perfil de temperaturas intercambiadores 105-CA/CB y 105-C. | 57 |
| 3.19. Distribución de trabajo perdido en la sección de síntesis. | 59 |
| 3.20. Trabajo perdido en las secciones restantes del proceso. | 61 |
| 3.21. Trabajo perdido en la sección refrigeración. | 62 |
| 4.1. Modificación en el sistema de agua de caldera y generación de vapor. | 68 |
| 4.2. Ajuste en el consumo de combustible. | 69 |

| | |
|--|-----|
| 4.3. DFP de la instalación de un pre-reformador. | 71 |
| 4.4. Impacto del loop de síntesis en el sistema de refrigeración. | 77 |
| 4.5. DFP de la sección de síntesis con la disminución de la carga térmica. | 77 |
| 4.6. DFP sección de síntesis. Concentración de amoníaco y gas de síntesis. | 84 |
| 4.7. DFP sección de síntesis con la alimentación al loop re-ubicada. | 86 |
| 4.8. DFP sección de síntesis con re-ubicación de la corriente de purga. | 90 |
| 4.9. DFP sección de síntesis con re-ubicación de la corriente de alimentación y purga. | 91 |
| 4.10. Recuperación del calor de reacción en el convertidor de síntesis y ciclo de potencia. | 96 |
| 4.11. DFP integración de un ciclo de potencia Brayton en el loop de síntesis. | 97 |
| 4.12. Diagrama de flujo de un proceso simple. | 103 |
| 4.13. Diagrama de flujo de un proceso simple con un intercambiador de calor. | 104 |
| 4.14. Corrientes del proceso simple en un diagrama T/H con $\Delta T_{\min}=0$ C | 105 |
| 4.15. Corrientes del proceso simple en un diagrama T/H con $\Delta T_{\min}=20$ C | 106 |
| 4.16. Formación de la curva compuesta caliente. | 107 |
| 4.17. Curva compuesta para el problema de 4 corrientes. | 108 |
| 4.18. Curvas compuestas desplazadas para el ejemplo de cuatro corrientes. | 112 |
| 4.19. Gran curva compuesta para el problema ejemplo de cuatro corrientes. | 113 |
| 4.20. Reglas de oro del análisis pinch. | 114 |
| 4.21. Diagrama de rejilla. | 115 |
| 4.22. Diseño de la red de intercambio de calor por arriba del punto pinch para caso ejemplo. | 116 |
| 4.23. Diseño de la red de intercambio de calor por abajo del punto pinch para el caso ejemplo. | 117 |
| 4.24. Red de intercambio de calor completa para el ejemplo. | 118 |
| 4.25. Selección de corrientes frías y calientes del proceso de estudio. | 119 |
| 4.26. Selección de corrientes frías y calientes sección agua de caldera y vapor. | 120 |
| 4.27. Linealización de corrientes con C_p variable. | 120 |
| 4.28. Detección de los criterios para separar el proceso en la zona caliente y fría. | 123 |
| 4.29. Cálculo de DT_{\min} para el intercambiador 115-C. | 124 |
| 4.30. Curvas compuestas de la parte caliente del proceso. | 126 |
| 4.31. Diagrama de Rejilla de la parte caliente del proceso. | 128 |
| 4.32. Curvas compuestas de la parte fría del proceso. | 130 |
| 4.33. Pinch de servicios auxiliares. | 132 |
| 4.34. Diagrama de Rejilla de la parte fría del proceso. | 134 |
| 4.35. Cálculo de la carga térmica que traspasa un pinch de servicios. | 135 |
| 4.36. Diseño de la nueva red de intercambio de calor en la sección fría. Parte 1. | 141 |
| 4.37. Diseño de la nueva red de intercambio de calor en la sección fría. Parte 2. | 143 |
| 4.38. Diseño de rejilla de la nueva red de intercambio de calor en la sección fría. | 146 |
| 4.39. DFP de la nueva red de intercambio de calor en la sección fría del proceso. | 148 |
| 5.1. Resultados de la implementación simulada de un pre-reformador. Parte 1 | 155 |
| 5.2. Resultados de la implementación simulada de un pre-reformador (Eficiencia energética y emisiones de CO_2). | 155 |

| | |
|--|-----|
| 5.3. Resultados de la reducción de las cargas térmicas del sistema de condensación de amoníaco. | 156 |
| 5.4. Resultados de la reducción de carga térmica en el sistema de condensación de amoníaco.(Eficiencia energética y emisiones de CO ₂). | 157 |
| 5.5. Resultados del cambio de alimentación al loop síntesis de amoníaco. . . | 158 |
| 5.6. Resultados del cambio en la alimentación al loop de amoníaco.(Eficiencia energética y emisiones de CO ₂). | 159 |
| 5.7. Resultados de la re-ubicación simultanea de las corrientes de alimentación y purga al loop síntesis. | 160 |
| 5.8. Resultados de la re-ubicación de las corrientes de alimentación y purga del loop de amoníaco.(Eficiencia energética y emisiones de CO ₂). | 161 |
| 5.9. Resultados de la integración de turbinas generadoras de potencia al loop síntesis. | 162 |
| 5.10. Resultados de la integración de un ciclo Braytón en el loop de síntesis (Eficiencia energética y emisiones de CO ₂). | 163 |
| 5.11. Resultados de la sección de síntesis con una nueva red de intercambiadores de calor. | 164 |
| 5.12. Resultados de la sección de síntesis con una nueva red de intercambiadores de calor.(Eficiencia energética y emisiones de CO ₂). | 165 |



Índice de tablas

| | |
|--|----|
| 2.1. Composición de los catalizadores en el convertidor de Síntesis. | 22 |
| 2.2. Requerimientos de energía específica para la producción de amoníaco comparado con el mínimo teórico. | 25 |
| 3.1. Composición molar del gas natural alimentado a la planta. | 28 |
| 3.2. Composición molar del aire utilizado en la planta. | 29 |
| 3.3. Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso Parte 1. | 46 |
| 3.4. Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso Parte 2. | 47 |
| 3.5. Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso Parte 3. | 48 |
| 3.6. Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso Parte 4. | 49 |
| 3.7. Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso Parte 5. | 50 |
| 3.8. Resultados del Análisis termodinámico para la sección de reformación. | 55 |
| 3.9. Resultados del Análisis termodinámico para la sección de purificación. | 58 |
| 3.10. Resultados del Análisis termodinámico para la sección de síntesis. | 60 |
| 3.11. Resultados del Análisis termodinámico para la sección de refrigeración. | 63 |
| 3.12. Resultados del Análisis termodinámico para el tren de intercambiadores de calor, agua de caldera y vapor. | 64 |
| 4.1. Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso para la sección de reformación con un pre-reformador. | 73 |
| 4.2. Resultados del Análisis termodinámico para la sección de reformación modificada por la adición de un pre-reformador adiabático de baja temperatura. | 76 |
| 4.3. Composición molar de la corriente de alimentación y re-circulación. | 78 |
| 4.4. Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso para la sección de síntesis modificada por la disminución de las cargas térmicas del sistema de condensación de amoníaco. | 79 |
| 4.5. Reducción de las principales cargas térmicas en el loop de síntesis. | 80 |
| 4.6. Resultados del análisis termodinámico para la sección de síntesis modificada por la reducción de la carga térmica del loop. | 82 |
| 4.7. Análisis termodinámico del compresor de refrigeración cuando se han modificado las cargas térmicas del sistema de condensación de amoníaco. | 83 |
| 4.8. Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso para la sección de síntesis con re-ubicación de la corriente de alimentación al loop. | 85 |

| | |
|--|-----|
| 4.9. Concentración de punto de inserción de la corriente de alimentación al loop de síntesis (kmol/h). | 86 |
| 4.10. Resultados del análisis termodinámico para la sección de síntesis con re-ubicación de la corriente de alimentación al loop. | 88 |
| 4.11. Análisis termodinámico del compresor de refrigeración cuando la alimentación al loop de síntesis se ha re-ubicado. | 89 |
| 4.12. Corrientes de proceso de la sección de síntesis con re-ubicación simultanea de las corrientes de alimentación y purga. | 92 |
| 4.13. Concentración de la corriente de purga del loop de síntesis en el caso base, con re-ubicación de alimentación y re-ubicación de las corrientes de purga y alimentación (kmol/h). | 92 |
| 4.14. Resultados del análisis termodinámico para la sección de síntesis modificada por la re-ubicación simultanea de las corrientes de alimentación y purga del loop de síntesis. | 93 |
| 4.15. Análisis termodinámico del compresor de refrigeración con la re-ubicación de las corrientes de alimentación y purga del loop de síntesis. | 95 |
| 4.16. Corrientes de proceso de la sección de síntesis con integración de un ciclo de potencia Brayton. | 98 |
| 4.17. Resultados del análisis termodinámico para la sección de síntesis modificada por la integración de una turbina generadora de potencia. | 100 |
| 4.18. Análisis termodinámico del compresor de refrigeración con la integración de una turbina generadora al loop de síntesis. | 101 |
| 4.19. Datos para el ejemplo simple de dos corrientes. | 103 |
| 4.20. Datos para el ejemplo de cuatro corrientes. | 107 |
| 4.21. Algoritmo tabla problema. | 109 |
| 4.22. Algoritmo para la construcción de la curva compuesta caliente. | 111 |
| 4.23. Algoritmo para la construcción de la curva compuesta fría. | 111 |
| 4.24. Corrientes calientes y frías para el análisis pinch del proceso. | 122 |
| 4.25. Corrientes que existen en la parte caliente del proceso. | 124 |
| 4.26. Intercambiadores de calor existentes en la parte caliente del proceso. | 125 |
| 4.27. Tabla problema para la sección caliente del caso de estudio. | 126 |
| 4.28. Datos para las curvas compuestas de la parte caliente del proceso. | 127 |
| 4.29. Cargas térmicas que atraviesan el pinch en la parte caliente del proceso. | 129 |
| 4.30. Corrientes que existen en la parte fría del proceso. | 129 |
| 4.31. Intercambiadores de calor existentes en la parte fría del proceso. | 131 |
| 4.32. Tabla problema para la sección fría del caso de estudio. | 132 |
| 4.33. Objetivos de Servicios Auxiliares ideales para la parte fría del proceso. | 133 |
| 4.34. Cargas térmicas que atraviesan los pinch de servicios en la sección fría del proceso. | 135 |
| 4.35. Intercambiadores de calor que componen la nueva red. | 145 |
| 4.36. Comparación de la distribución de los servicios auxiliares de enfriamiento ideales, del diseño actual y del nuevo diseño. | 146 |
| 4.37. Cargas térmicas que atraviesan los pinch de servicios para el nuevo diseño de la red. | 147 |

| | |
|--|-----|
| 4.38. Comparación entre las cargas térmicas que atraviesan los pinch de servicios del diseño actual y diseño nuevo. | 147 |
| 4.39. Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso para la sección de síntesis modificada con una nueva red de intercambio de calor. | 149 |
| 4.40. Resultados del análisis termodinámico para la sección de síntesis modificada por una nueva red de intercambiadores de calor. | 151 |
| 4.41. Resultados del análisis termodinámico para el compresor de refrigeración cuando la sección de síntesis tiene una nueva red de intercambiadores de calor. | 153 |
| 5.1. Tabla resumen con los resultados más importantes de las modificaciones. | 166 |



Capítulo 1

Introducción.

1.1. Desarrollo Histórico de la Síntesis de Amoniacó.

EL amoniaco (NH_3) es la materia prima principal en la elaboración de productos de alto consumo entre los que se incluyen fertilizantes, fibras sintéticas, explosivos, refrigerantes, compuestos orgánicos nitrogenados, etc. Sus mayores aplicaciones se ubican entre los sectores: agrícola, textil, plásticos, automotriz, metalurgia, fotográfica, papel, farmacéutica y muchos otros.

La industria del amoniaco surgió como una necesidad de desarrollar nuevos métodos de **fijación de nitrógeno**¹, que desde luego eran para la producción de fertilizantes. En un principio se desarrollaron dos procesos principales:

- El proceso del arco eléctrico.
- El proceso de la cianamida.

El **proceso del arco eléctrico** fue incentivado por la producción de energía barata en Noruega y en Estados Unidos. En este proceso aire pasaba a través de un arco eléctrico el cual aumentaba su temperatura hasta 3000°C , donde nitrógeno y oxígeno se combinaban para dar óxidos nitrosos. En 1904, **Christian Birkeland**² junto con **Sam Eyde**³ desarrollaron el proceso industrial el cual dio origen a la construcción de la primer planta comercial que en 1908 producía cerca 7000 toneladas de nitrógeno fijo. En 1902, noruegos y **BASF**⁴ construyeron una nueva planta comercial en Noruega; sin embargo, BASF se retiró poco después por el éxito de la primer planta piloto para la síntesis de amoniaco. Las plantas noruegas operaron a largo de la primera guerra mundial y tenían una producción total anual de 28 000 toneladas de nitrógeno fijo. El consumo de energía de estas plantas era enorme, con casi **600 GJ/Tm N_2** ⁵

¹Proceso que combina nitrógeno molecular o di-nitrógeno con oxígeno o hidrógeno para dar óxidos o amonio.

²Físico Noruego(1867-1913)

³Ingeniero y Empresario Noruego (1866-1940) fundador de Elkem y Norsk Hydro.

⁴Acrónimo de Badische Anilin and Soda Fabrik

⁵El término Tm se refiere a la unidad de medida de 1 Tonelada Métrica igual a 1000 kg.



representaba cerca de 17 veces el consumo de una planta de amoníaco avanzada de reformación con vapor de 1996.

El **proceso de la cianamida** desarrollado por **FRANK**⁶ y **CARO**⁷ fue establecido comercialmente en 1910. Carburo de calcio formado de coque y cal en un horno de carburo, reacciona con nitrógeno para dar cianamida de calcio; la cual puede ser descompuesta con agua para formar amoníaco. El proceso era energéticamente muy ineficiente ya que consumía aproximadamente **190 GJ/Tm NH₃**. En 1934 el 11 % de la producción de nitrógeno fijo mundial aun estaba basado en el proceso de la cianamida y algunas plantas continuaron operando hasta después de la segunda guerra mundial.

Una vez que **BERTHOLLET**⁸ probara en 1784, que el amoníaco consistía de nitrógeno e hidrógeno y estableciera la relación entre estos elementos, muchos experimentos en los 80s estaban dirigidos a su síntesis directa; pero aun seguía habiendo fracasos. Una de las razones por la cuales no hubo éxito fue el conocimiento limitado de la termodinámica y la comprensión incompleta de la ley de acción de masas y equilibrio químico. Fue la nueva ciencia fisicoquímica (que en esos años había tenido un acelerado auge) la que permitió investigar la formación de amoníaco más sistemáticamente.

Por el año de 1900, **FRITZ HABER**⁹ comenzó a investigar el equilibrio del amoníaco a presión atmosférica y encontró concentraciones mínimas de amoníaco alrededor de los 1000°C. Por otra parte, **OSTWALD**¹⁰ y **NERNTS**¹¹ estaban cercanamente involucrados en el problema de la síntesis de amoníaco, pero una serie de errores y malentendidos ocurrieron durante la investigación, por ejemplo: OSTWALD retiró una solicitud de patente para un catalizador de síntesis de amoníaco de hierro debido a un experimento erróneo, mientras que NERNTS llegó a la conclusión de que la síntesis de amoníaco comercial no era factible en vista de la baja conversión al primer equilibrio medido entre 50-70 bares. Después de la controversia con NERNTS, HABER repitió sus mediciones a presión atmosférica y posteriormente a presiones más elevadas, lo cual logro abatir la preocupación de sus colegas con las concentraciones en equilibrio desfavorables. Concluyó que era necesario emplear presiones mayores y lo más importante, que un proceso de reciclaje era necesario.

La cantidad de amoníaco formado en un solo paso del gas de síntesis sobre el catalizador era muy pequeña para ser de interés comercial. Así, HABER recicló el gas de síntesis no convertido después de separar el amoníaco por condensación, además de mezclar una nueva fuente de gas de síntesis para compensar la parte que se había convertido en amoníaco. El gas resultante se re-circula por medio de un compresor hacia el reactor que contiene el catalizador. Este proceso fue descrito en la patente **DRP 235 421** (1908), la cual se convirtió en la base para la manufactura industrial del amoníaco, y desde entonces el mismo principio ha encontrado aplicación generalizada en numerosos procesos de alta presión. La idea de reciclaje de **HABER** cambio la concepción

⁶ Adolph Frank.(1834-1916) Ingeniero, Químico y empresario alemán.

⁷ Nikodem Caro(1871-1935) Químico industrial y empresario alemán.

⁸ Claude Louis Berthollet (1748-1822), Químico Francés

⁹ (1868-1934), Químico Alemán ganador del premio Nobel de Química en 1918.

¹⁰ Friedrich Wilhelm Ostwald(1853-1932). Químico, filósofo y profesor alemán. Premio Nobel de Química en 1909.

¹¹ Walther Hermann Nernst (1864-1941). Físico y Químico Alemán. Premio Nobel de Química 1920.



estática de la ingeniería de procesos a favor de un enfoque más dinámico.

En 1908, HABER se acercó a BASF en búsqueda de apoyo para su trabajo y discutir las posibilidades para realizar un proceso industrial. El éxito de una planta piloto de amoniaco en abril de 1909, convenció a los representantes y directivos de BASF para continuar con el desarrollo técnico del proceso con todos los recursos disponibles. El proceso comercial fue desarrollado en tan solo cinco años por **CARL BOSCH**¹² y un equipo de colaboradores dedicados y altamente capacitados. La primera planta comercial de amoniaco comenzó su producción en Oppau en septiembre de 1913 y tenía una capacidad diaria de 30 toneladas de amoniaco. Expansiones incrementaron su capacidad a cerca de 250 toneladas diarias entre los años 1916 y 1917. Una segunda planta construida en Leuna en 1917 con capacidad de producción de 36 000 toneladas anuales siguió la secuencia. Finalmente más expansiones llegarían a 240 000 toneladas anuales que marcarían el inicio de la producción global después de la primera guerra mundial. Así, se construyeron plantas que se basaban en la licencia de BASF en Inglaterra, Francia, Italia y muchos otros países.

En las plantas de aquellos años (Figura 1.1) el gas de síntesis se obtenía de coque con generadores de vapor de agua y generadores de gas producto paralelamente. En Leuna, carbón era gasificado y posteriormente introducido en los generadores del **proceso Winkler**¹³, el primer ejemplo de la tecnología de lecho fluidizado. El progreso en plantas de separación de aire criogénico con respecto a la confiabilidad y capacidad hizo posible el cambio al proceso de gasificación de aire a oxígeno con el paso del tiempo. La conversión catalítica ya fue hecha sobre catalizadores de óxido de hierro y óxido de cloro. La depuración con agua fue usada para la remoción de **CO₂**, mientras que el **CO** residual era removido por un lavado líquido con una solución de cobre. La gasificación, desulfuración y conversión catalítica se llevaba a cabo a presión atmosférica, mientras que la remoción de **CO₂**, el lavado con la solución de cobre y la síntesis eran hechos a 25 y 300 bares respectivamente.

Hasta después del fin de la segunda guerra mundial, las capacidades de las plantas fueron expandidas por la instalación de unidades paralelas con producción de 70-120 toneladas por día. En estas plantas la generación del gas de síntesis continuó basada en carbón hasta cerca de 1950. La creciente disponibilidad de materias primas baratas y nuevos procesos de gasificación (reformación con vapor y oxidación parcial) permitieron el inicio de una nueva etapa en la industria del amoniaco.

El proceso de reformación con vapor fue principalmente desarrollado por **BASF** y mejorado en gran medida por **ICI**¹⁴, quien extendió el uso de nafta como materia prima. Antes de que el gas natural llegara a estar disponible en grandes cantidades en Europa, la oxidación parcial de aceites pesados fue usada en una gran cantidad de plantas. La siguiente revolución en la industria del amoniaco fue la llegada de plantas de amoniaco con un solo tren de intercambiadores de calor, siendo **M.W KELLOGG**¹⁵ el principal pionero en estos diseños. La filosofía del diseño fue utilizar un solo tren de

¹²(1874-1940). Químico e Ingeniero Alemán. Premio Nobel de Química 1931.

¹³Proceso que utiliza carbón de granos pequeños, que no funden y se gasifica en un lecho de torbellino con oxígeno o aire y vapor de agua sin presión y temperaturas entre 800 y 1000°C.

¹⁴Acrónimo de Imperial Chemical Industries, compañía química británica.

¹⁵Hoy en día KBR Inc. Compañía estadounidense de Ingeniería y construcción.

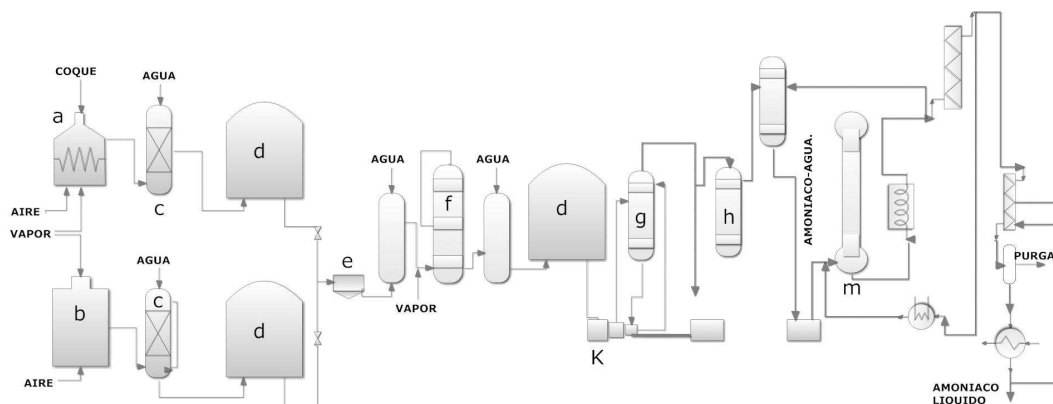


Figura 1.1: DFP simplificado de una planta de amoníaco 1930s.

a) Generador de vapor, b) Generador de gas, c) Depurador, d) Gasómetros, e) Removedor de Sulfuro, f) Mutanador, g) Removedor de CO_2 , h) Removedor de CO , k) Compresor.

intercambios de calor que hace a la **planta energéticamente autosuficiente**¹⁶ debido a un alto grado de integración energética. Solo a través de este concepto innovador, con su reducción drástica en el consumo de materia prima y los costos de inversión, fue posible el aumento en la producción mundial en los años subsecuentes. La creciente competencia y el aumento de los precios de la materia prima en los años 70s y 80s, obligaron a las empresas de la industria e ingeniería a mejorar sus procesos. Para plantas nuevas el diseño con la adopción de recientes tecnologías es inminente, mientras que para plantas más viejas la necesidad de modernizarse es para reducir el consumo de energía y ser económicamente competitivas [2].

1.2. Evolución de la eficiencia energética.

EN la fase inicial del desarrollo a nivel mundial de la industria del amoníaco, la eficiencia energética no figuraba en el enfoque del diseño de plantas. Esto se debió a que la energía en diversas formas como gas natural, nafta, electricidad, y otros; solían ser muy baratos. Sin embargo en 1973, el “oilshock”; embargo petrolero de la OPEP¹⁷ produjo que los precios de la energía se triplicaran en muy poco tiempo; así, el parámetro de la eficiencia energética en el diseño de plantas se tomó en cuenta además del costo de capital de planta.

Mejorar la eficiencia energética ha sido el mayor reto a enfrentar a través de los años. Esta mejora energética es el resultado de esfuerzos que la misma industria realiza a través de la implementación de varios esquemas de ahorro de energía y la adopción de tecnologías más eficientes para nuevas plantas.

Para las plantas construidas entre los años 1943-1965, el consumo específico de energía era de aproximadamente **63-57 GJ/Tm NH_3** , mientras que para los años

¹⁶Plantas sin admisión de energía externa, por ejemplo: energía eléctrica.

¹⁷Acrónimo de Organización de Países Exportadores de Petróleo. Organización inter-gubernamental creada como respuesta a la baja del precio oficial del petróleo, formada por grandes compañías distribuidoras en agosto de 1960.



siguientes hasta 1972 el consumo de energía se ubicaba entre **37.24 - 39.33 GJ/Tm NH₃**[15].

Las plantas de los 1970s ya solían ser diseñadas considerando reducir el consumo de energía en vista del incremento en sus precios. Por otra parte, plantas más viejas debían ser modernizadas si es que querían mantenerse competitivas.

El continuo desarrollo de procesos tecnológicos, catalizadores, materiales de construcción y diseño de equipo permitió el incremento de la eficiencia energética tanto para plantas nuevas como viejas.

1.2.1. Esfuerzos para el aumento de la eficiencia 80s.

EL consumo de energía promedio en estas plantas era de aproximadamente **35 GJ/Tm NH₃** y mantenían una producción promedio entre 1000 y 1350 toneladas por día. La materia prima principal era gas natural.

Los primeros esfuerzos por incrementar la eficiencia energética en este periodo incluían la instalación de una unidad recuperadora de hidrógeno del gas de purga. Todas estas unidades fueron basadas en la separación criogénica de hidrógeno, el cual era reciclado al circuito de síntesis. Hasta entonces el gas de purga era quemado en el reformador.

El segundo desarrollo importante fue la disponibilidad de tubos para el reformador de mejor metalurgia que el **HK-40**¹⁸ o el equivalente utilizado en muchos reformadores. Nueva metalurgia como el **IN519**¹⁹, tenía más fuerza y fue posible usar tubos con paredes más delgadas que permitían mayor espacio interior para el embalaje del catalizador y por lo tanto un mayor rendimiento. Esto no solo aumento la capacidad del reformador sino que también aumento el ahorro en el consumo de energía.

Otras medidas incluían el uso de nuevos solventes en la sección de remoción de **CO₂**, mas recuperación de calor en la zona de convección del reformador, etc.

Las medidas antes descritas lograron reducir la energía específica en **0.63-1.05 GJ/Tm NH₃**[15].

1.2.2. Esfuerzos para el aumento de la eficiencia 90s.

EL cambio de tubos de mejor metalurgia en los reformadores continuó inclusive en los años 90s, pero se había tomado mayor énfasis en la recuperación de calor residual de los gases de combustión del horno del reformador. La temperatura de los gases llegó a estar entre 150-160°C de los más de 200°C que se solían manejar. Junto con otras medidas de integración de calor en la planta de amoniaco, se lograron reducir de **0.42 - 0.84 GJ/Tm NH₃**.

También hubo modernización en el sistema de extracción de **CO₂** a través del cambio de mejores solventes, por ejemplo: en algunas unidades se cambió de solvente de amina a **MDEA**²⁰, además de un mejor embalaje en las torres de absorción y desorción para

¹⁸Tubo de aleación formada por 25 % cromo - 20 % Níquel. Ofrecen resistencia a temperaturas modernamente altas, resistencia a la oxidación y resistencia a la carbonización

¹⁹Tubo de Aleación formada por 23-25 % Níquel, 23-25 % Cromo y 1.4-1.8 % Niobio.

²⁰Metildietanolamina



una mayor eficiencia en la transferencia de masa. Estas medidas lograron reducir el consumo de energía de **0.15 GJ/kmol CO₂** a **0.1 GJ/kmol CO₂**.

Los siguientes esfuerzos en la reducción del consumo de energía se centraron en el cambio interno del reactor de síntesis. Se pasó de un viejo flujo axial a un flujo radial; el cual permite el uso de un catalizador más activo de granulometría más fina y sin incrementar la caída de presión a través del reactor. Lo anterior resultó en un aumento en la conversión del reactor y la disminución en el consumo de energía en el circuito de reciclo de síntesis. Esta sola medida ahorró de **0.84-0.105 GJ/Tm NH₃**.

Otro factor muy importante que se dio en este periodo fue el cambio de control analógico a control digital basado en control con pantalla. La instalación de sistemas de control distribuidos (DCS) y controladores lógicos programables (PLC) se convirtieron en norma en esta década.

El consumo promedio de las plantas de amoniaco por estos años era de aproximadamente **33.5 GJ – 35 GJ/Tm NH₃**[15].

1.2.3. Esfuerzos para el aumento de la eficiencia 2000.

EL imparable aumento en los precios de combustible durante los años 2000 a 2006, sigue como fuerza motriz para elevar la eficiencia energética en plantas de amoniaco actuales. El aumento en los costos de modernización y adaptación de medidas, además de la falta de incentivos en la política de precios; reducen la inversión en planes de ahorro de energía. Sin embargo siguen produciéndose mejoras técnicas, así como innovaciones en operación y mantenimiento.

El cambio a bajas temperaturas de la sección de mutación junto con la recuperación de calor adicional para precalentar el agua de alimentación de caldera, contribuye a reducir la fracción mol de **CO** a la salida del mutador de 0.2 a 0.1, resultando en un **ahorro energético del orden de 0.08 GJ/Tm NH₃**.

En la sección de remoción de dióxido de carbono, se cambió de uno a dos etapas de regeneración permitiendo una mejor integración de calor.

Para la **sección de síntesis**, algunas modificaciones incluyen la instalación de un **convertidor S-50** con caldera de calor residual o la instalación de unidades **convertidoras S-30**. Esto permitió un **ahorro de energía de 0.54 GJ/Tm NH₃**. Por otra lado, un convertidor adicional ha aumentado la conversión de un 14% a 19% resultando en un ahorro de energía en la sección de re-circulación de circuito de síntesis.

En plantas mas viejas, la descarga del compresor del gas de síntesis era dirigida a un separador de amoniaco donde entraba a una primera etapa de refrigeración y finalmente ingresaba al convertidor. La modificación de este proceso ha ahorrado pequeñas cantidades del orden de **0.21-0.42 GJ/Tm NH₃**. Como resultado de todos los esfuerzos en la reducción del consumo de energía para plantas viejas, se ha logrado reducir el consumo hasta **37.5 GJ/Tm NH₃**.

En los años 2006-2007 la mejor planta lograba un **consumo de energía de 32.22 GJ/Tm NH₃**, mientras que plantas nuevas se han alcanzado eficiencias de **28 GJ/Tm NH₃**. La figura 1.2 muestra como los esfuerzos por reducir el consumo de energía mediante la implementación de esquemas de ahorro; han logrado un aumento gradual

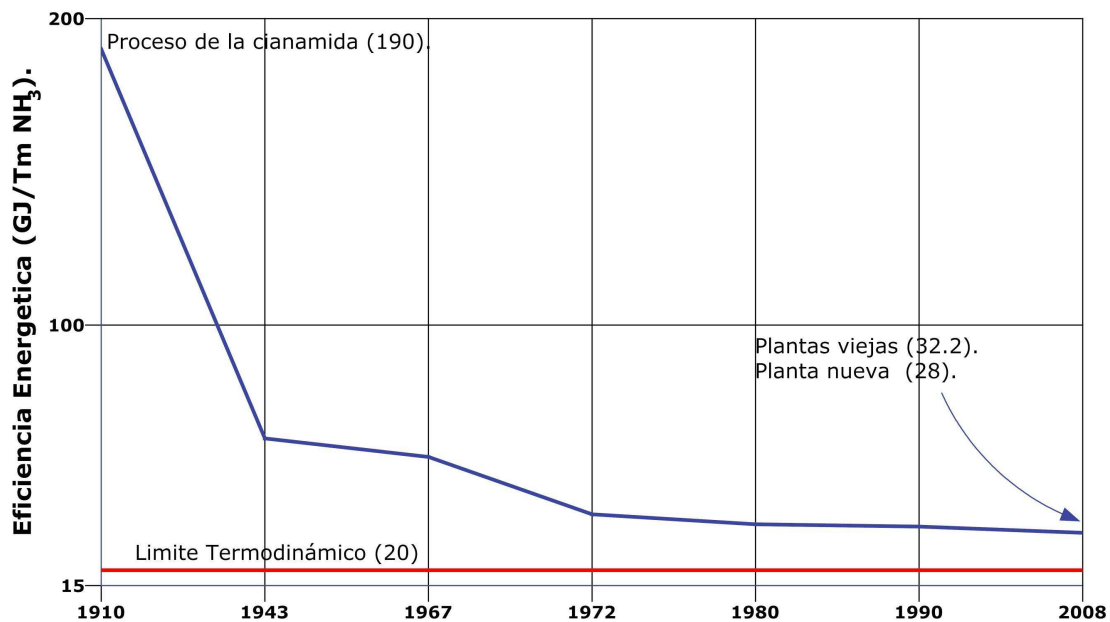


Figura 1.2: Evolución de la Eficiencia Energética en plantas de amoníaco.

de la eficiencia energética desde la primera planta (proceso de la cianamida) hasta nuestros días [19].

1.3. Justificación.

LA medida en la que una planta industrial consume energía para producir compuestos de mayor economía, indica el grado de competitividad en el que se encuentra en relación con otras plantas productoras. Es por lo anterior que se buscará reducir el consumo de energía en una planta para la producción de amoníaco de México, mediante la implementación simulada de algunas medidas de ahorro que prometan los mayores beneficios. A demás como beneficio adicional la reducción directa en las emisiones de CO₂, principal componente de los gases de efecto invernadero, es obtenido.

1.4. Objetivo General.

PROponer medidas de ahorro de energía en una planta de amoníaco para aumentar su eficiencia energética. Verificar que el impacto de las implementaciones se traduzcan directamente en el ahorro de consumo de combustible y reducción en las emisiones de CO₂.



1.4.1. Objetivos Específicos.

- Generar la simulación de la planta de amoníaco que represente lo más posible-mente la planta real.
- Verificar que la simulación sea lo más estable posible para poder implementar medidas de ahorro (**modificaciones tipológicas**²¹) sin tener problemas de con-vergencia en cálculos posteriores.
- Realizar un análisis termodinámico de la planta actual para detectar equipos que contribuyen a una mayor generación de **trabajo perdido**²².
- Investigar e implementar medidas de ahorro en la simulación.
- Analizar la reducción de trabajo perdido en las nuevas estructuras tipológicas, impacto en el ahorro de combustible y reducción en la emisión de CO₂.
- Aplicar la herramienta del punto de pliegue para generar nuevas estructuras y verificar el impacto de estas en el ahorro de energía.

²¹Cambio en la estructura del proceso mediante un re-arreglo en la secuencia de equipos de proceso o adición de nuevos de equipos.

²²Herramienta ha utilizar para implementar nuevas medidas de ahorro de energía.



Capítulo 2

El proceso de producción de amoniaco.

EL proceso de producción de amoniaco o comúnmente llamado "**Síntesis de amoniaco**", se refiere al proceso total determinado por la integración completa de toda la planta. El proceso de síntesis de amoniaco industrial puede ser dividido en las siguientes secciones:

- Producción de gas de Síntesis.
 1. Pre-tratamiento de la materia prima y generación de gas de síntesis.
 2. Conversión de monóxido de carbono o mutación.
 3. Purificación.
- Sección de Síntesis.
- Sección de compresión.

La figura 2.1 muestra esquemáticamente las opciones por las cuales se genera y purifica el gas de síntesis para la producción de amoniaco. El proceso de generación de gas puede realizarse mediante dos vías, utilizando vapor de agua; comúnmente llamado "**reformado con vapor**" o mediante "**Oxidación parcial**"¹ de la materia prima entre los que se incluyen hidrocarburos pesados y carbón.

Se hace la aclaración al lector que este capítulo solo se centra en el proceso de reformado con vapor, debido a que el caso de estudio planteado en el capítulo 3 se basa en este principio.

2.1. Producción de gas de Síntesis.

EL objetivo principal de esta sección es preparar una mezcla de **nitrógeno e hidrógeno** en una relación estequiométrica cercana a **1:3**. Las materias primas son agua,

¹Proceso en el que hidrocarburos o carbón reaccionan con una cantidad insuficiente de oxígeno para una combustión total a CO₂.



aire y algún compuesto que contiene una cantidad suficiente de carbono e hidrógeno (hidrocarburos, nafta, carbón).

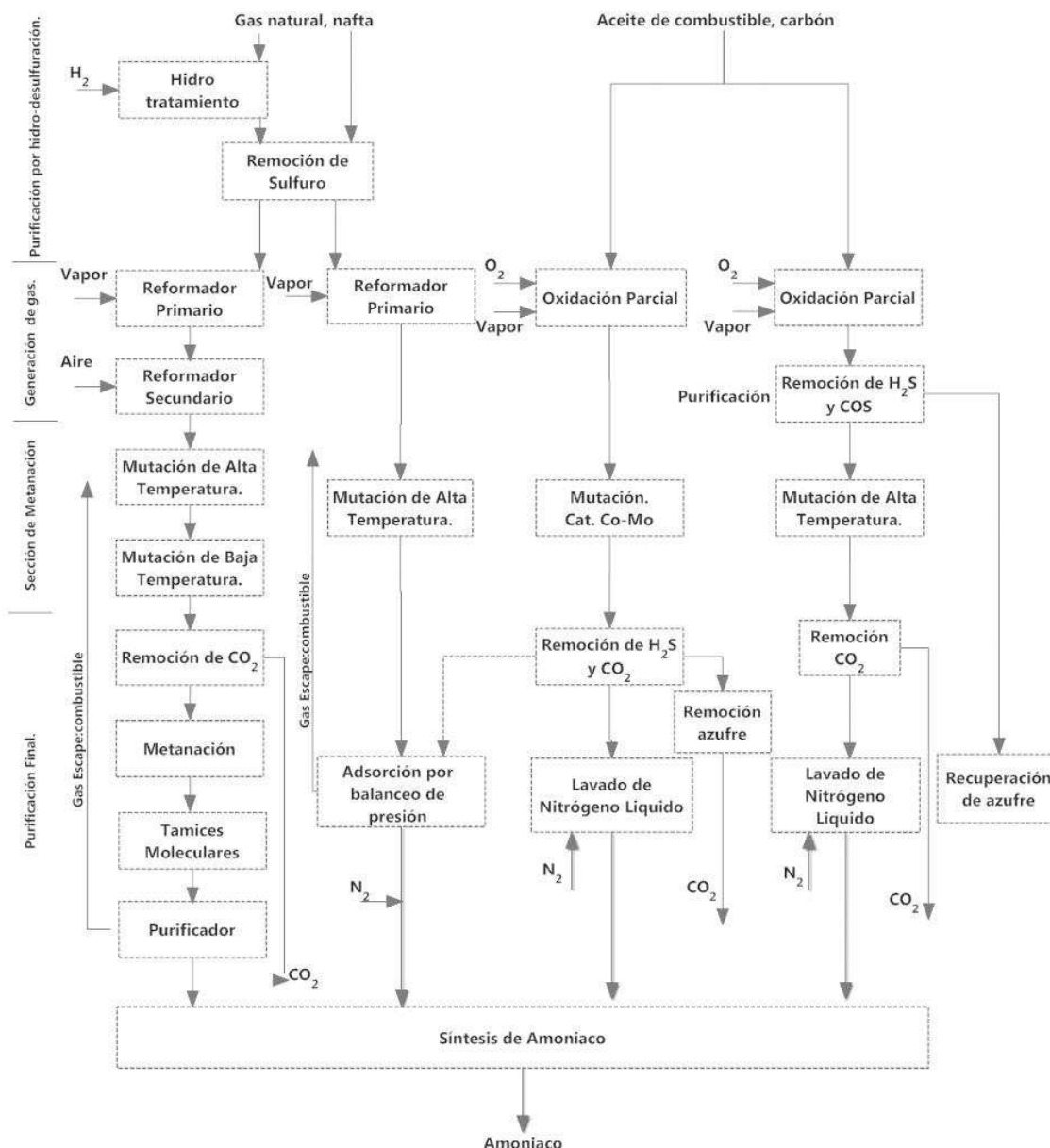
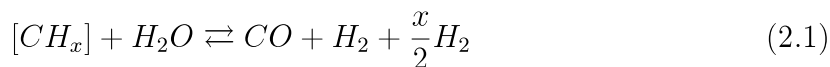
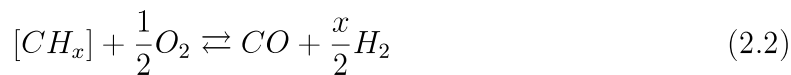


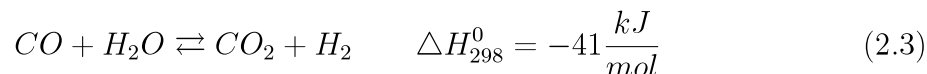
Figura 2.1: Rutas para la producción de amoníaco dependiendo la materia prima a utilizar.

La reacción química de hidrocarburos, carbón o coque con agua, oxígeno y aire o cualquier combinación de estos es referido como gasificación. La gasificación forma una mezcla de gas compuesta de CO , H_2 , CO_2 , N_2 y trazas de otros componentes en diversas proporciones. Cualquier material de alimentación que contenga carbono se somete a una reacción de las dos reacciones 2.1 o 2.2 o ambas a la vez.





Los hidrocarburos ligeros como gas natural (metano) hasta pesados como nafta (máximo C11), se someten a reacción con vapor de agua sobre un catalizador de acuerdo con la reacción 2.1, proceso que es denominado “Reformado con vapor”. Mientras que en el caso del carbón o coque, corresponde al proceso de generación de gas no catalítica, denominado como “**Oxidación parcial**”; reacción 2.2. Una reacción de equilibrio adicional involucrada en cualquier proceso de gasificación, es la reacción de conversión de **CO** a **CO₂** comúnmente llamada “**Reacción de mutacion**” (reacción 2.3).



A pesar de que la reacción 2.3 es favorecida en dirección del lado derecho por bajas temperaturas, es responsable del contenido de carbón inicial en el gas de síntesis bruto. Para maximizar la conversión del hidrógeno, esta reacción es llevada a cabo un paso de alta temperatura y otro de baja temperatura con diferentes catalizadores.

En la reacción 2.1 se puede apreciar que la proporción de hidrógeno final aumenta por la propia materia prima y agua. La energía de enlace hidrógeno-oxígeno en agua es más grande que la energía de enlace hidrógeno-carbono en los hidrocarburos. La entalpia positiva por mol de hidrógeno; por lo tanto, disminuye a medida que la proporción de hidrógeno aportado por el material de alimentación aumenta.

El **gas natural** consiste principalmente de **metano** y por lo tanto es rica en hidrógeno y **energéticamente es la mejor materia prima para la ruta de reformado con vapor**. En la ruta de oxidación parcial menos hidrógeno es producido en el paso de gasificación primario y el gas de síntesis bruto tiene un mas alto contenido de CO. Por lo tanto la composición del gas de síntesis está fuertemente influenciada por la materia prima utilizada y la tecnología aplicada (figura 2.1). Sin embargo, para las diferentes materias primas hay algunas limitaciones en la aplicabilidad de los diversos procesos de generación de gas. El reformado catalítico con vapor solo es aplicable a materias primas de hidrocarburos ligeros (hasta nafta) pero no para hidrocarburos pesados como aceite de combustible o sólidos como el carbón. Estas materias primas contienen cantidades sustanciales de sulfuro y cantidades menores de metales pesados, los cuales envenenarían la sensibilidad del catalizador de reformador. Adicionalmente reacciones de craqueo ocurrirían en el catalizador, depositando carbón en los poros del catalizador; lo cual no solo obstruiría los poros sino que también restringiría el paso del gas. La única opción para materias primas pesadas es la **oxidación parcial no catalítica**, la cual puede procesar cualquier tipo de materia prima hidrocarbonada. El proceso de gasificación de carbón también se lleva a cabo por oxidaciones parciales.

2.1.1. Desulfuración.

LA reacción de reformación debe llevarse a cabo en ambientes libres de componentes sulfurados, ya que estos envenenan el catalizador. Por lo anterior, el azufre se

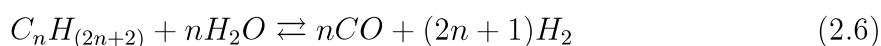


retira de la fuente de alimentación mediante un proceso hidrodesulfurador, generalmente con un catalizador que combina compuestos de **cobalto**, **molibdeno** y **óxidos de zinc** (reacciones 2.4,2.5). En algunos casos, especialmente en materia prima con alto contenido de sulfuro como nafta, el catalizador níquel-molibdeno es utilizado para el paso de hidrodesulfurización. Para materias primas con bajo contenido en sulfuro, una alternativa es el proceso de adsorción sobre carbón activado, tal como es el caso de gas natural.

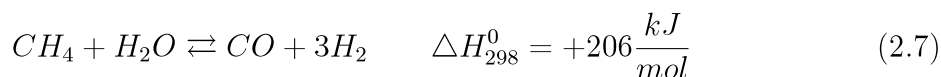


2.1.2. Reformación.

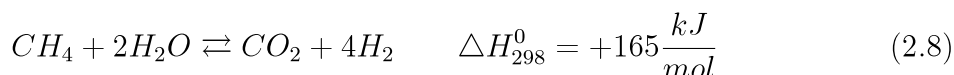
LA reacción general para el reformado de hidrocarburos con vapor puede ser formulada con la reacción 2.6:



Como el metano se encuentra en mayor composición en el gas natural, la reacción de reformación puede definirse con la reacción 2.7.



Por equilibrio, la reacción de mutación (reacción 2.3) se lleva a cabo y cuando esto se incluye llegamos a la reacción formal completa (reacción 2.8).



Para lograr la relación estequiométrica hidrógeno/nitrógeno necesaria para la síntesis de amoniaco, la reacción de reformación se lleva a cabo en dos secciones. En el primer reformador, la reacción se lleva a cabo en tubos calentados y llenos con catalizador a base níquel. En el segundo reformador se agrega el aire (nitrógeno) necesario para la reacción de síntesis. La energía necesaria para el reformador secundario es obtenida por la combustión de una porción de gas, la cual eleva la temperatura aproximadamente hasta 1200°C, temperatura suficiente para llevar a cabo la reacción endotérmica completa a través de una capa de catalizador. De esta manera la temperatura de salida se reduce alrededor de los 1000°C y una cantidad de metano residual de 5% o menor es alcanzada. El metano que no alcanza a reaccionar es conocido como “**fuga de metano**”.

2.1.2.1. Condiciones de operación.

Las variables de proceso importantes para la reacción de reformación son: **la temperatura**, **la presión de reformación** y **la relación vapor carbón (V/C)**. El impacto de cada una de ellas en la conversión en equilibrio del metano puede visualizarse en las figuras 2.2 y 2.3.



Como el gas natural usualmente se encuentra bajo alta presión y la reacción de reformación tiende a incrementarse en volumen, ahorros significativos en energía de compresión pueden ser logrados si el proceso se realiza bajo presión elevada. Pero termodinámicamente esto es desfavorable, a cuenta de que el volumen incrementa, un incremento en la presión reducirá la conversión de metano. Para compensar esto, temperaturas más altas se volverán necesarias (condición limitada por el material del tubo del reformador). Por otra parte, relaciones más altas de vapor/carbón tienen un efecto benéfico en la concentración en equilibrio del metano y podría de cierta manera mitigar la influencia negativa del aumento de la presión, pero el castigo sería un consumo de energía más alto.

Hay razones adicionales para aplicar una **relación vapor/carbón más alta**. Primero previene la formación de carbón en el catalizador, el cual no solo podría incrementar la caída de presión sino que también reduce la actividad catalítica. Como la velocidad de reacción se baja de esta manera, puede dar lugar a un sobrecalentamiento local de los tubos del reformador (bandas calientes) y un fallo prematuro de las paredes del tubo. Segundo, provee el vapor necesario para la reacción de mutación. Tercero, reduce el riesgo de la carbonización del material del tubo.

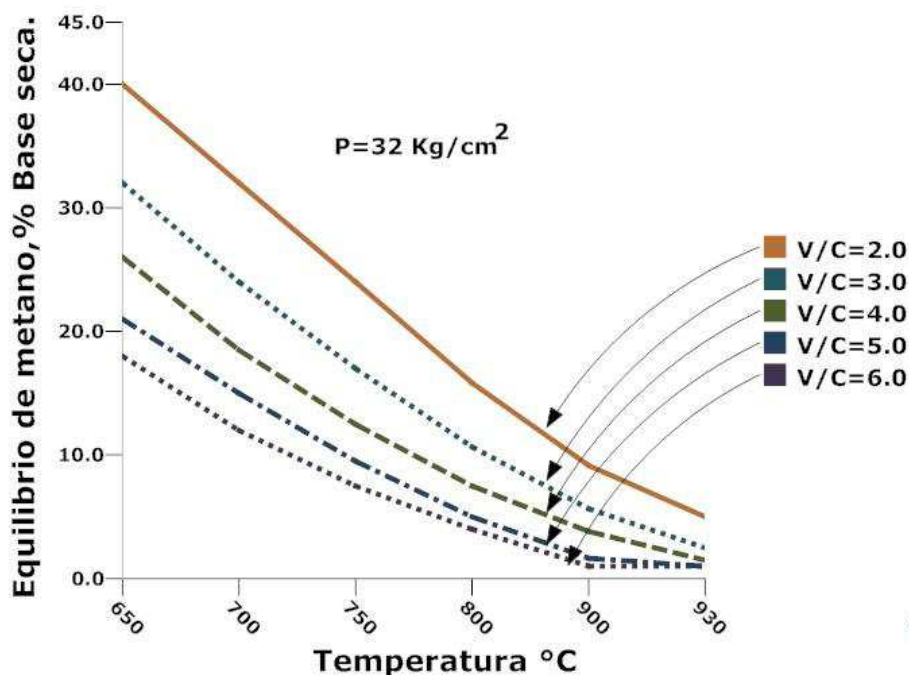
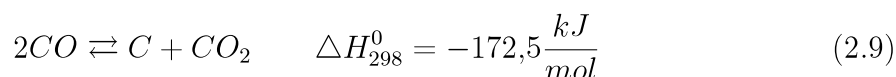


Figura 2.2: Equilibrio de metano a presión constante en función de la relación V/C y temperatura.

La formación de carbón en los tubos podría ocurrir conforme a las reacciones (2.9-2.11).



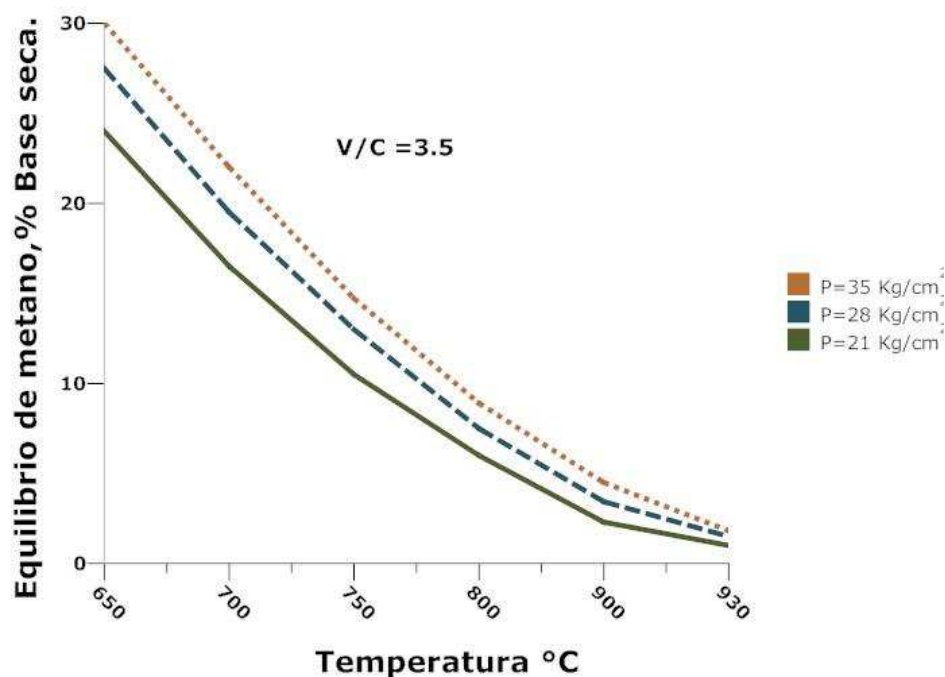
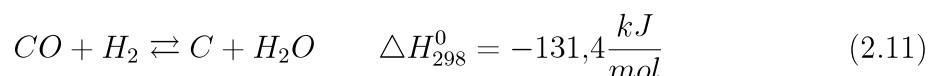
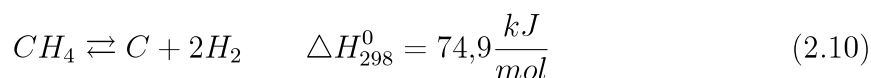


Figura 2.3: Equilibrio de metano con relación V/C constante en función de la relación presión y temperatura.



Estas reacciones son reversibles y hay un equilibrio dinámico entre la formación y remoción del carbón. Bajo condiciones típicas de reformación, la reacción 2.9 y 2.11 son de eliminación de carbón, mientras que la reacción 2.10, conduce a la formación de carbón en la parte superior del tubo.

En **plantas modernas** basadas en un reformador primario convencional se usa una **relación vapor/carbón** aproximadamente de **3.0**, comparado a valores de **3.5-4.0** en instalaciones más viejas. La reducción directa de la relación V/C se traduce directamente en un ahorro energético y con respecto al paso en el reformador primario, la relación mínima teóricamente debe ser solo un poco mas de **1.0** para el evitar el craqueo (formación de carbón). Expertos en catálisis ubican los límites prácticos a **1.5-1.7 para reformación de metano** y **2.2 para reformación de nafta**. Para el funcionamiento practico de reformadores convencionales, un valor de **3.0** es recomendable.

2.1.2.2. Reformador Primario.

EL objetivo principal de este equipo es maximizar la conversión de metano con el mínimo consumo de combustible, previniendo la deposición de carbón en los tubos



catalizadores.

El equipo consiste de una multitud de tubos paralelos cargados con un catalizador de níquel, colocados en un horno en el que se transfiere el calor necesario para la reacción por radiación. El calor es generado en los quemadores y por su disposición, los reformadores pueden clasificarse como de encendido superior, encendido lateral, de pared adosada o el menos común, quemadores de encendido de fondo. La caja del horno está conectada a un banco de convección en el que el contenido de calor de los gases de combustión se utiliza para diversas labores en el proceso, por ejemplo; calentamiento de aire para el reformador secundario, pre-calentamiento de la alimentación hidrocarburos/agua, generación de vapor, etc. Para el diseño eficaz y confiable de un reformador a un costo razonable se tienen que considerar un buen número de variables. Una consideración especial es la vida útil de los tubos del reformador, constituidos generalmente por la aleación cromo-níquel.

2.1.2.3. Catalizador en el reformador primario.

EN el desempeño del reformador primario las variables mas importantes son la actividad del catalizador y la transferencia de calor a través de las paredes de los tubos del reformador.

El componente activo del catalizador para el reformador primario es el **níquel**, que esta finamente distribuido sobre el material de soporte, como pequeños cristales producidos por la reducción del oxido de níquel. El contenido de oxido de níquel no reducido en el catalizador se ubica entre 15 a 25 %.

Los materiales de soporte de los catalizadores son: alfa-alúmina, aluminato de calcio y espinela de alúmina-magnesio. La **alúmina** es el soporte predominante para **gas natural** como materia prima. El aluminato de calcio es todavía utilizado en todo el mundo debido a su alcalinidad natural, la cual ayuda a suprimir la deposición de carbón cuando la materia prima utilizada es nafta.

Otro factor importante a considerar es la geometría del catalizador, debido a que de esta depende su eficacia. El material del catalizador es un mal conductor y no transfiere calor a cualquier valor significativo, por lo tanto el mecanismo principal de la transferencia de calor desde la pared hacia el interior del tubo para el gas es de convección.

El procedimiento de carga también es otro factor importante, que consiste principalmente en evitar la ruptura del catalizador y evitar dejar huecos que puede llevar a un sobrecalentamiento de los tubos del reformador.

2.1.2.4. Reformador secundario.

EN este equipo de proceso el nitrógeno para la síntesis de amoniaco es introducido y la reacción de reformación se completa hasta un contenido de metano muy bajo. El aire atmosférico funge como fuente principal de nitrógeno.

La figura 2.4 muestra la configuración principal de un reformador secundario. Aire comprimido a alta velocidad (por ejemplo 100 m/s) y a la presión de funcionamiento se inyecta al quemador junto con el efluente caliente del reformador primario, el cual

se encuentra a más baja velocidad (cerca de 15 m/s). El mezclado se realiza por un fenómeno de turbulencia que resulta de la diferencia de velocidades y densidades de los gases. Como el gas de proceso está por encima de su temperatura de auto-ignición, la combustión ocurre cuando estas son mezcladas. La sección de combustión y la sección del catalizador determinan el rendimiento general del reactor. En contraste con el proceso de combustión estándar, el combustible está en exceso al oxidante. Generalmente, solo el 20 % del gas de proceso es quemado para calentar el 80 % restante a la temperatura necesaria para que la reacción de reformación ocurra.

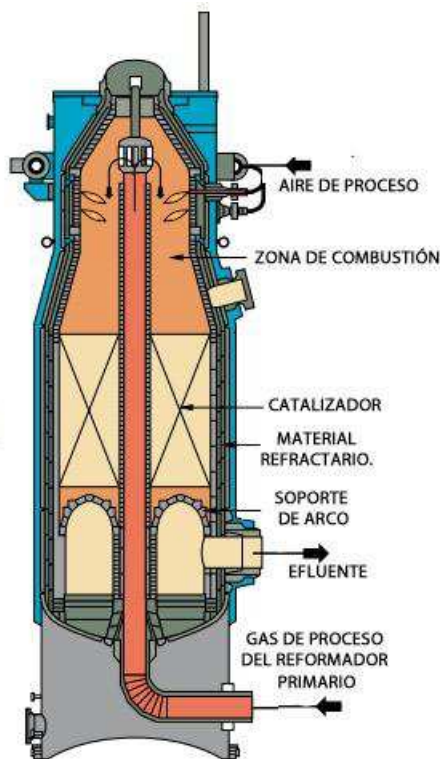


Figura 2.4: Configuración básica del reformador Secundario.

2.1.2.5. Catalizador en el reformador secundario.

EL catalizador del reformado secundario originalmente tiene la forma de **anillo de Raschig**². En comparación con el catalizador en la reformación primaria, el contenido de níquel es más bajo (5-10 % contra 15-25 %). Esto junto con mayores tasas de **sinterización**³ debido a las temperaturas más altas, representa una actividad más

²Piezas de geometría tubular cuyo diámetro es aproximadamente igual a su longitud y se emplean como relleno para columnas en procesos de destilación y en otros procesos químicos ingenieriles. Generalmente fabricados de material cerámico o metálico y poseen una elevada superficie específica, lo que facilita la interacción entre una fase líquida estacionaria y una fase móvil gaseosa.

³Proceso físico-químico mediante el cual, por medio de diferentes mecanismos y caminos de transporte de masa, los polvos pueden unirse y formar una fase continua. Es decir, las fronteras entre los polvos desaparecen quedando poros



baja; del 5-10 % de la del catalizador en el reformador primario. Desde hace un tiempo se pensó que no habría ninguna ventaja en el uso de un catalizador en forma en este tipo de reformación adiabática, ya que podría no ser estable al soportar el choque térmico y mecánico de iniciar y detener el flujo de aire del proceso. Pero los fabricantes han aumentado la estabilidad mecánica de los catalizadores, de tal forma que se puede tomar ventaja de la mayor actividad resultante por el incremento en la superficie geométrica, permitiendo así que el volumen del catalizador sea reducido. Esto proporciona el espacio necesario para una zona de mezcla gas-gas por encima del techo del catalizador en las plantas existentes y evita una modificación costosa en el caso del aumento de la capacidad.

2.1.3. Mutación.

LA necesidad de hidrógeno y nitrógeno libres de compuestos oxigenados en la síntesis de amoniaco, obliga a que los óxidos de carbón tengan que ser removidos del gas de síntesis. Dependiendo la materia prima y la tecnología del proceso, este gas contiene monóxido de carbono de 10-50 % y también cantidades variables de dióxido de carbono. Es por ello que se emplea un proceso de mutación en el cual no solo se convierte el monóxido de carbono a dióxido de carbono, sino que también se produce una cantidad de hidrógeno adicional (reacción 2.3).

Como la naturaleza de la reacción química es exotérmica, la reacción es beneficiada por temperaturas bajas. Para lograrlo, el calor de reacción debe ser removido de una manera adecuada y así lograr una velocidad de reacción eficiente. Por lo tanto el proceso es realizado en pasos con eliminación de calor intermedia entre las camas individuales del catalizador.

2.1.3.1. Mutación en plantas de reformado con vapor.

EN plantas tradicionales, el gas del reformador secundario es enfriado mediante la recuperación de calor de desecho para sobrecalentar y/o producir vapor. El gas enfriado entra al reactor de mutación de alta temperatura cargado con un catalizador hierro-cloro entre 320-350°C. Después de un aumento de temperatura de 50-70°C (dependiendo de la concentración inicial de CO) y con un contenido de CO residual de alrededor del 3 %, el gas es enfriado hasta cerca de 200-210°C para el reactor de mutación de baja temperatura, el cual es llenado con un catalizador a base cobre-zinc-alúmina. Este logra reducir las concentración de monóxido de carbono a concentraciones de 0.1-0.3 %.

2.1.3.2. Mutación a Alta temperatura.

EL catalizador utilizado es óxido de hierro III (Fe_2O_3), que contiene adicionalmente óxido crómico a una cantidad de 5-10 %. El catalizador esta activo a una temperatura de 300-500°C y durante la operación el catalizador es reducido casi a magnetita (Fe_3O_4).

Un exceso de vapor es necesario, no solo por razones termodinámicas sino que también suprime reacciones secundarias indeseables. Disminuir el exceso de vapor permite



que la **REACCIÓN DE BOUDOUARD**⁴ pueda ocurrir bajo estas condiciones, teniendo como resultado que el carbón resultante sea depositado en el catalizador, lo cual genera una menor eficiencia.

La cantidad mínima de exceso de vapor depende de la relación CO/CO_2 , valores más bajos permiten un exceso de vapor mas bajo. En una planta convencional la relación de CO/CO_2 abarca valores de 1.65-2.13 y una relación en el reformador primario de aproximadamente 3 parece ser el mínimo con respecto a la mutación de alta temperatura.

2.1.3.3. Mutación de Baja temperatura.

EL proceso de mutación a baja temperatura se realiza con temperaturas cercanas a $320\text{-}360^\circ\text{C}$. La introducción de un nuevo catalizador a base de zinc-cobre basado en la mutación de baja temperatura ha hecho posible menores concentraciones en equilibrio de CO a 200°C .

El catalizador utilizado consiste de 40-55 % de oxido de cobre, 20-30 % de oxido de zinc, balanceado con alúmina. La presentación del catalizador es en forma de pellets, los cuales tienen tamaños que van desde 6.4 mm x 3.2 mm a 3.5 x 3.0 mm, el área superficial se encuentra entre 60-120 m^2/g y el volumen del poro va desde 0.35-0.45 ml/g.

El catalizador es muy susceptible a envenenarse con azufre, que suele estar presente como ácido sulfhídrico. De esta manera el proceso de desulfuración elimina este inconveniente mucho antes de de iniciar el proceso de producción del gas de síntesis.

2.1.4. Purificación.

EN esta parte del proceso el dióxido de carbono y monóxido de carbono tienen que ser removidos, debido a que son venenos para el catalizador en el reactor de síntesis de amoniaco.

2.1.4.1. Remoción de Dióxido de Carbono CO_2 .

EL método estándar para depurar el CO_2 contenido en el gas de síntesis, es mediante un solvente capaz de disolver el monóxido de carbono en cantidad y velocidad suficientes, usualmente en una columna a contracorriente equipada con bandejas o empaques. El solvente cargado con CO_2 es flasheado, casi siempre en pasos alrededor de la presión atmosférica y el líquido de lavado gastado posteriormente se calienta y se regenera en la columna de lavado antes de ser reciclados a la columna de absorción.

Hoy en día son utilizados infinidad de solventes que pueden clasificarse en: físicos y químicos. En los solventes físicos el dióxido de carbono se disuelve sin formar ningún compuesto químico, lo cual permite una recuperación simple por flasheo. En los solventes químicos el dióxido de carbono se convierte en un compuesto químico fijo, que

⁴Reacción química empleada para gasificar el carbón con dióxido de carbono y obtener monóxido de carbono, denominada en honor del químico francés Octave Leopold Boudouard (1872-1923) que descubrió este proceso químico en el año 1905. Se trata de una reacción redox que se encuentra en equilibrio químico a una temperatura dada. Es la dismutación de monóxido de carbono en su dióxido además de grafito o su ecuación reversa.



necesita calor para su descomposición. A presiones parciales del dióxido de carbono, los solventes químicos usualmente adsorben más dióxido de carbono que en los solventes físicos. A presiones más altas los solventes físicos tienen una más alta capacidad de carga que los componentes químicos.

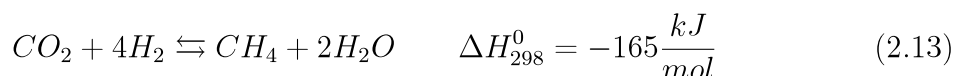
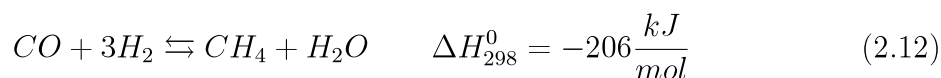
Los solventes químicos son soluciones acuosas de carbonato de potasio o alcanolaminas que contienen activadores para promover una mayor transferencia de masa, y en algunos casos, inhibidores de corrosión. Las aminas primarias y secundarias; por ejemplo la monoetanolamina y la dietanolamina, promueven una transferencia de calor más alta para el dióxido de carbono, pero presentan una alta demanda de energía de regeneración. Por esta razón aminas terciarias son utilizadas hoy en día, como la metildietanolamina junto con un activador. Los solventes con características de adsorción física son varias mezclas de poliglicol éter, N-metil-pirolidona, metanol, carbonato de propileno y aditivos sulfonantes.

En los últimos años se ha logrado mejorar la eficiencia de los sistemas de remoción de dióxido de carbono. El primer progreso fue adición de inhibidores, los cuales permitían una mayor carga de solvente. La energía de consumo en plantas modernas, depende en gran medida del proceso de configuración y la pureza final requerida, que puede variar de 50 a 1000 ppm en el gas purificado. También hay una relación inversa entre el consumo de energía y los costos de inversión.

2.1.4.2. Purificación Final: Metanación.

Después de eliminar el monóxido de carbono mediante el proceso de mutación y haber retirado el dióxido de carbono, el gas de síntesis aun contiene trazas de que van desde 0.2-0.5 % para CO y 0.005-0.2 % para CO₂. Estos compuestos tienen que ser removidos a niveles de ppm, debido a que todos los compuestos que contienen oxígeno resultan ser venenos para el catalizador en la síntesis de amoniaco.

La **metanación** es un método simple que reduce las concentraciones de óxidos de carbono por debajo de 10 ppm y es ampliamente utilizado en plantas de reformación con vapor. Actualmente es la reacción inversa del reformado con vapor del metano (reacciones 2.12 y 2.13).



La reacción se lleva a cabo sobre un catalizador de níquel soportado a presión entre 25-35 bares y una temperatura de 250-350°C. El volumen de catalizador es relativamente pequeño y su contenido de níquel es de aproximadamente 20-40 %. Metales preciosos (especialmente Rutenio) tienen una excelente metanación a temperaturas bajas (150-170°C), pero bajo condiciones en plantas de reformado con vapor, no son más efectivos que los catalizadores de níquel estándar.

En el caso de que el monóxido de carbono esté presente en gran cantidad en esta sección, la metanación podría alcanzar fácilmente temperaturas superiores a los 500 °C, debido a que la reacción es altamente exotérmica. Es por eso que medidas de



seguridad deben instalarse para evitar estas altas temperaturas, ya que podría dañarse el catalizador o exceder la temperatura máxima permisible del recipiente de presión.

Los catalizadores que contienen níquel no deben estar expuestos a gases que contienen CO a temperaturas por debajo de 200°C, porque se corre el riesgo de formarse Carbonilo de Níquel Ni(CO)₄, sustancia en extremo toxica y estable a bajas temperaturas.

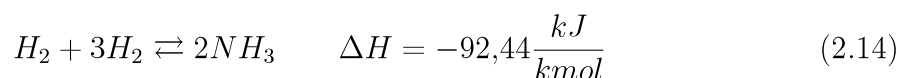
2.1.5. Compresión.

UNA de las características más importantes en la integración de energía, fue la utilización de compresores centrífugos, como fuentes para las funciones de compresión de gas de síntesis, compresión de aire de proceso, recirculación y refrigeración. La ventaja principal de estas maquinas eran la baja inversión y bajos costos de mantenimiento, ya que ofrecían menos tiempo para mantenimiento preventivo y ofrecían una **alta confiabilidad**⁵. En la mayoría de los casos el compresor es conducido directamente por turbinas de vapor. Esto evita las perdidas asociadas con la generación y transmisión de energía eléctrica. Por esta razón la eficiencia de la planta con compresores de este tipo es más alta, aunque los compresores centrífugos son inherentemente menos eficientes que las unidades reciprocantes.

Si bien en un principio la necesidad de compresión en la sección de síntesis es alta, hoy en día la manufactura de nuevos catalizadores permite alcanzar una presión de 80 bares en el circuito de síntesis, lo que permite generar un importante ahorro de energía de compresión.

2.1.6. Síntesis de Amoniac.

LA principal función en esta etapa es la formación de amoniac con una mínima perdida de hidrógeno como purga. En condiciones prácticas la formación industrial de amoniac a partir de nitrógeno e hidrógeno (reacción 2.14)



se encuentra desfavorablemente limitada por la posición en el equilibrio, por lo que puede lograrse solo una conversión parcial del gas de síntesis (25-35 %) en su paso por el catalizador. Una vez que el amoniac es producido, este es separado del gas de síntesis que no reaccionó mediante condensación a temperaturas relativamente bajas para una eficacia razonable. El gas no convertido se complementa con gas de síntesis fresco y reciclado al convertidor. La concentración de los gases inertes (metano y argón) se controlan mediante una pequeña corriente de gas de purga. Estas características junto con las propiedades del catalizador y las restricciones mecánicas, rigen el diseño del convertidor de síntesis de amoniac y el circuito de síntesis. Los criterios de evaluación son la fiabilidad, la inversión y el consumo de energía.

⁵Porcentaje de desperfectos bajos en el proceso



2.1.6.1. Catalizador del Reactor de Síntesis.

EL catalizador del reactor de síntesis de amoniaco puede ser visto como el corazón de la planta de amoniaco. Desde los primeros días de producción de amoniaco hasta el presente, los catalizadores que se han utilizados son los compuestos a base de hierro con óxidos no reducibles. Recientemente un catalizador a base de rutenio promovido con rubidio ha encontrado aplicación industrial. Catalizadores promovidos con óxidos de aluminio y potasio fueron más utilizables. Más tarde, calcio fue añadido como el tercer activador.

Los catalizadores modernos contienen además otros promotores que estuvieron presentes en catalizadores viejos solo como impurezas naturales de las materias primas. El rendimiento y la vida útil de los catalizadores mejoraron considerablemente mediante la optimización de las relaciones de los componentes (Tabla 2.1), las condiciones de preparación y el tamaño de partícula.

La composición general de los catalizadores tiene cantidades variables de óxidos de aluminio, potasio, calcio, magnesio y silicio como promotores. Patentes recomiendan agregar sodio, berilio, vanadio, uranio o platino.

2.1.6.2. Configuración del circuito de Síntesis.

HAY un número diferente de configuraciones del circuito de síntesis, que pueden ser clasificados de acuerdo a la localización de la condensación de amoniaco y el punto en el cual el gas de reposición es introducido (Figura 2.5).

Si el gas de reposición está libre de venenos al catalizador, como agua o dióxido de carbono, se puede alimentar directamente al convertidor de síntesis (Figura. 2.5 A). Después de que el gas sale del convertidor de gas de síntesis, el amoniaco se condensa por refrigeración y el gas de reciclo se manda al compresor de reciclo. Esta estructura es la más favorable desde el punto de vista de energía mínima.

Cuando el gas de reposición contiene agua o dióxido de carbono, la ventaja se toma cuando estos materiales son adsorbidos totalmente por condensación del amoniaco. Esto requiere que la etapa de condensación se encuentre parcialmente o totalmente entre el punto de suministro del gas de reposición y el convertidor. La desventaja de este arreglo es que se reduce la concentración de amoniaco para la condensación y dilución con el gas de reposición. La figura 2.5 B, muestra la configuración más simple. Una desventaja adicional de este arreglo es que todo el amoniaco producido debe estar comprimido con el gas de reposición en el compresor de reciclo.

En el esquema mostrado en la figura 2.5 C, el **compresor**(e) evita el desperdicio de energía. Con este arreglo la compresión del reciclo se ubica directamente después de la condensación y separación del amoniaco. En esta configuración es posible enfriar el gas de reciclo con agua o aire, inmediatamente antes del mezclado del gas de reposición.

Dividir el paso de enfriamiento para condensar el amoniaco también ofrece ventajas cuando se comprime el gas de reciclo junto con el gas de reposición. Esto se aplica especialmente a las presiones de síntesis por encima de 250 bares. A estas presiones, una mayor porción de amoniaco formado puede ser licuado por enfriamiento con agua o aire (Figura 2.5 D).

Tabla 2.1: Composición de los catalizadores en el convertidor de Síntesis.

| Composición química catalizador de reactor de síntesis. | | | | | | | | | | | |
|---|----------|-------|-------|-------|------|------|------|------|------------|------------------|---------------|
| Origen Tipo | Fe Total | FeO | Fe2O3 | Al2O3 | MgO | SiO2 | CaO | K2O | Other | Particle size mm | Densidad Kg/L |
| 1 | 68.6 | 36.07 | 57.85 | 3.3 | 0.09 | 0.75 | 2.13 | 1.13 | - | 2-4 | 2.37 |
| 2 normal | 60 | 32.91 | 60.18 | 2.9 | 0.37 | 0.35 | 2.8 | 0.54 | - | 4-10 | 2.94 |
| 2 | 68.2 | 31.3 | 62.53 | 2.9 | 0.3 | 0.35 | 1.65 | 0.97 | - | 6-10 | 2.8 |
| 2 HT | 66.9 | 32.47 | 59.18 | 2.95 | 1.55 | 0.4 | 2.95 | 0.5 | - | 6-10 | 2.8 |
| 2 prereducido | 88.1 | | | 3.7 | 0.43 | 0.45 | 3.6 | 0.7 | - | 6-10 | 2.3 |
| 3 | 71.3 | 39.22 | 58.2 | 1.8 | 0.18 | 0.27 | 1.43 | 0.89 | - | 2-4 | 2.86 |
| 4 | 66.3 | 22.27 | 49 | 0.59 | 4.47 | 0.77 | 0.65 | 0.5 | 0.7 Cr2O3 | | |
| 4 Prereducido | 90.6 | | | 0.1 | 6.08 | 1.23 | 0.1 | 0.86 | 1.05 Cr2O3 | | |
| 5 | 71.5 | 33 | 65.5 | 2.96 | 1.55 | - | 0.2 | 0.01 | - | | |
| 6 (1964) | 69.5 | 23.85 | | 3.15 | 0.26 | 0.4 | 1.85 | 1.1 | - | 3-9 | 2.71 |
| 6 (1966) | 66.9 | | | 2.73 | 0.29 | 0.43 | 1.84 | 1.15 | - | 5-10 | 2.73 |
| 7 Prereducido | 90.4 | | | 3.12 | 1 | 0.46 | 0.25 | 0.58 | 0.4 MnO | 5//5 | 2.55 |
| 8 | 68.4 | 35.35 | | 3.16 | 0.56 | 0.5 | 3.54 | 0.58 | - | 2-4 | 2.61 |
| 9 | 70 | 32.14 | | 3.17 | 0.28 | 0.1 | 2.4 | 0.32 | - | 2-4 | 2.81 |
| 10 | 70.8 | 33.62 | | 1.58 | 0.28 | 1.14 | 0.67 | 1.57 | - | 2-4 | 2.66 |
| 11 normal (1964) | 66.2 | 35.95 | 56.97 | 3.27 | 0.67 | 0.55 | 3 | 0.65 | - | | |
| 11 (1966) | 68.2 | 38.7 | 54.6 | 2.42 | 0.35 | 0.64 | 2.85 | 0.58 | - | | |
| 11 normal (1964) | | | | 3 | 0.3 | 0.5 | 2 | 1 | - | | |
| 11 | 69.5 | 38.2 | 56.7 | 2.34 | 0.35 | 0.57 | 1.85 | 0.57 | - | | |
| 11 HT | 66.3 | 38.22 | 52.38 | 2.94 | 3.56 | 0.3 | 2.66 | 0.63 | - | | |
| 11 Prereducido | 84.9 | | | 2.62 | 0.43 | 0.94 | 4.7 | 0.68 | - | 5-11 | 2.11 |
| 12 | | | | 3.9 | 4 | 0.8 | 2.3 | 1.8 | - | | |
| 13 | | 23.15 | | 3.9 | 0.1 | 0.42 | 3.12 | 0.52 | - | | |
| 14 | | | | 4 | | 0.7 | 3 | 1 | - | | |



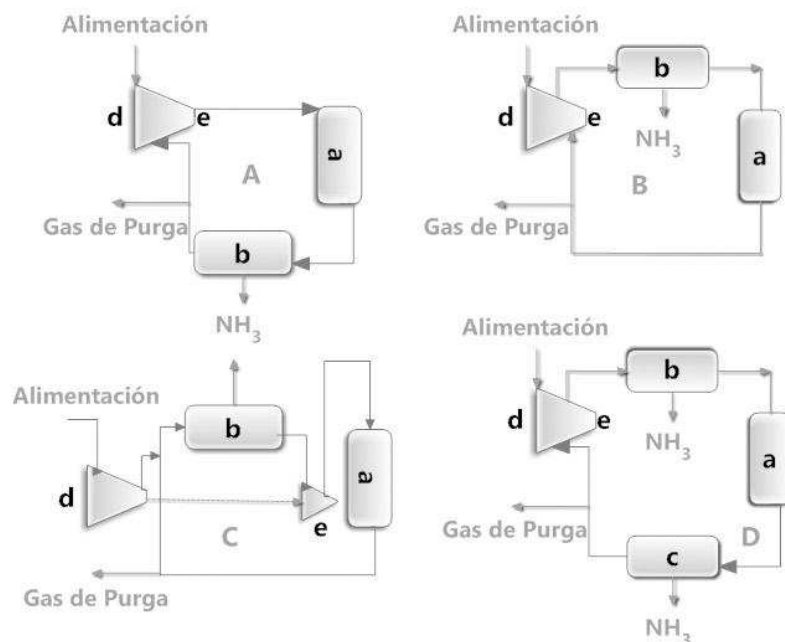


Figura 2.5: Configuraciones posibles del circuito de síntesis.

A) Circuito de síntesis alimentación pura y seca. **B)** Recuperación de productos después de la compresión del reciclo. **C)** Recuperación del producto antes de la compresión del reciclo. **D)** Condensación del producto a dos etapas.

a) Convertidor de amoníaco con intercambiadores de calor. **b)** Recuperación de amoníaco por enfriamiento y condensación. **c)** Recuperación de amoníaco por condensación a temperatura ambiente. **d)** Compresor de gas de síntesis. **e)** Compresor de re-circulación.

2.2. Plantas de amoníaco completas.

EL punto determinante para la configuración del proceso de producción de amoníaco, es la materia prima utilizada la cual rige en gran medida el modo de generación de gas de síntesis y su purificación. A demás de la configuración de proceso, los otros factores importantes en la economía de la planta son la capacidad de producción, el consumo de energía y el costo de la materia prima. Un avance importante que consideraba estas variables fue el concepto de plantas de un solo tren, introducido por primera vez en plantas de reformado por vapor. Este concepto desarrollado por M.W Kellogg en 1963 permitía una producción de 600 Tm NH_3 /día, un aumento considerable; ya que antes de esta las máximas capacidades producidas eran de 400 Tm NH_3 /día. Hoy en día, las plantas de escala mundial tienen capacidades de 1200-1500 Tm NH_3 /día y unas cuantas 1800 Tm NH_3 /día. Este innovador concepto permitió un menor costo de capital y mayores ahorros de energía, principalmente cuando el reformado de gas natural se lleva a cabo con vapor.



2.2.1. El concepto básico de plantas de un solo tren.

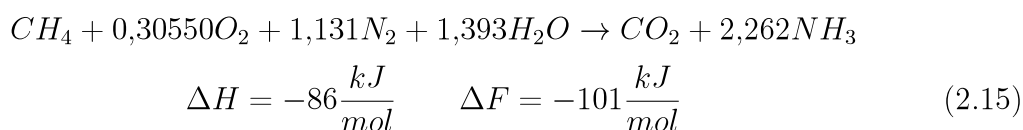
EL concepto innovador de un solo tren, fue un avance técnico y económico que dispuso enormemente el incremento en la capacidad de producción de la planta de amoníaco. Los altos niveles de excedentes de energía disponible en los flujos de gas del reformador y las corrientes de proceso de varias secciones, brindan la energía requerida para las diferentes partes del proceso, por ejemplo: el vapor de proceso necesario para la reacción en el reformador primario, el vapor necesario para la regeneración del solvente para la remoción de dióxido de carbono, la generación de vapor de alta presión (100 bares); necesario para brindar la energía mecánica para mover compresores, bombas, sopladores y otros dispositivos.

En plantas muy viejas comúnmente había un déficit energético que ocasionaba el uso de calderas auxiliares, estas; posteriormente se integraron en un conducto de gas de combustión en el que se utilizaban quemadores auxiliares con el fin de reponer la energía transferida en alguna parte del proceso. Esta situación fue causada por parte de una mala recuperación de calor residual y baja eficiencia en algunos equipos consumidores de energía. Típicamente, los gases de combustión del horno eran descargados a una temperatura más alta porque no había ningún pre-calentamiento de combustible o aire, además que se hizo uso máximo de la impulsión de turbinas con vapor directo, no solo para maquinaria principal como en el circuito de síntesis, procesos de aire y refrigeración, sino que también se utilizó en maquinaria pequeña como bombas o ventiladores. El resultado fue un sistema de vapor bastante complejo.

El nuevo concepto vio su primer triunfo en 1969 con 30 nuevas plantas de Kellogg que fueron puestas en operación con una producción de 1000 Tm NH₃/día. El decremento en el consumo de energía comparado con plantas de más vieja tecnología fue dramático, lo cual dio un énfasis primordial a inversión a bajo costo y menor consumo de energía. El diseño de plantas con un solo tren llegó a ser estándar para su construcción, lo que dio origen a expresar el consumo de energía neta por tonelada de amoníaco, conocido comúnmente como eficiencia energética.

2.2.2. Requerimientos de energía mínima para el proceso de reformación con vapor.

Partiendo de metano puro es posible formular una ecuación estequiometría para la producción de amoníaco por reformado con vapor:



Desde el punto de vista termodinámico, el calor y potencia deben ser obtenidos de esta reacción, pero debido a que los procesos reales presentan un alto grado de irreversibilidad, una considerable cantidad de energía es necesaria para producir amoníaco de metano, agua y aire. La cantidad estequiométrica de metano derivado de la reacción anterior es de 583 m³, correspondiente a 20.9 GJ/Tm NH₃ producido [2], el cual



puede tomarse como el valor mínimo de energía requerida. Si se supone la plena recuperación de calor de reacción, entonces el mínimo valor sería de **18.6 GJ/Tm NH₃**. La tabla 2.2 muestra los requisitos mínimos energéticos para los distintos procesos que se han establecido a lo largo del desarrollo del proceso de producción de amoniaco.

Tabla 2.2: Requerimientos de energía específica para la producción de amoniaco comparado con el mínimo teórico.

| Tipo de Proceso. | GJ/Tm NH ₃ | % Teórico. |
|---|-----------------------|------------|
| Clásico Haber-Bosch (coque) | 80-90 | 338-431 |
| Reformado 0.5-10 bares (1953-55) | 47-53 | 225-254 |
| Reformado 30-35 bares (1965-75) | 33-45 | 139-215 |
| Concepto de Baja Energía (1975-84) | 29-33 | 139-158 |
| Conceptos modernos (desde 1991) | ≤ 28 | 134 |
| Demanda estequiometrica CH ₄ | 20.9 | = 100 |

La comparación entre las cifras de consumo de energía sin un conocimiento preciso de los criterios de diseño y evaluación puede ser engañosa. Por ejemplo, la producción de vapor de amoniaco a 3 bar y temperatura ambiente podría ahorrar 0.6 GJ/Tm NH₃, mientras que si se entrega líquido a -33°C se necesitaría un extra de 0.3 GJ/Tm NH₃. Por lo anterior se infiere que la temperatura del medio de enfriamiento disponible tiene una considerable influencia.

Aumentar la temperatura del agua de enfriamiento de 20-30°C incrementa el consumo de energía por 0.7 GJ/Tm NH₃. La composición del gas también es de importancia, por ejemplo: el 10% de N₂ provoca un ahorro de energía alrededor de 0.1 GJ/Tm NH₃, mientras que un contenido de 10% de dióxido de carbono añadiría 0.2 GJ/Tm NH₃ al consumo total.

2.2.3. Emisiones de CO₂.

Las emisiones de gas CO₂ en plantas de amoniaco se encuentran en función directa de la materia prima utilizada, por ejemplo; el gas natural utilizado en plantas de amoniaco da origen a dos fuentes principales de emisión de CO₂, **combustible** y **proceso**. Las **emisiones de CO₂ generadas por el combustible**, se debe a la reacción de combustión del gas natural para suministrar el calor necesario en el precalentamiento de la materia prima, transferencia de calor en el tren del reformador primario (calentadores de proceso) y por supuesto brindar el calor de reacción necesario en el reformador primario, generadores de vapor, turbinas de gas o cualquier otro equipo en la planta de amoniaco. Todo el CO₂ producido por la combustión es descargado a la atmósfera.

Las **emisiones de CO₂ por el proceso** resultan de la conversión de compuestos hidrocarbonados a CO₂ e hidrógeno durante la producción del gas del síntesis. Los sistemas de remoción de CO₂ dentro de la planta de amoniaco ofrecen una ventaja debido a que generalmente estas ofrecen CO₂ casi puro como materia prima para nuevos



procesos, tal como lo es el caso de producción de urea. Lo anterior ofrece una reducción en las emisiones de CO_2 directamente a la atmósfera liberando cantidades menores.

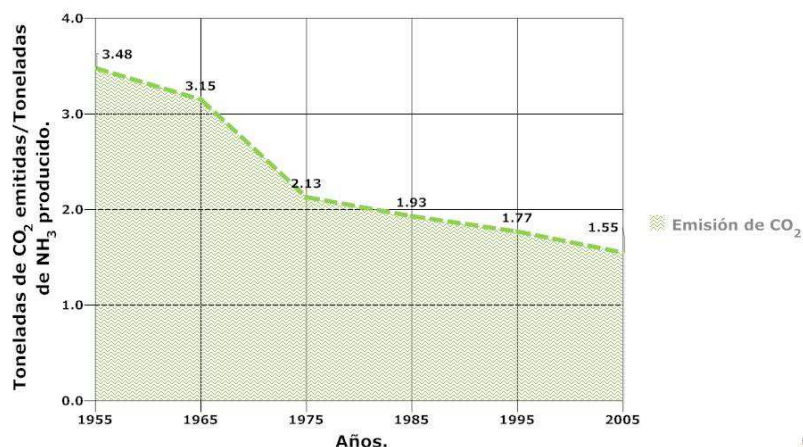


Figura 2.6: Reducción de emisiones de CO_2 en plantas de amoníaco en los últimos 50 años.

El aumento gradual en la eficiencia energética de las plantas de amoníaco, resulta directamente en la reducción de las emisiones de CO_2 . Para el año 1955 las plantas de amoníaco emitían alrededor de 3.8 toneladas de CO_2 por tonelada de NH_3 producido, mientras que para años más recientes, por ejemplo; en el 2005 plantas de amoníaco emitían en promedio cerca de 1.7 toneladas de CO_2 por tonelada de NH_3 producido (figura 2.6) [11].

2.3. Modernización de plantas viejas.

LA exigente competencia existente en el mercado y el encarecimiento de las materias primas, da a los productores la necesidad de modernizar o renovar sus plantas viejas con el fin de mantenerse en el rango de la competitividad. Los proyectos de modernización siempre han sido acompañados con un aumento de la capacidad de producción de amoníaco y es la máxima medida optada por plantas viejas.

Como se visualiza en el capítulo 1, las opciones de modernización se basan en las partes principales del proceso, entre estas se incluyen avances en el desempeño de los catalizadores que permiten ahorros de energía y aumentos de la capacidad de producción, por ejemplo; avances en el catalizador del reformador primario permiten la disminución de la relación vapor/carbón, produciendo así un ahorro de energía directo. Por otra parte, cambios en los tubos del reformador primario o el cambio en la estructura interna del convertidor de la sección de síntesis, permiten el aumento de la eficiencia energética.

Para la sección de purificación el uso de mejores solventes también ha permitido modernizar plantas viejas, realizando cero o mínimas modificaciones en equipos de esta



sección, tal es el caso del cambio del solvente **MEA**⁶ a solvente **DMEA**⁷.

El proceso industrial de producción de amoniaco, aunque es un proceso muy estudiado mantiene grandes oportunidades para modernizar plantas viejas. Este hecho se basa en que casi el 40 % de las plantas de amoniaco del mundo son mayores de 20 años, lo que sugiere un gran potencial para proyectos de modernización, incluso en plantas en las que ya se han hecho modificaciones.

⁶Monoetilamina

⁷Metildietanolamina.



Capítulo 3

Caso de Estudio.

3.1. Descripción del proceso.

EL objetivo de esta sección es brindar un panorama general de la estructura de la planta de amoniaco considerada para el estudio. Cabe aclarar que el proceso sera descrito de acuerdo al **limite de batería**¹ elegido por el analista, el cual no considera la sección de desulfuración y la sección de aire comprimido. Se recomienda al lector seguir los diagramas de flujo de proceso en las figuras 3.1, para la sección de reformación y purificación y 3.3, para la sección de síntesis.

3.1.1. Sección de reformación.

L Materia prima de planta es gas natural el cual es alimentado a razón de 1504 kmol/h (1)² con condiciones de presión y temperatura de 41.51 bar y 20.94°C respectivamente. La composición del gas natural puede visualizarse en la tabla 3.1.

Tabla 3.1: Composición molar del gas natural alimentado a la planta.

| Componente | Fracción Molar |
|--------------------|----------------|
| Nitrógeno | 0.0118 |
| Metano | 0.8735 |
| Dióxido de Carbono | 0.0004 |
| Etano | 0.0982 |
| Propano | 0.0139 |
| i- butano | 0.0005 |
| n- butano | 0.0012 |
| i- pentano | 0.0003 |
| n- pentano | 0.0002 |
| Total | 1 |

La corriente de alimentación se mezcla (**MIX-100**)³ con otra corriente de recircu-

¹Fronteras establecidas para el análisis de un sistema.

²Esta numeración indica el numero de corriente en el diagrama de proceso.

³Esta nomenclatura indica el nombre del equipo en el proceso.



lación con flujo molar de 40.08 kmol/h (2) proveniente de la sección de purificación, no antes; sin pasar por una válvula (VLV-100) que iguala su presión con la del gas natural (2A). La mezcla resultante (2B) se precalienta hasta 375°C en un quemador de fuego directo (FH-103B) (eficiencia=55 %) que tiene como combustible gas natural y que reacciona con aire en exceso al 15 %. El quemador genera una caída de presión en la corriente de 1.31 bar (3). La composición del aire utilizado se visualiza en la tabla 3.2.

Tabla 3.2: Composición molar del aire utilizado en la planta.

| Componente | Fracción Molar |
|--------------------|----------------|
| Nitrógeno | 0.7527 |
| Argón | 0.0091 |
| Dióxido de Carbono | 0.0003 |
| Oxígeno | 0.2024 |
| Agua | 0.0355 |
| Total | 1 |

La corriente calentada se mezcla (MIX-101) con 3595 kmol/h de vapor de agua (4) que se encuentra a 380°C y 41.38 bar. La corriente resultante (4A) se calienta hasta una temperatura de 490°C en un intercambiador de calor (HI7 REF PRIM) que produce una caída de presión en la corriente de 4.89 bar (5), la energía necesaria para el calentamiento proviene de los gases de combustión del tren de intercambiadores de calor. La corriente anterior funciona como alimentación al reformador primario (101-B), el cual tiene un efluente (6) con concentraciones al equilibrio a 800°C y 33.43 bar. Debido a la naturaleza de las reacciones es necesario suministrar energía, la cual proviene de los gases de combustión que se lleva a cabo en el quemador (inicio del tren de intercambiadores de calor).

Aire presurizado con un flujo molar de 2615 kmol/h que se encuentra a 34.06 bar y 213.3°C (7I), se sobrecalienta en un intercambiador de calor (HI6 REF PRIM) hasta 489°C, el equipo produce una caída de presión en la corriente de 0.61 bar (7). Una vez calentado, el aire se mezcla (MIX-102) con el efluente del reformador primario (6), dentro del reformador secundario (103-D). En él, se completan las reacciones de reformación y lleva la cantidad del metano a concentraciones mínimas. El reactor tiene un efluente completamente al equilibrio químico y produce una caída de presión de 0.6865 bar (8). El calor necesario para que la reacción se lleve a cabo es proporcionado por la combustión de hidrógeno con el oxígeno alimentado en forma de aire.

Posteriormente, debido a que la reacción de mutación se lleva a menor temperatura, el efluente del reformador secundario es enfriado en dos intercambiadores (101-CA/CB y 102) hasta una temperatura de 355°C (8B). Cada intercambiador produce una caída de presión en la corriente de proceso de 0.48 bar y se encuentran generando vapor a una temperatura de saturación de 315°C.

Una vez enfriada la corriente (8B), esta se alimenta al reactor mutador de alta temperatura (104-DA). Este equipo tiene como objetivo convertir la mayor cantidad posible de monóxido de carbono a dióxido de carbono, para ello el equipo produce

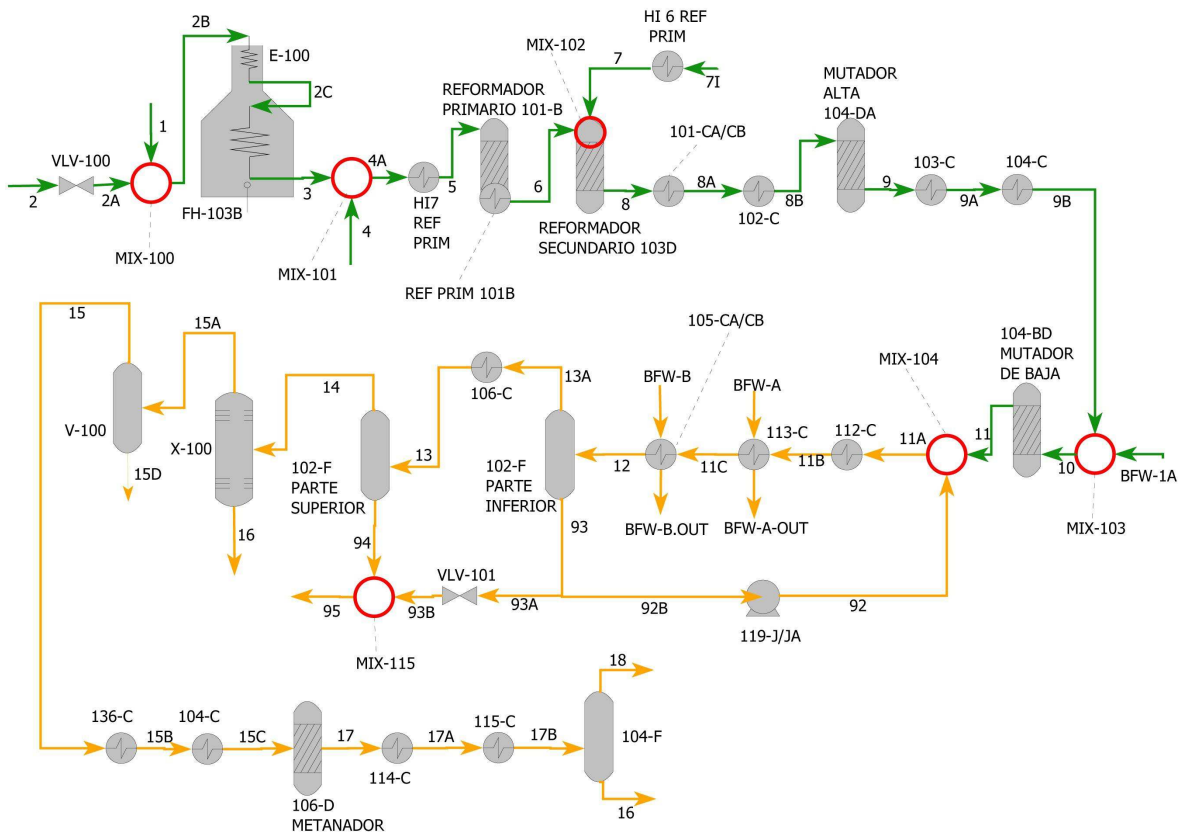


Figura 3.1: Diagrama de flujo simplificado de la sección de reformación y purificación del caso de estudio.

un effluente con concentraciones completamente al equilibrio. La caída de presión del equipo es de 0.48 bar (9).

Debido a que la reacción de mutación es favorecida por la baja temperatura, el effluente del mutador de alta es enfriado en dos intercambiadores de calor (103-C y 104-C) hasta una temperatura de 227.2°C (9B). La caída de presión que cada intercambiador genera en la corriente es de 0.35 bar y 0.27 bar respectivamente. El primer intercambiador genera vapor de agua a las condiciones antes descritas y el segundo es un equipo proceso-proceso que se encuentra conectado a la sección de purificación.

Una vez enfriada la corriente, esta es mezclada (MIX-103) con 223 kmol/h de agua líquida proveniente del sistema de generación de vapor que tiene como condiciones 115.8 °C y 106.9 bar (BFW-1A). La mezcla de ambas corrientes (10) entra al mutador de baja temperatura, el cual produce un effluente con concentraciones completamente en equilibrio químico. La caída de presión del mutador de baja es de 0.49 bar.

3.1.2. Sección de Purificación.

EL effluente del mutador de baja temperatura ingresa a un ciclo de separación que se encarga de condensar y separar el agua que contiene. Para ello, el effluente es mezclado (MIX-104) con una corriente de re-circulación (92). La mezcla resultante

(11A) es enfriada a 171°C (11B) en el primer intercambiador de calor del ciclo (112-C), el cual calienta 17040.43 kmol/h de agua de caldera (BFW-1D) que se encuentra a una temperatura inicial de 115.8°C y una presión de 106.9 bar.

Las propiedades de las corrientes y equipos que componen el sistema restante, pueden visualizarse en la figura 3.2.

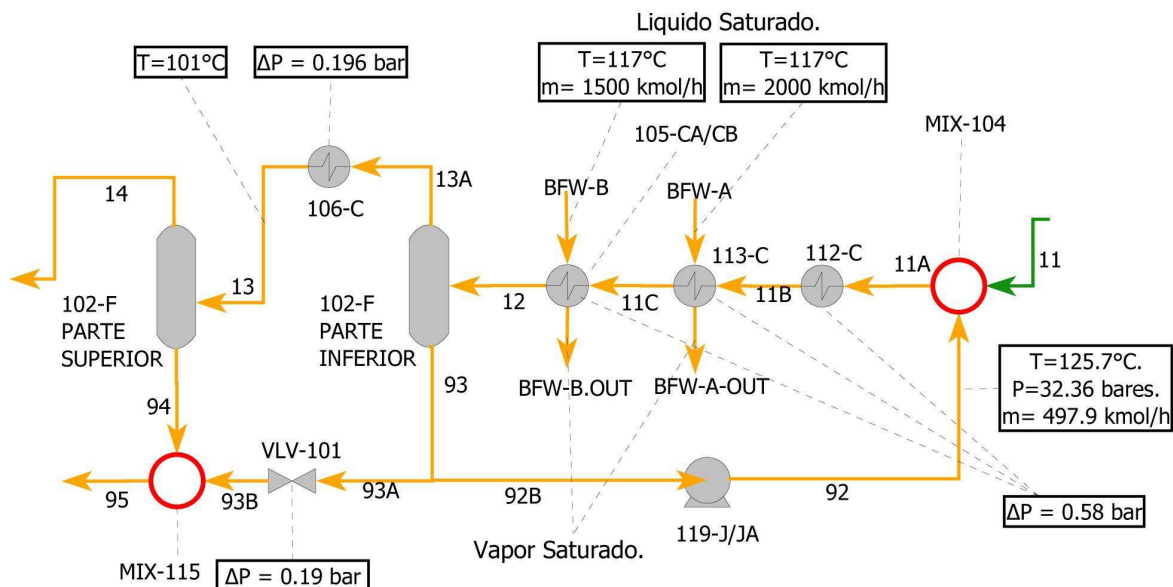


Figura 3.2: Diagrama de flujo de proceso del ciclo de separación en la sección de purificación.

El ultimo intercambiador de calor del ciclo (106-C), calienta 16657 kmol/h de agua de calera caldera (BFW 0B) que se encuentra a una temperatura y presión de 68.61 °C y 1.64 bar.

Una vez que se ha separado el agua (14), la concentración de CO₂ en la corriente es reducida en un 99.6 % (15A) por un sistema de purificación. El efluente de este sistema se muestra como una mezcla de hidrógeno, nitrógeno (componentes en mayor concentración), metano, argón, monóxido de carbono, agua (componentes en menor concentración) y pequeñas trazas de dióxido de carbono.

Para reducir aun mas la cantidad de agua en el efluente del sistema de purificación, este es sometido a un separador flash que produce una corriente de gaseosa (15) y una liquida (15D).

La corriente gaseosa (15), ahora libre de agua; es calentada mediante dos intercambiadores proceso-proceso, el primero (136-C) calienta el gas hasta una temperatura de 105°C y produce una caída de presión en la corriente de 0.49 bar (15B), el segundo intercambiador es el que se describe en la sección reformación (104-C). Este calienta la corriente hasta una temperatura de 291.1°C y produce caída de presión de 0.49 bar (15C).

La ultima parte de la sección de purificación es reducir la concentración de CO₂ a ppm, esto se debe a que los compuestos oxigenados (CO₂ con venenos para el catalizador en el convertidor de síntesis. Para ello, la corriente calentada por el segundo



intercambiador se alimenta al metanador (**106-D**) el cual genera un efluente (**17**) con cantidades mínimas de CO₂ y CO a menos de 10 ppm.

Con el objetivo de eliminar el agua formada por la reacción de metanación y disminuir el trabajo de compresión en la sección de síntesis. El efluente del metanador es enfriado en dos intercambiadores de calor (**114-C y 115-C**) hasta una temperatura de 38°C (**17B**). La caída de presión que genera cada intercambiador de calor en la corriente de proceso es de 0.25 bar. El primer intercambiador de calor enfría la corriente hasta una temperatura de 198°C (**17A**), la carga térmica retirada es transferida a agua de caldera (**BFW-2**) que se encuentra a una temperatura y presión de 126.6°C y 106.9 bar respectivamente. Por otra parte, el fluido de enfriamiento que retira la carga térmica en el segundo intercambiador, es agua que se encuentra a una temperatura de 32°C y 1 bar (**CW15**).

El agua condensada en la corriente enfriada es separada en un tanque flash (**104-F**), el cual produce un efluente gaseoso (**18**) y uno líquido (**16**).

3.1.3. Sección de Síntesis.

LA corriente de gas (**18**) sirve de alimentación a la primera etapa del compresor de gas de síntesis (**103-J/JT COM GAS SINT 1**)⁴, el cual eleva la presión del gas a 50.01 bar (**18A**). Posteriormente, el 0.55% (**18B**) de la corriente es enviado a la sección de reformación como la corriente reciclada al inicio del proceso (**2**). El resto, (**18B**) es enfriado para disminuir el trabajo de compresión en la etapa siguiente. El enfriamiento se lleva a cabo en dos intercambiadores de calor (**136-C y 170-C**) hasta una temperatura final de 39.24°C. La caída de presión que cada intercambiador produce en la corriente es de 0.74 bar cada uno. El primer equipo es el intercambiador proceso-proceso descrito anteriormente en la sección de purificación, mientras que el segundo utiliza agua de enfriamiento para retirar la carga térmica necesaria para el enfriamiento. Las propiedades del agua (**CW3**) son las mismas descritas anteriormente (32°C y 1 bar).

Como esta corriente contiene una relación hidrógeno-nitrógeno por debajo de la necesaria, esta se mezcla con una nueva corriente proveniente de la sección de recuperación de hidrógeno (**37**), esta se encuentra a una temperatura y presión de 47.6°C y 65.31 bar respectivamente. La mezcla resultante (**18E**) es sometida a un separador flash el cual elimina aun más el agua contenida en la corriente. Una vez fría y casi libre de agua, la corriente (**18E**) se presuriza en una segunda etapa del compresor del gas de síntesis (**103-J/JT COM GAS SINT 2**), el cual eleva la presión hasta 85.85 bar (**18H**).

Una vez comprimida, la corriente (**18H**) es sometida a un proceso de enfriamiento para eliminar agua y reducir el trabajo en la siguiente etapa del compresor. Para ello, la corriente es enfriada hasta una temperatura de 7.2°C en dos intercambiadores que producen una caída de presión de 1.17 bar cada uno. El primer intercambiador enfría la corriente a 40°C (**18I**) con agua de enfriamiento que encuentra a 32°C y 1 bar de presión. El segundo enfría la corriente a 7.2°C (**18J**) con una corriente de amoníaco puro que se encuentra a una temperatura de saturación de -2.07°C (**56A**), este es el

⁴La eficiencia adiabática de todas maquinas, compresores y bombas es del 75%.

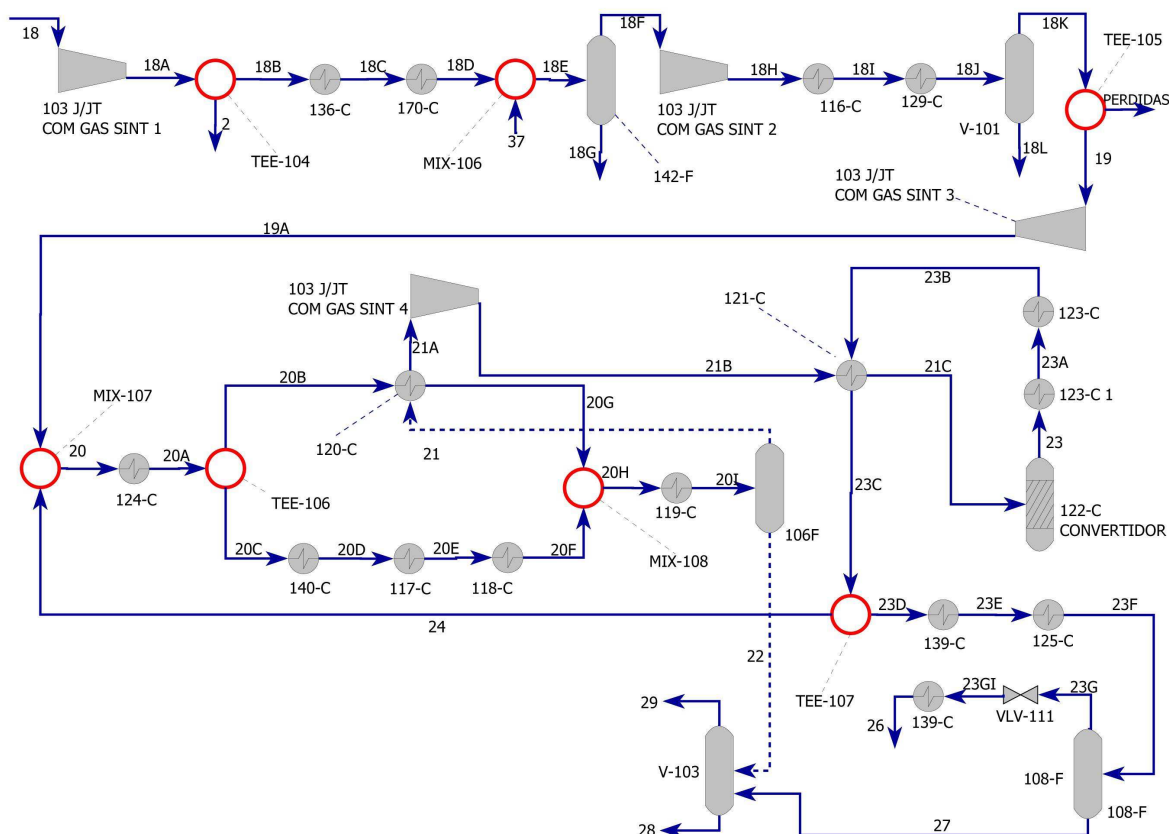


Figura 3.3: Diagrama de flujo de proceso simplificado de la sección de síntesis del caso de estudio.

primer intercambiador de calor que hace uso del sistema de refrigeración.

Una vez fría, la corriente se introduce en un tanque flash (**V-101**) para separar el agua pueda contener del gas de síntesis. Aproximadamente el 0.008% del efluente gaseoso (**18K**) se considera como perdidas, el restante (**19**) es introducido a una tercera etapa del compresor de síntesis (**103-J/JT COM GAS SINT 3**), el cual eleva la presión a 190.3 bar (**19A**). La corriente de salida es la alimentación para el circuito de síntesis.

La alimentación al loop de síntesis entra a un mezclador (**MIX-107**) junto con una corriente de re-circulación la cual tiene como composición gas de síntesis y amoníaco (**24**). La mezcla resultante (**20**) se enfría hasta 42.78°C (**20A**) con agua de enfriamiento en un intercambiador de calor produce una caída de presión en la corriente de 0.58 bar. La corriente proveniente de este intercambiador entra al sistema de condensación y separación de amoníaco, el cual utiliza los diferentes niveles de refrigeración proporcionados por el sistema de refrigeración. Las propiedades y corrientes de proceso se visualizan en la figura 3.4.

Como se observa el 63.90% (**20C**) de corriente es enfriada nuevamente hasta -15.4°C (**20F**) en un tren de enfriadores cuya principal función es la de condensar el amoníaco producido por el convertidor para luego separarlo. Para ello el tren utiliza amoníaco como medio de refrigeración que se encuentra a diferentes temperaturas de saturación,

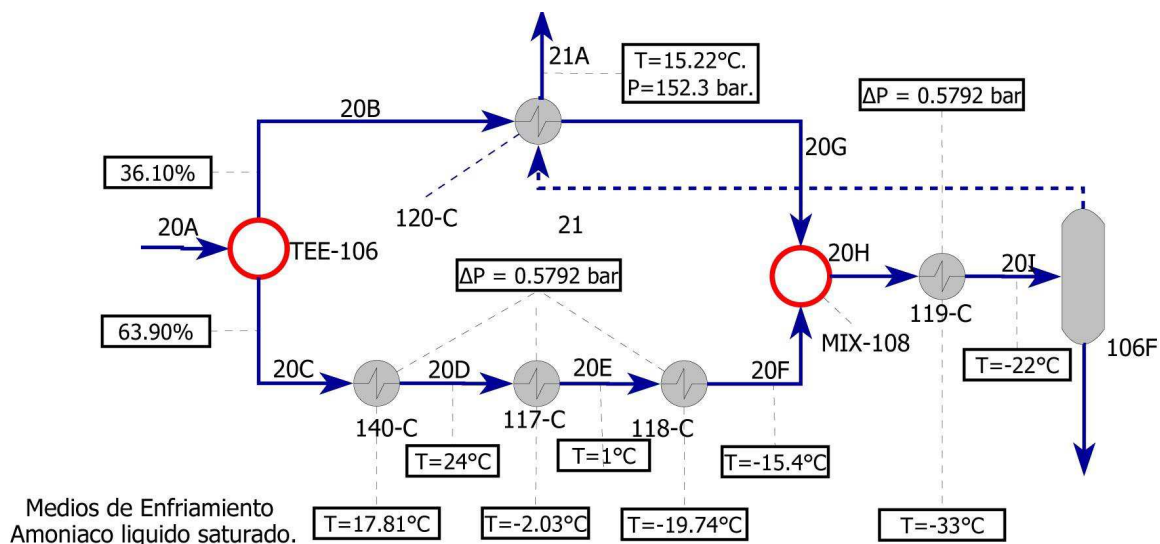


Figura 3.4: Sistema de condensación y separación de amoníaco.

el primero (**140-C**) utiliza amoníaco a 17.81°C (**55**), el segundo (**117-C**) amoníaco a -2.03°C (**56F**) y el tercero (**118-C**) amoníaco a -15.4°C (**57E**). El 36.10 % de la corriente restante (**20B**) se enfría en un intercambiador de calor proceso-proceso (**120-C**). El efluente de este intercambiador (**20G**) se mezcla (**MIX-108**) con el efluente del tercer intercambiador del tren de condensación (**20F**) y el producto del mezclado (**20H**) se enfría nuevamente hasta una temperatura de -22°C , temperatura a la cual ocurre la separación de amoníaco en un tanque flash (**106-F**). El intercambiador de calor (**119-C**) utiliza amoníaco saturado a -33°C .

El corriente gaseosa producida (**21**) por el separador es utilizada como medio de enfriamiento en el intercambiador de calor proceso-proceso antes descrito, la cual alcanza un temperatura de (**21A**) 15.22°C . La corriente liquida es enviada a otro tanque de separación (**V-103**).

La corriente calentada (**21A**) se alimenta a la cuarta etapa del compresor de gas de síntesis (**103-J/JT COM GAS SINT 4**), el cual eleva la presión hasta 164.1 bar (**21A**). Posteriormente la corriente es calentada en un segundo intercambiador de calor proceso-proceso (**121-C**) hasta 145.6°C (**21C**). La corriente sufre una caída de presión de 0.60 bar. Una vez calentada la corriente se se alimenta al convertidor de gas síntesis (**122-C**), el cual presenta una conversión del 30.4 %. Como la reacción es exotérmica, los efluentes del reactor (**23**) tienen una temperatura suficientemente alta para sobrecalentar agua de caldera, el proceso se lleva a cabo en dos intercambiadores de calor. El primero (**123-C1**) enfría el efluente hasta una temperatura de 266.1°C (**23A**) y el segundo enfría la corriente hasta 163.3°C (**23B**). Posteriormente la corriente es utilizada para precalentar la la alimentación al reactor en el intercambiador proceso-proceso (**121-C**) antes descrito. La caída de presión generada en cada intercambiador de calor es de 0.60 bar.

Una vez enfriados los efluentes del convertidor (**23C**), aproximadamente el 97.84 % (**24**) es utilizado como la corriente que recicla y se combina con la corriente de alimenta-



ción pura (**19A**). El porcentaje restante (**23D**) se conoce como la purga del circuito de síntesis, y es una que corriente lleva cantidades particularmente grandes de hidrógeno, nitrógeno, gas metano y argón, además de una cantidad importante de amoníaco. Para recuperar el amoníaco de la corriente de purga la corriente es procesada de la siguiente manera.

La corriente se enfría en un intercambiador de calor proceso-proceso (**139-C**) hasta 39.31°C (**23E**), el equipo produce una caída de presión de 0.24 bar. El siguiente enfriamiento se realiza en un equipo (**125-C**) que utiliza amoníaco puro que se encuentra a una temperatura de saturación de -30.92°C (**58A**), el cual permite a la corriente enfriarse hasta -11°C (**23F**) produciendo en ella una caída de presión de 0.2413 bares. El enfriamiento ocasiona la condensación del amoníaco contenido en la corriente que tiene que ser recuperado como producto principal, para ello; la corriente (**23F**) se alimenta a un separador flash, el cual produce una corriente gaseosa (**23G**) y una corriente líquida (**27**).

La corriente gaseosa (**23G**), que tiene como composición principal hidrógeno, nitrógeno, metano, argón y unas cuantas trazas de amoníaco, pasa por una válvula (**VLV-111**) que produce una caída de presión de 18.07 bar (**23GI**). Posteriormente la corriente es calentada en un intercambiador proceso-proceso (primer intercambiador del tren de enfriamiento de purga) hasta 40.61°C . El intercambiador de calor produce una caída de presión de 0.24 bar. Esta última corriente es enviada a una sección recuperadora de hidrógeno que no se tratará en este caso de estudio.

La corriente líquida del separador de purga (**27**) es enviada al separador donde se ingreso la corriente de amoníaco (**22**) del sistema de condensación y separación. Este ultimo separador produce nuevamente una corriente gaseosa (**29**) que es enviada a la sección recuperadora de gases y la corriente líquida (**28**) es la alimentación del sistema de refrigeración de toda la planta.

3.1.4. Sección de refrigeración.

LA sección de refrigeración consta de 4 niveles de necesarios para proporcionar amoníaco suficientemente frío como refrigerante para la sección de síntesis. Esta sección de refrigeración comienza con la división de la corriente líquida (**28**) proveniente del último separador flash de la sección de síntesis en las siguientes proporciones.

- El 18.56 % (**28A-I**) de la corriente líquida (**28**) se expande en una válvula (**VLV-110**) que genera una caída de presión de 15.44 bar, para posteriormente ser mezclada con otras corrientes de proceso.
- El 81.44 % (**28B-I**) de la corriente es despresurizado en una válvula (**VLV-109**) que produce una caída de presión de 16.24 bar (**28B**).

La corriente con mayor flujo molar es alimentada a un separador flash (**V-105**) junto con una corriente de re-circulación de 59.46 kmol/h de amoníaco puro (**58D**). Esta se encuentra a 21.84°C y una presión de 1.12 bar. La carga térmica del intercambiador 119-C produce una corriente gaseosa en el separador (**50**) que sirve de alimentación al primer paso del compresor de refrigeración (**105-J/JT-1**), el cual entrega la corriente

a una presión de 1.90 bar (**50A**). Posteriormente la corriente es mezclada (**MIX-109**) con 1220 kmol/h de vapor saturado de amoníaco (**51**) que se encuentra -19.46°C . La mezcla resultante (**51A**) es nuevamente comprimida en un segundo paso del compresor de refrigeración (**105-J/JT-2**) hasta 4.16 bar (**51B**).

Para disminuir el trabajo de compresión en la tercera etapa del compresor, el effluente del segundo paso se enfría hasta 35.89°C (**51C**) en un intercambiador de calor (**167-C**) que usa agua de enfriamiento a 32°C y 1 bar de presión. El equipo produce una caída de presión de 0.23 bar en la corriente de amoníaco. La corriente enfriada (**51C**) es nuevamente mezclada (**MIX-102**) con 2000 kmol/h de vapor saturado de amoníaco (**52**) que se encuentra a una temperatura de 2.02°C .

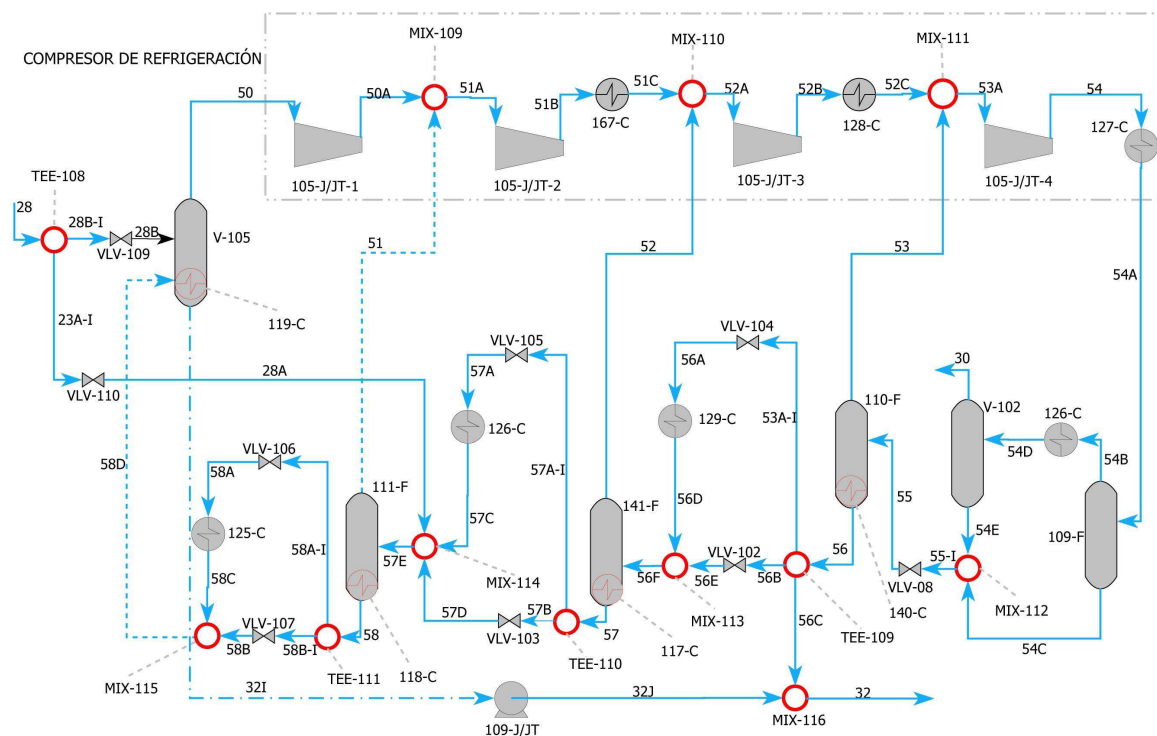


Figura 3.5: Diagrama de flujo simplificado de la sección de refrigeración.

El producto resultante (**52A**) de la mezcla se comprime nuevamente en la tercera etapa del compresor de refrigeración (**105-J/JT-3**) hasta 8.2 bar (**52B**). Nuevamente la corriente resultante es enfriada hasta 35°C (**52C**) en un intercambiador de calor (**128-C**) que utiliza agua a 32°C y 1 bar. La caída de presión en la corriente se considera despreciable.

Posteriormente la corriente enfriada es mezclada (**MIX-111**) con 1568 kmol/h de vapor de amoníaco saturado (**53**) que se encuentra a 18.56°C . El gas producto de la mezcla (**53A**) es nuevamente comprimido en una cuarta etapa del compresor de refrigeración (**105-J/JT-4**) hasta 17.36 bar (**54**). El effluente de este cuarto paso se enfría hasta 38.89°C (**54A**) en un intercambiador de calor (**127-C**) que utiliza agua de enfriamiento. La caída de presión en la corriente enfriada es de es de 0.95 bar.



Una vez enfriada, la corriente pasa a un separador flash (**109-F**) el cual produce una corriente gaseosa (**54B**) y una corriente líquida (**54C**). La corriente gaseosa es enfriada a -8°C (**54D**) en un intercambiador (**126-C**) que produce una caída de presión de 0.01 bares. Una vez fría (**54D**), la corriente se alimenta nuevamente a un separador (**V-102**) donde se elimina una cantidad importante de gases inertes (30) que pudieran existir en la alimentación al sistema de refrigeración.

La corriente líquida (**54E**) de este separador se mezcla (**MIX-112**) con la corriente líquida (**54C**) del separador anterior. La corriente resultante del mezclado (**55-I**) pasa a través de una válvula (**VLV-108**) que reduce la presión a 8.2 bar (55). Esta corriente ingresa a un separador, el cual produce la última corriente gaseosa de amoníaco (**53**) que ingresa a la cuarta etapa del compresor. Este separador adsorbe la carga térmica generada por el intercambiador 140-C en la sección de síntesis.

La corriente líquida (**56**) pasa a un divisor (**TEE-109**), el cual da origen a tres corrientes nuevas (**56A-I**), (**56B**), (**56C**) con 8.685 %, 50.87 % y 40.45 % respectivamente. La corriente con el 40.45 % (**56C**) se destina directamente como una parte del producto final. Mientras que la corriente con el 50.87 % pasa directamente a través de una válvula (**VLV-102**) que reduce la presión a 3.93 bar (**56E**). La corriente restante (**56A-I**) pasa por una válvula (**VLV-104**) que reduce la presión a 3.93 bar (**56A**), la corriente generada enfría la corriente de proceso (**18I**) en el intercambiador de calor 129-C. La corriente de salida del intercambiador se mezcla (**MIX-113**) nuevamente con la corriente descomprimida con el 50.87 % (**56E**).

La corriente resultante del mezclado (**56F**) se alimenta a un separador (**141-F**) que produce la cantidad de amoníaco gaseoso (52) que se ingresa a la tercera etapa del compresor, esta cantidad de amoníaco está siendo generada por la carga térmica del intercambiador 117-C. Por otra parte el efluente líquido es separado en dos corrientes (**57A-I** y **57B**) con un 67.88 % y 32.12 % del material de la corriente respectivamente. La corriente con el 32.12 % pasa directamente a una válvula (**VLV-103**) que reduce la presión a 1.92 bar (**57D**), mientras que el resto pasa a través de una válvula (**VLV-105**) que reduce la presión a 1.92 bar (**57A**). El producto de esta válvula es utilizado como fluido de enfriamiento en el intercambiador (126-C).

La corriente resultante del intercambio de calor (**57C**) se mezcla (**MIX-114**) nuevamente con las corrientes descomprimidas (57D) y (28A). Posteriormente el producto del mezclado (**57E**) es alimentado a un separador flash que genera el amoníaco gaseoso (**51**) que se ingresa a la segunda etapa del compresor. EL separador procesa la carga térmica del intercambiador de calor (118-C).

El efluente líquido (58) es dividido en dos corrientes (**58-I** y **58B-I**). En condiciones normales de operación una de las corrientes (58B-I) permanece cerrada, mientras que la corriente restante (58A-I) se expande en una válvula hasta una presión de 1.12 bar para posteriormente ser utilizada como fluido de enfriamiento para la corriente (**23E**) en el intercambiador de calor 125-C. La corriente calentada (**58C**) pasa a un mezclador **MIX-115** junto con la corriente (58B), el resultante del mezclado es la corriente (**58D**) que entra al mismo tiempo que la corriente (28B) en el primer separador del sistema de refrigeración.

La corriente líquida (**32I**) del separador flash (**V-105**), se alimenta a una bomba con el fin de suministrar la presión a 8.20 bar. La corriente resultante es mezclada con

la corriente (**56C**). La corriente final es el producto de la planta de amoníaco (**32**), el cual contiene una pureza del 99.95 %.

3.1.5. Sección de agua de caldera y generación de vapor.

EL circuito de vapor es alimentado por un flujo molar de 16660 kmol/h de agua (**BFW0B**) que se encuentra a 68.61°C y 1.64 bar. La alimentación es calentada por una corriente de la sección de reformación en un intercambiador de calor (**106-C**) que produce una caída de presión despreciable. La corriente caliente (**BFW-0A**) se alimenta a un separador flash (**101-U**) junto con una corriente adicional (**BFW-0**) con flujo molar de 632.8 kmol/h que se encuentra a 293°C y 5.43 bar. La corriente gaseosa funciona como el venteo del sistema de vapor (**VENT**).

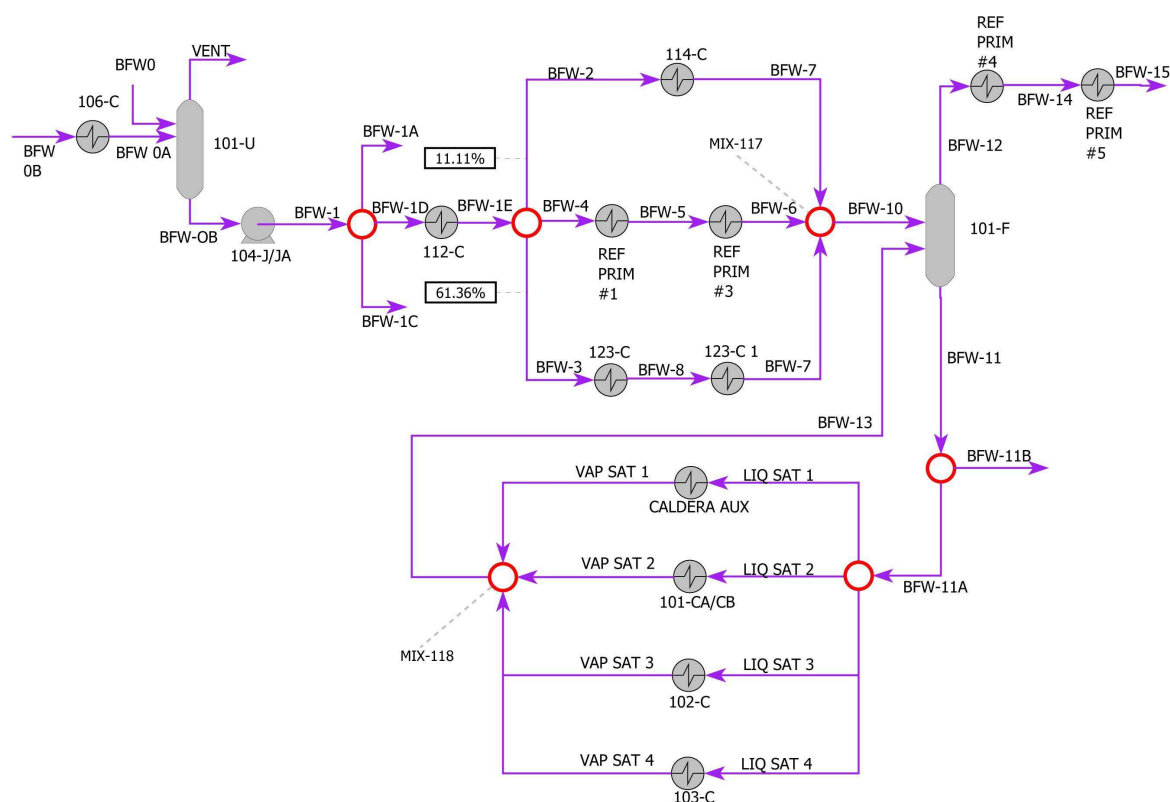


Figura 3.6: Diagrama de flujo simplificado de la sección de agua de caldera y generación de vapor.

La corriente líquida (**BFW-0B**) eleva su presión mediante una bomba que entrega la corriente a 106.9 bar (**BFW-1**). Posteriormente la corriente es dividida en tres partes, de las cuales; una es utilizada como agua de proceso en la sección de reformación (223 kmol/h) (**BFW-1A**) y la mayor parte (17040.43 kmol/h) (**BFW-1D**) es calentada con una corriente de la sección de purificación en un intercambiador de calor (**112-C**) que produce una caída de presión despreciable (ver figura 3.6). El resto es considerado un venteo.



La corriente con el flujo mayor es nuevamente calentada mediante una serie de intercambiadores de calor conectados al proceso principal y al tren de intercambiadores del reformador primario, tal como lo muestra la figura 3.6. La caída de presión de los intercambiadores se considera despreciable.

Una vez que el agua ha sido pre-calentada (**BFW10**) entra a un tanque separador (**101-F**) junto con 16872.36 kmol/h de vapor⁵ (**BFW13**), los cuales son generados en diferentes partes del proceso y por el tren de intercambiadores de calor. El tanque produce una corriente de vapor que se sobre-calienta hasta 476.1°C y a una presión de 104 bar. Esta operación es llevada a cabo mediante dos equipos que están conectados directamente al tren de intercambiadores de calor, los cuales producen una caída de presión despreciable.

El vapor sobrecalentado es el necesario para mover todos los dispositivos mecánicos como compresores, turbinas de generación de energía eléctrica, además del necesario destinado como vapor de proceso.

3.1.6. Tren de intercambiadores de calor del reformador primario.

EL tren del reformador primario es la fuente principal de energía de toda la planta, ya que mediante el se proporciona el calor necesario para las reacciones de reformación, generación de vapor, calentamiento de corrientes de proceso, etc. El tren puede visualizarse en la figura 3.7, el cual indica la forma en la que se distribuyen los intercambiadores de calor dentro de este.

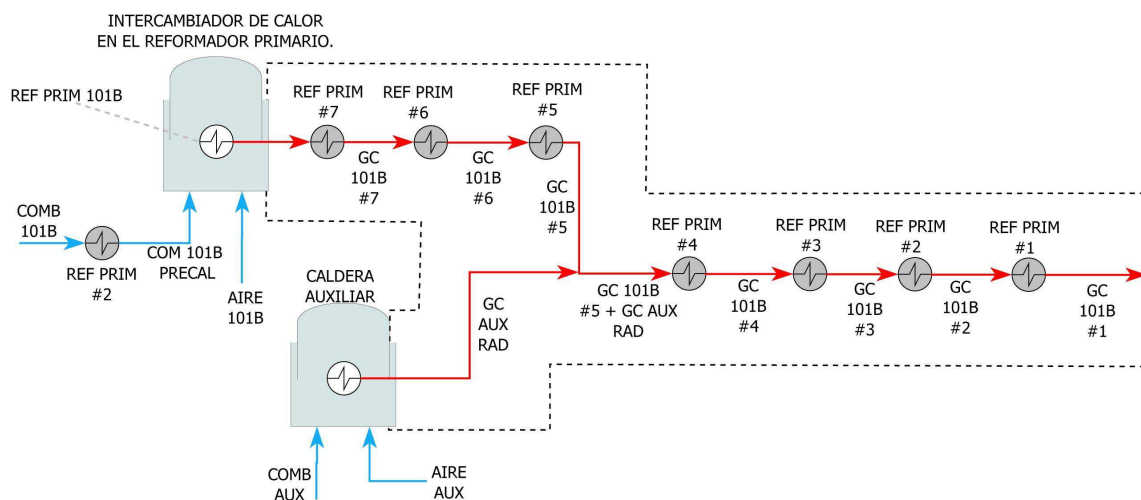


Figura 3.7: Diagrama de flujo simplificado del tren de intercambiadores de calor.

El tren se encuentra compuesto por 7 unidades conectadas a diferentes partes del proceso, el quemador inicial del reformador primario y la caldera auxiliar que se encarga

⁵El vapor se genera a una presión de saturación de 315°C.



de generar el vapor adicional para la planta en caso de que se necesite. Actualmente la planta se encuentra utilizando la caldera auxiliar.

3.1.7. Sección del agua de enfriamiento.

EL agua de enfriamiento se encuentra a una temperatura de inicial de 32°C y 1 bar de presión. El sistema está conectado para suministrar el fluido de enfriamiento a diferentes partes del proceso y principalmente a corrientes dentro del compresor de refrigeración. La distribución de los intercambiadores de calor en la sección del agua de enfriamiento puede ser vista en la figura 3.8.

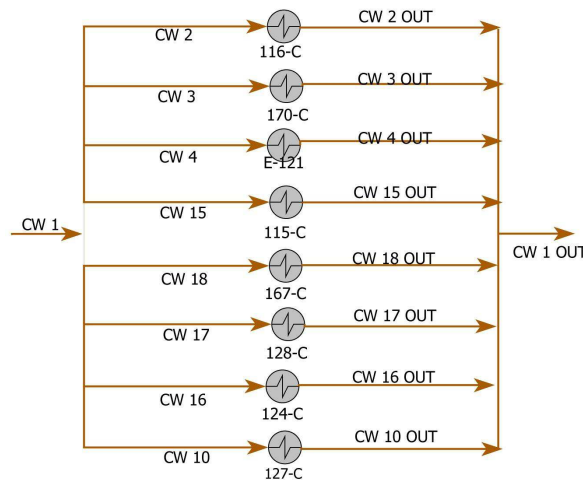


Figura 3.8: Diagrama de flujo simplificado de la sección de agua de enfriamiento.

3.2. Simulación del caso de Estudio.

EL uso de la exergía como herramienta de análisis de procesos, requiere conocer las propiedades termodinámicas de todas y cada una de las corrientes que se involucran en el proceso, principalmente entalpía y entropía. Estas propiedades pueden ser calculadas fácilmente por el analista mediante alguna hoja de cálculo en la cual se involucren conocimientos de termodinámica, balances de materia y energía, además de algunas herramientas matemáticas como procesos iterativos que ayuden a calcular las variables desconocidas. Si bien, las hojas de cálculo representan una gran ayuda al momento de realizar memorias de cálculo, estas presentan una alta complejidad volviéndose tediosas y dificultosas cuando el proceso estudiado contiene una gran cantidad de equipos y corrientes. Es por ello, que el proceso a estudiar se simula en el software comercial **Aspen Hysys**⁶, el cual confiere una gran facilidad para modelar, diseñar y simular procesos químicos con una confiabilidad de resultados bastante alta.

⁶Variante del simulador de procesos Aspen plus desarrollado por la empresa Aspen Tech.co



Otra característica del software que nos es de gran utilidad es la interfaz gráfica que ofrece al usuario, característica que brinda la oportunidad de realizar modificaciones en el proceso de una manera muy sencilla y rápida⁷.

3.2.1. Aspen Hysys y la termodinámica. Elección del paquete termodinámico y ecuación de estado.

Cualquier simulación de un proceso químico requiere disponer del valor de la propiedades termodinámicas, físicas y de transporte de la mezclas de compuestos que forman las corrientes del proceso. Para calcular las propiedades de cada una de las corrientes involucradas, es necesaria la elección de un paquete termodinámico que prediga dichas propiedades de manera precisa. Para petróleo, gas y aplicaciones petroquímicas la **ecuación de estado⁸ de Peng Robinson⁹** es generalmente recomendada por soportar un amplio rango de condiciones de operación y una gran variedad de componentes en un sistema, además; de que genera directamente todas las propiedades de equilibrio [22].

Para la simulación del proceso principal de producción de amoniaco se utilizará la **ecuación de estado de Peng-Robinson**, mientras que para la sección de vapor y agua de enfriamiento se utilizara el paquete **NBS steam**¹⁰.

3.2.2. Definición del estado de un sistema. La regla de las fases.

Para que el estado de una sustancia pura homogénea se halle definido, al menos dos funciones de estado deben hallarse fijas en valores definidos, sin embargo; para sistemas más complejos este número no necesariamente debe reducirse a dos. Es por lo anterior que para definir un sistema complejo J. Willard Gibbs en 1970 estableció una regla general que permite determinar el número de variables independientes que deben fijarse en forma arbitraria para establecer el estado intensivo de un sistema. Este

⁷A pesar de que el software es muy avanzado, debe tenerse mucho cuidado de cómo se realizan las modificaciones puesto que el software puede llegar a divergir en sus soluciones.

⁸Una ecuación de estado se define como una ecuación constitutiva que describe el estado de agregación de la materia mediante una relación matemática entre la temperatura, presión, volumen, densidad, energía interna y posiblemente otras funciones de estado asociadas con la materia.

⁹Desarrollada en Canadá en la década del 70 por Ding-Yu Peng y Donald Baker Robinson, la cual se diseñó para satisfacer las siguientes metas:

- Los parámetros se expresan en términos de propiedades críticas y el factor acéntrico.
- El modelo debe proveer una exactitud razonable cerca del punto crítico, particularmente para los cálculos del factor de compresibilidad y densidad de líquidos.
- Las reglas de mezclado no deben emplear más que los parámetros de interacción binaria, los cuales deben ser independientes de la temperatura, la presión y la composición.
- La ecuación debe ser aplicable a todos los cálculos de propiedades de fluidos en procesos de gas natural.

¹⁰NBS acrónimo de National Building Specification. El paquete contiene rutinas para calcular diversas propiedades físicas del agua, en relación con la temperatura, presión y densidad.



número se denomina grados de Libertad F y está dado por la famosa regla de la Fases (ecuación 3.1).

$$F = 2 - \pi + N \quad (3.1)$$

Donde π es el numero de fases e indica el numero de regiones homogéneas de un sistema, por ejemplo: si existe un sistema de dos componentes en equilibrio L-V, el numero de fases es 2; una fase gaseosa y otra fase liquida. Por otra parte, N es el numero de especies químicas o entidades químicas que componen cada fase del sistema, por ejemplo; en la misma mezcla en equilibrio anterior el numero de componentes es 2 en cada fase. Por lo tanto, si aplicamos la regla obtenemos:

$$F = 2 - \pi + N = 2 - 2 + 2 = 2 \quad (3.2)$$

Por lo tanto son necesarias 2 variables independientes para que el sistema se encuentre definido. Como el equilibrio liquido-vapor se encuentra solo a una sola presión y temperatura definidas, solo es necesaria saber el valor de una variable y la otra queda definida automáticamente. En cuanto al numero de componentes, como el sistema contiene dos componentes; solo es necesario saber algunas de ellas.

Para determinar el estado de una corriente de proceso en el simulador, generalmente **la presión, la temperatura y (n-1) componentes** son necesarios.

3.2.3. Puntos de interés en la creación de la simulación.

LA creación de la simulación del proceso de producción de amoniaco no se describe a detalle en esta sección, puesto que consiste más de aspectos de manejo del simulador que pueden ser encontrados en manuales escritos o electrónicos. El interés de esta sección es enfocar al lector en cómo se resolvieron problemas particulares de la simulación, que pudieran generar problemas de convergencia en modificaciones posteriores.

Lo mas importante en la creación de la simulación es establecer que todas las propiedades de las corrientes de servicios auxiliares como agua de enfriamiento, vapor y amoniaco en la sección de refrigeración, son calculadas por los equipos de proceso que componen las secciones de reformación, purificación y síntesis. Esto ayudará a evaluar mas objetivamente el impacto de las medidas de ahorro de energía que posteriormente se implementarán.

Simulación de re-circulaciones. En general, los **circuitos**¹¹ existentes en cada una de las secciones de la planta fueron procesados como se explica a continuación.

Las n corrientes que pudieran ser la alimentación al proceso o equipos son definidas. Para la corriente de alimentación que es re-circulada se suponen valores y se procesa el circuito. Una vez que el circuito es solucionado se comparan los valores finales (calculados) con los valores iniciales (supuestos), si los valores cumplen con el criterio de convergencia establecido por el usuario; el circito queda solucionado, pero si ocurre lo

¹¹Un circuito en esencia se refiere a un ciclo que es generado por el retorno de una corriente final que se recicla y convierte en una corriente de alimentación en una etapa previa del proceso.

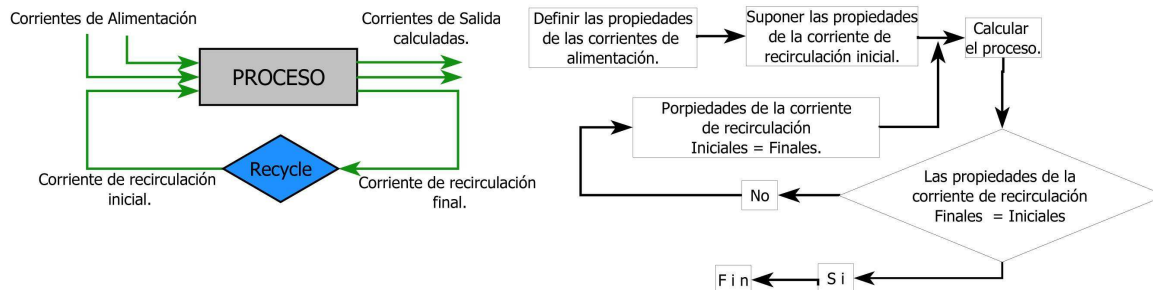


Figura 3.9: Proceso de cálculo de re-circulaciones para la simulación del caso de estudio.

contrario los valores finales se convierten en los valores iniciales. Este proceso se repite hasta que se cumpla con el criterio de convergencia.

El proceso descrito anteriormente se resume en la herramienta “**recycle**”. Esta se encargara de comparar las propiedades finales e iniciales de la corriente de recirculación y en base a los criterios de convergencia establecidos por el usuario y decidirá si continuar o parar los cálculos del reciclo (Ver figura 3.9).

Quemador FH-103B La simulación del quemador de fuera directo en la sección de reformación que precalienta el gas natural puede verse bosquejado en la figura 3.10.

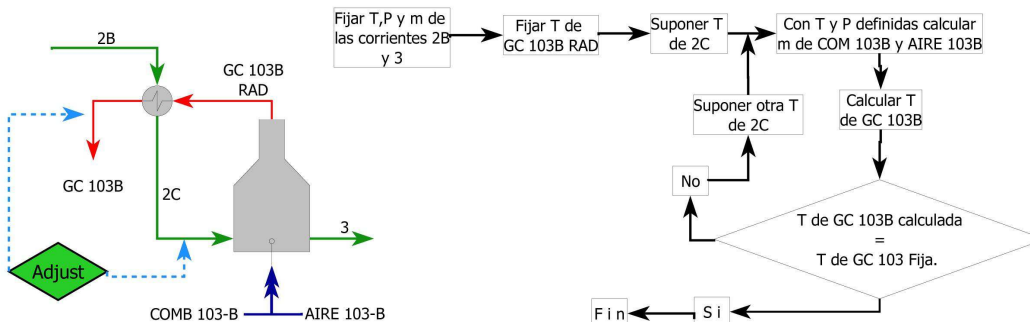


Figura 3.10: Proceso de cálculo del quemador FH-103B.

Como no se contaba con información suficiente, se separó el intercambio de calor que se realiza en la zona de convección del quemador y se supuso una temperatura de salida de los gases de combustión (GC 103B RAD) en la zona de radiación del quemador de 700°C. Posteriormente, se supone una temperatura inicial de los gases a calentar (2C) en la zona de radiación. Una vez definida la temperatura de la corriente (2C), se calcula el flujo de molar de combustible, el aire y su vez la masa de los gases de combustión que estos generan. Obtenidos los gases de combustión, se calcula su temperatura después de realizar el primer intercambio de calor (GC 103B). El criterio de convergencia es que la temperatura final de los gases de combustión sea de 300°C. Si el criterio no se cumple se supone otra temperatura en la corriente 2C y se repite el proceso.

El proceso anterior de calculo es realizado de manera automática por la herramienta de simulación “**adjust**”, la cual se encarga ajustar la temperatura de la corriente 2C para cumplir con el criterio de la temperatura en GC 103-B de 300°C.



Quemador del reformador primario. El quemador del tren se encuentra alimentado por gas natural, el cual simulado puede verse bosquejado en la figura 3.11 izquierda. Como se conoce la cantidad de gas natural que se procesa, la cantidad de oxígeno que se consume se calcula de manera sencilla con el porcentaje de aire en exceso. Sin embargo es necesario que el calculo se realice de manera automática si es que la cantidad de gas natural cambia. Para ello, se define en la corriente GC-101B la fracción mol del oxígeno de 0.0254, fracción que se mantiene constante independientemente de la cantidad de gas que se procese, ya que es obtenida estequiométricamente después de la reacción de combustión. De esta manera esta variable es la definida por el usuario como parámetro de convergencia. El proceso de calculo puede verse en la figura 3.11 derecha. En la simulación este proceso esta realizado por la herramienta “adjust”.

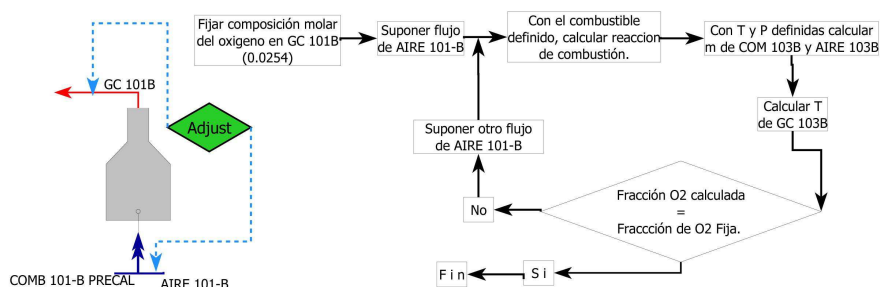


Figura 3.11: Proceso de cálculo de aire en el quemador del tren de reformación.

Caldera Auxiliar. El cálculo de la caldera auxiliar se realiza de manera similar al quemador del reformador primario, la diferencia radica en que no se conocen las cantidades de gas natural y aire alimentados. De igual manera cantidad de aire se calcula con el porcentaje de aire en exceso el cual estequiométricamente da una fracción mol de 0.0254 de oxígeno después de llevada a cabo la reacción combustión. La cantidad de combustible se realiza tomando como criterio de convergencia la temperatura de salida de los gases de combustión GC AUX RAD a 650°C después de haber transferido calor en el generador de vapor auxiliar. El bosquejo de la simulación puede verse en la figura 3.11 derecha, el cual indica la solución simultanea de los “adjust”.

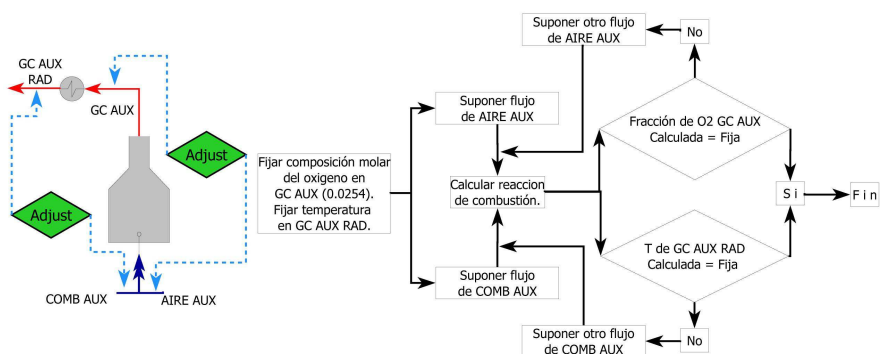


Figura 3.12: Simulación de la caldera Auxiliar.



3.2.4. Resultados de Simulación.

Los resultados principales de la simulación son los cálculos de las propiedades entalpía y entropía de las corrientes que componen el proceso, a demás del flujo molar y composición. Por otra parte, para el análisis termodinámico la exergía de las corrientes es necesaria, la cual no es calculada por la simulación. Por ello, el calculo de esta propiedad se describe a continuación.

3.2.4.1. Cálculo de propiedades termodinámicas de corrientes de proceso.

El simulador calcula la **entalpía total** de una mezcla de gases con base en la ecuación 3.3.

$$h = \sum_{i=1}^{n-1} y_i (\Delta h_{f_i}^0 + h_i(T, P)) + \Delta h_{res} \quad h_i(T, P) = \int_{T_0}^T C_{p_i} dT \quad (3.3)$$

Donde y_i es la fracción molar del componente i en la mezcla, $\Delta h_{f_i}^0$ es la entalpía de formación del componente i en condiciones estándar¹², $h_i(T, P)$ es el cambio en la entalpía del componente i desde el estado estándar hasta las condiciones de temperatura y presión de la mezcla en condiciones de gas ideal y Δh_{res} es la corrección que calcula la ecuación de estado para llevar las propiedades del gas ideal al gas real.

Por otra parte, la **entropía total** de una mezcla de gases se calcula con la ecuación 3.4.

$$s = \sum_{i=1}^{n-1} \left(y_i s_i^0(T, P_0) - R \ln \frac{y_i P_m}{P_0} \right) + \Delta s_{res} \quad s_i^0(T, P_0) = \int_{T_0}^T \frac{C_p}{T} dT \quad (3.4)$$

Donde $s_i^0(T, P_0)$ es la entropía del componente i a la temperatura de la mezcla y presión estándar en condiciones de gas ideal, R es la constante universal de los gases, P_m es la presión de la mezcla, P_0 es la presión estándar y Δs_{res} es la corrección que calcula la ecuación de estado para llevar las propiedades del gas ideal al gas real.

Una vez que tenemos calculadas la entalpía y entropía total de cada una de las corrientes, la **exergía de flujo** o **exergía de corriente** puede calcularse con la expresión 3.5.

$$E_x = \dot{m} (h - T_0 s) \quad (3.5)$$

Donde \dot{m} es el flujo molar de la corriente.

La ecuación 3.5 considera despreciables los efectos de la energía cinética y potencial. Para utilizarla es necesario definir las condiciones del **ambiente estable de referencia** ó también denominado **estado muerto** (P_0 y T_0), para ello utilizamos 1 bar y 20°C respectivamente.

Los resultados de la simulación y cálculos pueden visualizarse en las tablas 3.3 , 3.4, 3.5 , 3.6 y 3.7.

¹²25°C y 1 bar.



Tabla 3.3: Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso Parte 1.

| Corriente | Flujo molar Kmol/hr | Temperatura °C | Presión Bar | Entalpía MW | Entropía MW/K | Exergía MW |
|------------------|------------------------|-------------------|----------------|----------------|------------------|---------------|
| COMB 101B | 762.70 | 25.00 | 50.06 | -16.26 | 0.0324 | -25.75 |
| AIRE 101B | 9488.04 | 32.00 | 1.01 | -22.42 | 0.4075 | -141.89 |
| GC 101B | 10301.57 | 1802.30 | 1.01 | -36.95 | 0.6590 | -230.13 |
| COMB 101B PRECAL | 762.70 | 200.00 | 49.06 | -14.52 | 0.0370 | -25.36 |
| 1 | 1504.10 | 20.94 | 41.51 | -32.07 | 0.0644 | -50.95 |
| 2 | 40.08 | 121.83 | 50.01 | 0.02 | 0.0012 | -0.34 |
| 2A | 40.08 | 121.77 | 41.51 | 0.02 | 0.0013 | -0.35 |
| 2B | 1544.18 | 22.27 | 41.51 | -32.05 | 0.0660 | -51.41 |
| 2C | 1544.18 | 131.09 | 40.20 | -29.97 | 0.0721 | -51.12 |
| GC 10B-B RAD | 543.76 | 700.00 | 1.01 | -7.78 | 0.0302 | -16.64 |
| GC 103-B | 543.76 | 300.06 | 1.01 | -9.86 | 0.0275 | -17.92 |
| 3 | 1544.18 | 375.00 | 40.20 | -24.45 | 0.0827 | -48.69 |
| AIRE 103B | 504.48 | 32.00 | 1.01 | -1.19 | 0.0217 | -7.54 |
| COMB 103B | 40.82 | 25.00 | 50.06 | -0.87 | 0.0017 | -1.38 |
| 4 | 5395.30 | 380.50 | 41.38 | -345.61 | 0.2531 | -419.80 |
| 4A | 6939.48 | 373.80 | 40.20 | -370.05 | 0.3444 | -471.02 |
| 5 | 6939.48 | 490.00 | 35.30 | -359.76 | 0.3611 | -465.61 |
| 6 | 9091.10 | 800.00 | 33.43 | -272.37 | 0.4529 | -405.16 |
| 7I | 2614.80 | 213.33 | 34.06 | -12.04 | 0.1028 | -42.19 |
| 7 | 2614.80 | 489.00 | 33.44 | -5.63 | 0.1134 | -38.86 |
| 7A | 11705.90 | 739.91 | 33.43 | -278.00 | 0.5793 | -447.82 |
| 8 | 12383.62 | 993.20 | 32.75 | -278.00 | 0.6242 | -461.00 |
| 8A | 12383.62 | 398.89 | 32.27 | -351.69 | 0.5465 | -511.91 |
| 8B | 12383.62 | 355.00 | 31.79 | -356.83 | 0.5390 | -514.85 |
| 9 | 12383.62 | 428.53 | 31.31 | -356.83 | 0.5441 | -516.32 |
| 9A | 12383.62 | 325.00 | 30.96 | -369.13 | 0.5254 | -523.16 |
| 9B | 12383.62 | 227.20 | 30.69 | -380.58 | 0.5048 | -528.56 |
| BFW-1A | 223.05 | 115.81 | 106.93 | -17.28 | 0.0046 | -18.63 |
| 10 | 12606.67 | 204.76 | 30.69 | -397.86 | 0.5100 | -547.37 |
| 11 | 12606.67 | 223.69 | 30.20 | -397.86 | 0.5117 | -547.87 |
| GC 101B RAD | 10301.57 | 1040.43 | 1.01 | -124.33 | 0.6068 | -302.21 |
| GC 101B No 7 | 10301.57 | 944.53 | 1.01 | -134.63 | 0.5986 | -310.11 |
| GC 101B No 6 | 10301.57 | 884.05 | 1.01 | -141.04 | 0.5932 | -314.95 |
| BFW-0 | 632.80 | 293.00 | 5.43 | -40.77 | 0.0234 | -47.64 |
| BFW-0A | 16656.97 | 91.60 | 1.64 | -1295.35 | 0.1009 | -1324.94 |
| VENT | 19.85 | 114.10 | 1.64 | -1.31 | 0.0007 | -1.52 |
| BFW-0B | 17269.92 | 114.10 | 1.64 | -1334.81 | 0.1265 | -1371.89 |
| BFW-1 | 17269.92 | 115.81 | 106.93 | -1333.53 | 0.1273 | -1370.85 |
| BFW-1B | 17046.87 | 115.81 | 106.93 | -1316.31 | 0.1257 | -1353.15 |
| 92 | 497.91 | 125.66 | 32.36 | -38.49 | 0.0106 | -41.59 |
| 11A | 13104.58 | 176.77 | 30.20 | -436.34 | 0.5232 | -589.70 |
| 11B | 13104.58 | 171.00 | 30.20 | -440.24 | 0.5144 | -591.04 |
| BFW-1C | 6.44 | 115.81 | 106.93 | -0.50 | 0.0000 | -0.51 |
| BFW-1D | 17040.44 | 115.81 | 106.93 | -1315.81 | 0.1256 | -1352.64 |
| BFW-1E | 17040.44 | 126.63 | 106.93 | -1311.91 | 0.1355 | -1351.64 |
| BFW-2 | 1893.19 | 126.63 | 106.93 | -145.75 | 0.0151 | -150.17 |



Tabla 3.4: Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso Parte 2.

| Corriente | Flujo molar Kmol/hr | Temperatura °C | Presión Bar | Entalpía MW | Entropía MW/K | Exergía MW |
|-----------------|------------------------|-------------------|----------------|----------------|------------------|---------------|
| BFW-3 | 10456.42 | 126.63 | 106.93 | -805.02 | 0.0832 | -829.40 |
| BFW-4 | 4690.82 | 126.63 | 106.93 | -361.14 | 0.0373 | -372.07 |
| BFW-5 | 4690.82 | 235.60 | 106.93 | -349.91 | 0.0621 | -368.11 |
| BFW-6 | 4690.82 | 315.60 | 106.93 | -340.13 | 0.0799 | -363.55 |
| 11C | 13104.58 | 156.00 | 30.20 | -456.84 | 0.4765 | -596.51 |
| 12 | 13104.58 | 125.60 | 28.43 | -475.96 | 0.4319 | -602.56 |
| 93 | 3113.29 | 125.60 | 28.43 | -240.66 | 0.0662 | -260.07 |
| 13A | 9991.29 | 125.60 | 28.43 | -235.31 | 0.3656 | -342.49 |
| 13 | 9991.29 | 101.00 | 28.24 | -243.34 | 0.3450 | -344.49 |
| 14 | 9463.34 | 101.00 | 28.24 | -202.24 | 0.3346 | -300.32 |
| 94 | 527.95 | 101.00 | 28.24 | -41.10 | 0.0105 | -44.18 |
| 93A | 2615.16 | 125.60 | 28.43 | -202.15 | 0.0556 | -218.46 |
| 92-B | 498.13 | 125.60 | 28.43 | -38.51 | 0.0106 | -41.61 |
| 92-I | 498.13 | 125.66 | 32.36 | -38.50 | 0.0106 | -41.61 |
| 93B | 2615.16 | 125.60 | 28.24 | -202.15 | 0.0556 | -218.46 |
| 95 | 3143.11 | 121.50 | 28.24 | -243.26 | 0.0661 | -262.64 |
| 15A | 7688.30 | 77.00 | 27.95 | -19.62 | 0.2396 | -89.85 |
| 16 | 1775.03 | 43.00 | 1.45 | -186.99 | 0.0853 | -212.00 |
| 15 | 7528.73 | 77.00 | 27.95 | -7.12 | 0.2366 | -76.49 |
| 15D | 159.58 | 77.00 | 27.95 | -12.50 | 0.0029 | -13.36 |
| 15B | 7528.73 | 105.56 | 27.46 | -5.37 | 0.2417 | -76.24 |
| 15C | 7528.73 | 291.14 | 26.97 | 6.07 | 0.2666 | -72.09 |
| 17 | 7482.77 | 312.47 | 26.97 | 6.07 | 0.2682 | -72.54 |
| 17 LIQ | 0.00 | 312.47 | 26.97 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 |
| 17-A | 7482.77 | 198.00 | 26.72 | -1.00 | 0.2549 | -75.72 |
| 17-B | 7482.77 | 38.00 | 26.48 | -12.36 | 0.2250 | -78.33 |
| 18 | 7348.02 | 38.00 | 26.48 | -1.69 | 0.2229 | -67.03 |
| 96 | 134.75 | 38.00 | 26.48 | -10.67 | 0.0021 | -11.30 |
| 18A | 7348.02 | 121.83 | 50.01 | 3.28 | 0.2261 | -63.00 |
| 18B | 7307.93 | 121.83 | 50.01 | 3.27 | 0.2249 | -62.66 |
| 2I | 40.09 | 121.83 | 50.01 | 0.02 | 0.0012 | -0.34 |
| 18C | 7307.93 | 92.49 | 49.28 | 1.52 | 0.2205 | -63.13 |
| 18D | 7307.93 | 39.24 | 48.54 | -1.74 | 0.2112 | -63.64 |
| 37 | 326.30 | 47.60 | 65.31 | 0.03 | 0.0086 | -2.50 |
| 18E | 7634.23 | 39.44 | 48.54 | -1.70 | 0.2201 | -66.23 |
| 18F | 7627.79 | 39.44 | 48.54 | -1.19 | 0.2200 | -65.69 |
| 18G | 6.44 | 39.44 | 48.54 | -0.51 | 0.0001 | -0.54 |
| 18H | 7627.79 | 114.44 | 85.85 | 3.45 | 0.2231 | -61.94 |
| 18I | 7627.79 | 40.00 | 84.68 | -1.27 | 0.2098 | -62.77 |
| 18J | 7627.79 | 7.22 | 83.51 | -3.44 | 0.2027 | -62.87 |
| 18K | 7614.62 | 7.22 | 83.51 | -2.39 | 0.2025 | -61.76 |
| 18L | 13.17 | 7.22 | 83.51 | -1.05 | 0.0002 | -1.10 |
| PERDIDAS | 60.92 | 7.22 | 83.51 | -0.02 | 0.0016 | -0.49 |
| 19 | 7553.71 | 7.22 | 83.51 | -2.37 | 0.2009 | -61.27 |
| 19A | 7553.71 | 108.89 | 190.34 | 3.98 | 0.2052 | -56.18 |
| 24 | 19800.67 | 43.66 | 156.09 | -79.76 | 0.5967 | -254.70 |
| 20 | 27354.37 | 51.62 | 156.09 | -75.78 | 0.8106 | -313.40 |
| 20A | 27354.37 | 42.78 | 155.51 | -78.05 | 0.8037 | -313.66 |
| 20B | 9874.93 | 42.78 | 155.51 | -28.18 | 0.2901 | -113.23 |
| 20C | 17479.45 | 42.78 | 155.51 | -49.88 | 0.5136 | -200.43 |



Tabla 3.5: Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso Parte 3.

| Corriente | Flujo molar Kmol/hr | Temperatura °C | Presión Bar | Entalpía MW | Entropía MW/K | Exergía MW |
|-----------|------------------------|-------------------|----------------|----------------|------------------|---------------|
| 20D | 17479.45 | 24.00 | 154.93 | -56.41 | 0.4922 | -200.71 |
| 20E | 17479.45 | 1.00 | 154.36 | -65.34 | 0.4612 | -200.53 |
| 20F | 17479.45 | -15.40 | 153.78 | -70.35 | 0.4425 | -200.06 |
| 20G | 9874.93 | 5.43 | 153.79 | -36.04 | 0.2638 | -113.36 |
| 20H | 27354.37 | -7.32 | 153.78 | -106.40 | 0.7066 | -313.53 |
| 20I | 27354.37 | -22.00 | 153.16 | -112.90 | 0.6816 | -312.72 |
| 21 | 23806.16 | -22.00 | 153.16 | -44.22 | 0.6144 | -224.35 |
| 22 | 3548.21 | -22.00 | 153.16 | -68.68 | 0.0672 | -88.38 |
| 21A | 23806.16 | 15.22 | 152.31 | -36.36 | 0.6440 | -225.15 |
| 21B | 23806.16 | 23.55 | 164.10 | -34.70 | 0.6454 | -223.90 |
| 21C | 23806.16 | 145.56 | 162.92 | -9.56 | 0.7169 | -219.71 |
| 23 | 20233.44 | 401.60 | 157.88 | -9.56 | 0.7628 | -233.17 |
| 23A | 20233.44 | 266.11 | 157.29 | -36.39 | 0.7186 | -247.05 |
| 23B | 20233.44 | 163.33 | 156.69 | -56.34 | 0.6777 | -255.02 |
| 23C | 20233.44 | 43.66 | 156.09 | -81.48 | 0.6098 | -260.23 |
| 23D | 437.04 | 43.66 | 156.09 | -1.76 | 0.0132 | -5.62 |
| 24A | 19796.40 | 43.66 | 156.09 | -79.72 | 0.5966 | -254.61 |
| 23E | 437.04 | 31.39 | 155.85 | -1.93 | 0.0126 | -5.63 |
| 23F | 437.04 | -11.00 | 155.61 | -2.34 | 0.0112 | -5.62 |
| 27 | 78.02 | -11.00 | 155.61 | -1.48 | 0.0016 | -1.94 |
| 23G | 359.02 | -11.00 | 155.61 | -0.85 | 0.0096 | -3.68 |
| 29 | 43.52 | -18.33 | 17.36 | -0.26 | 0.0015 | -0.71 |
| 28 | 3582.71 | -18.33 | 17.36 | -69.90 | 0.0689 | -90.09 |
| 28A | 665.03 | -25.13 | 1.92 | -12.97 | 0.0128 | -16.74 |
| 28B | 2917.69 | -33.71 | 1.12 | -56.93 | 0.0565 | -73.49 |
| 50 | 1204.96 | -31.38 | 1.12 | -15.93 | 0.0545 | -31.91 |
| 50A | 1204.96 | 12.41 | 1.90 | -15.43 | 0.0549 | -31.54 |
| 51 | 1220.14 | -19.46 | 1.92 | -16.06 | 0.0540 | -31.90 |
| 51A | 2425.10 | -3.61 | 1.90 | -31.49 | 0.1091 | -63.46 |
| 51B | 2425.10 | 68.33 | 4.16 | -29.80 | 0.1103 | -62.14 |
| 51C | 2425.10 | 35.89 | 3.93 | -30.61 | 0.1081 | -62.31 |
| 52 | 1999.81 | -2.03 | 3.93 | -26.07 | 0.0863 | -51.37 |
| 52A | 4424.91 | 18.79 | 3.93 | -56.68 | 0.1946 | -113.72 |
| 52B | 4424.91 | 90.59 | 8.20 | -53.61 | 0.1967 | -111.28 |
| 52C | 4424.91 | 35.00 | 8.20 | -56.25 | 0.1889 | -111.61 |
| 53 | 1568.00 | 18.56 | 8.20 | -20.20 | 0.0659 | -39.53 |
| 53A | 5992.91 | 30.21 | 8.20 | -76.45 | 0.2548 | -151.15 |
| 54 | 5992.91 | 106.38 | 17.36 | -72.19 | 0.2577 | -147.74 |
| 54A | 5992.91 | 38.89 | 16.41 | -106.81 | 0.1496 | -150.67 |
| 54B | 424.78 | 38.89 | 16.41 | -5.35 | 0.0175 | -10.49 |
| 54C | 5568.13 | 38.89 | 16.41 | -101.46 | 0.1321 | -140.18 |
| 54D | 424.78 | -8.00 | 16.41 | -7.87 | 0.0092 | -10.57 |
| 30 | 33.29 | -8.00 | 16.41 | -0.37 | 0.0013 | -0.75 |
| 54E | 391.49 | -8.00 | 16.41 | -7.50 | 0.0079 | -9.82 |
| 55 | 5959.62 | 17.81 | 8.20 | -108.95 | 0.1406 | -150.17 |
| 53I | 1568.00 | 18.56 | 8.20 | -20.17 | 0.0660 | -39.53 |
| 56 | 4391.61 | 18.56 | 8.20 | -82.25 | 0.0970 | -110.67 |
| 56A | 381.39 | -2.07 | 3.93 | -7.14 | 0.0085 | -9.62 |
| 56B | 2233.93 | 18.56 | 8.20 | -41.84 | 0.0493 | -56.30 |



Tabla 3.6: Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso Parte 4.

| Corriente | Flujo molar Kmol/hr | Temperatura °C | Presion Bar | Entalpia MW | Entropia MW/K | Exergía MW |
|---------------------------|------------------------|-------------------|----------------|----------------|------------------|---------------|
| 56C | 1776.30 | 18.56 | 8.20 | -33.27 | 0.0392 | -44.76 |
| 56D | 381.39 | -1.93 | 3.93 | -4.97 | 0.0165 | -9.80 |
| 56E | 2233.93 | -2.07 | 3.93 | -41.84 | 0.0495 | -56.35 |
| 56F | 2615.32 | -2.04 | 3.93 | -46.81 | 0.0660 | -66.14 |
| 52I | 2000.25 | -2.03 | 3.93 | -26.07 | 0.0863 | -51.38 |
| 57 | 615.07 | -2.03 | 3.93 | -11.81 | 0.0126 | -15.49 |
| 57B | 197.59 | -2.03 | 3.93 | -3.79 | 0.0040 | -4.98 |
| 57A | 417.48 | -19.49 | 1.92 | -8.01 | 0.0086 | -10.52 |
| 57C | 417.48 | -19.34 | 1.92 | -5.50 | 0.0185 | -10.91 |
| 57D | 197.59 | -19.49 | 1.92 | -3.79 | 0.0040 | -4.98 |
| 57E | 1280.10 | -19.74 | 1.92 | -22.27 | 0.0354 | -32.64 |
| 51I | 1220.64 | -19.46 | 1.92 | -16.06 | 0.0541 | -31.91 |
| 58 | 59.46 | -19.46 | 1.92 | -1.18 | 0.0011 | -1.52 |
| 58A | 60.34 | -30.92 | 1.12 | -1.20 | 0.0011 | -1.54 |
| 58B | -0.88 | -30.92 | 1.12 | 0.02 | 0.0000 | 0.02 |
| 58C | 60.34 | 11.81 | 1.12 | -0.79 | 0.0028 | -1.62 |
| 58D | 59.46 | 21.84 | 1.12 | -0.78 | 0.0028 | -1.60 |
| 50I | 1204.86 | -31.38 | 1.12 | -15.93 | 0.0545 | -31.90 |
| 32I | 1772.29 | -31.38 | 1.12 | -35.26 | 0.0318 | -44.59 |
| 32J | 1772.29 | -31.23 | 8.20 | -35.25 | 0.0318 | -44.58 |
| 32 | 3548.59 | -5.70 | 8.20 | -68.52 | 0.0714 | -89.45 |
| BFW-7 | 1893.19 | 289.80 | 106.93 | -138.68 | 0.0298 | -147.42 |
| BFW-8 | 10456.42 | 214.37 | 106.93 | -785.07 | 0.1282 | -822.66 |
| BFW-9 | 10456.42 | 315.42 | 106.93 | -758.24 | 0.1780 | -810.42 |
| BFW10 | 17040.44 | 312.84 | 106.93 | -1237.05 | 0.2877 | -1321.40 |
| BFW-12 | 16690.62 | 314.99 | 105.50 | -1103.32 | 0.4661 | -1239.94 |
| BFW11-A | 16881.24 | 314.99 | 105.50 | -1224.34 | 0.2870 | -1308.48 |
| BFW11-B | 340.94 | 314.99 | 105.50 | -24.73 | 0.0058 | -26.43 |
| COMB AUX | 104.14 | 25.00 | 50.06 | -2.22 | 0.0044 | -3.52 |
| AIRE AUX | 1295.68 | 32.00 | 1.01 | -3.06 | 0.0557 | -19.38 |
| GC AUX | 1406.76 | 1787.98 | 1.01 | -5.28 | 0.0899 | -31.63 |
| GC AUX RAD | 1406.76 | 650.00 | 1.01 | -22.57 | 0.0778 | -45.38 |
| LIQ SAT 1 | 2691.32 | 314.99 | 105.50 | -195.19 | 0.0458 | -208.61 |
| LIQ SAT 2 | 11474.39 | 314.99 | 105.50 | -832.20 | 0.1951 | -889.39 |
| LIQ SAT 3 | 799.78 | 314.99 | 105.50 | -58.01 | 0.0136 | -61.99 |
| LIQ SAT 4 | 1915.75 | 314.99 | 105.50 | -138.94 | 0.0326 | -148.49 |
| VAP SAT 4 | 1915.75 | 314.99 | 105.50 | -126.64 | 0.0535 | -142.32 |
| VAP SAT 3 | 799.78 | 314.99 | 105.50 | -52.87 | 0.0223 | -59.42 |
| VAP SAT 2 | 11474.39 | 314.99 | 105.50 | -758.50 | 0.3204 | -852.43 |
| VAP SAT 1 | 2691.32 | 314.99 | 105.50 | -177.91 | 0.0752 | -199.94 |
| BFW-13 | 16881.24 | 314.99 | 105.50 | -1115.92 | 0.4714 | -1254.11 |
| BFW13-A | 16872.36 | 314.99 | 105.50 | -1115.33 | 0.4711 | -1253.45 |
| BFW-14 | 16690.62 | 385.00 | 105.50 | -1076.55 | 0.5094 | -1225.87 |
| BFW-11 | 17222.17 | 314.99 | 105.50 | -1249.07 | 0.2928 | -1334.91 |
| BFW-15 | 16690.62 | 476.10 | 104.00 | -1053.90 | 0.5422 | -1212.83 |
| GC 101B No 5 | 10301.57 | 665.66 | 1.01 | -163.70 | 0.5715 | -331.25 |
| GC 101B No 5 + GC AUX RAD | 11708.33 | 663.78 | 1.01 | -186.27 | 0.6494 | -376.63 |
| GC 101B No 4 | 11708.33 | 426.75 | 1.01 | -213.03 | 0.6165 | -393.75 |
| GC 101B No 3 | 11708.33 | 337.00 | 1.01 | -222.82 | 0.6015 | -399.15 |
| GC 101B No 2 | 11708.33 | 320.83 | 1.01 | -224.56 | 0.5986 | -400.04 |
| GC 101B No 1 | 11708.33 | 215.00 | 1.01 | -235.79 | 0.5778 | -405.17 |



Tabla 3.7: Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso Parte 5.

| Corriente | Flujo molar Kmol/hr | Temperatura °C | Presion Bar | Entalpia MW | Entropia MW/K | Exergía MW |
|-----------|------------------------|-------------------|----------------|----------------|------------------|---------------|
| BFW 0B | 16656.97 | 68.61 | 1.64 | -1303.39 | 0.0782 | -1326.31 |
| CW 1 | 288595.59 | 32.00 | 1.01 | -22901.40 | 4.4498 | -24205.85 |
| CW 2 | 23015.13 | 32.00 | 1.01 | -1826.36 | 0.3549 | -1930.38 |
| CW2 OUT | 23015.13 | 41.50 | 1.01 | -1821.64 | 0.3701 | -1930.13 |
| CW3 | 10687.40 | 32.00 | 1.01 | -848.09 | 0.1648 | -896.40 |
| CW3 OUT | 10687.40 | 46.10 | 1.01 | -844.84 | 0.1752 | -896.20 |
| CW4 | 7830.00 | 32.00 | 1.01 | -621.35 | 0.1207 | -656.74 |
| CW4 OUT | 7830.00 | 45.00 | 1.01 | -619.15 | 0.1278 | -656.61 |
| CW 15 | 41433.70 | 32.00 | 1.01 | -3287.96 | 0.6389 | -3475.24 |
| CW15 OUT | 41433.70 | 44.70 | 1.01 | -3276.59 | 0.6753 | -3474.57 |
| CW18 | 5336.42 | 32.00 | 1.01 | -423.47 | 0.0823 | -447.59 |
| CW 18 OUT | 5336.42 | 39.00 | 1.01 | -422.66 | 0.0849 | -447.55 |
| CW 17 | 18790.59 | 32.00 | 1.01 | -1491.12 | 0.2897 | -1576.05 |
| CW 17 OUT | 18790.59 | 38.50 | 1.01 | -1488.48 | 0.2983 | -1575.92 |
| CW 16 | 16230.86 | 32.00 | 1.01 | -1287.99 | 0.2503 | -1361.36 |
| CW 16 OUT | 16230.86 | 38.50 | 1.01 | -1285.72 | 0.2576 | -1361.25 |
| CW 10 | 165271.49 | 32.00 | 1.01 | -13115.06 | 2.5483 | -13862.08 |
| CW 10 OUT | 165271.49 | 41.70 | 1.01 | -13080.44 | 2.6599 | -13860.20 |
| CW 1 OUT | 288595.59 | 41.93 | 1.01 | -22839.53 | 4.6493 | -24202.47 |
| 26 | 359.02 | 40.61 | 137.29 | -0.68 | 0.0103 | -3.71 |
| 56A-I | 381.39 | 18.56 | 8.20 | -7.14 | 0.0084 | -9.61 |
| 57A-I | 417.48 | -2.03 | 3.93 | -8.01 | 0.0085 | -10.51 |
| 58A-I | 60.34 | -19.46 | 1.92 | -1.20 | 0.0011 | -1.54 |
| 58B-I | -0.88 | -19.46 | 1.92 | 0.02 | 0.0000 | 0.02 |
| 55-I | 5959.62 | 36.01 | 16.41 | -108.95 | 0.1401 | -150.03 |
| 28B-I | 2917.69 | -18.33 | 17.36 | -56.93 | 0.0561 | -73.37 |
| 28A-I | 665.03 | -18.33 | 17.36 | -12.97 | 0.0128 | -16.72 |
| BFW-A | 1500.00 | 117.02 | 1.80 | -115.84 | 0.0112 | -119.13 |
| BFW-A-OUT | 1500.00 | 117.07 | 1.80 | -99.25 | 0.0538 | -115.01 |
| BFW-B | 2000.00 | 117.02 | 1.80 | -154.46 | 0.0150 | -158.85 |
| BFW-B-OUT | 2000.00 | 117.02 | 1.80 | -135.33 | 0.0640 | -154.09 |

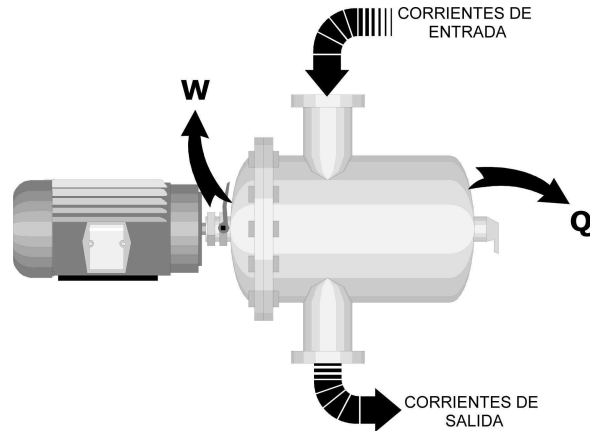


Figura 3.13: Balances de energía en sistemas (equipos) de proceso.

3.3. Análisis Termodinámico del Proceso.

UN análisis termodinámico brinda la posibilidad de cuantificar la eficiencia de un proceso con base en la cantidad de energía que maneja y sus irreversibilidades termodinámicas inherentes. Si bien, cuantificar la energía es de suma importancia; aun mas debe serlo saber la calidad de la energía que se cuantifica, es decir; que cantidad de energía es realmente útil en el proceso y cuanta de esta no esta siendo aprovechada.

Cuando se analiza termodinámicamente un proceso es indispensable tener en consideración las diferencias en la calidad de la energía. Esta característica depende del modo en que se almacena, la cual puede ser ordenada o desordenadamente (aleatorio) en mayor o menor grado. Dado que la entropía refleja el desorden de un sistema, es de esperar que sirva también para determinar la medida en que se presenta una forma de energía ordenada y por lo tanto evalúe la cantidad de energía utilizable que se puede obtener. Precisamente esto se logra por medio del campo de acción del Segundo Principio de la Termodinámica.

EL objetivo principal del análisis a realizar es detectar la contribución de trabajo perdido por cada equipo dentro de la planta. Esta herramienta nos ayudará a definir las medidas de ahorro de energía que pueden considerarse para disminuirlo y por ende, reducir las irreversibilidades del proceso. Lo anterior tiene como objetivo final evaluar el impacto en la reducción del consumo de energía de la planta por la implementación de medidas de ahorro; es decir, mejorar la eficiencia energética del proceso de producción de amoniaco.

3.3.1. Herramientas fundamentales de Análisis.

CONsidere la figura 3.13, la cual describe la interacción entre, corrientes, energía mecánica y térmica en un equipo de proceso. El análisis termodinámico por primera ley (comúnmente llamado **balance entálpico**) establece que la energía se conserva. Para procesos a régimen estacionario la ecuación 3.6 es utilizable.

$$\dot{Q} + \dot{W} = \Delta \dot{H} \quad (3.6)$$

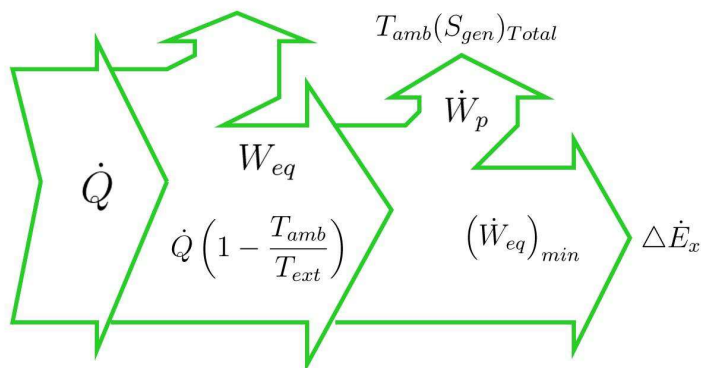


Figura 3.14: Panorama general de la energía en un proceso, trabajo equivalente, trabajo perdido y trabajo equivalente mínimo.

En ella, se tiene que tomar en cuenta la convención de signos para el trabajo (\mathbf{W}) y calor (\mathbf{Q}), que toma como positiva cuando el trabajo y el calor se suministran al proceso. El término $\Delta\dot{H}$ se refiere al cambio en la energía total del sistema, el cual puede ser calculado con la ecuación 3.7.

$$\Delta\dot{H} = \sum_{Salidas} \dot{M} \left(h + gz + \frac{v^2}{2} \right) - \sum_{Entradas} \dot{M} \left(h + gz + \frac{v^2}{2} \right) \quad (3.7)$$

Para analizar el consumo de energía en un proceso, el calor debe convertirse a una misma base comparativa que el trabajo. Para ello, el calor que se suministra a un proceso debe ser convertido a unidades de trabajo mecánico equivalente, el cual puede ser calculado con la ecuación 3.8, la cual establece que solo una parte de la energía en forma térmica que entra a un sistema puede ser considerada como trabajo mecánico útil.

$$W_Q = \dot{Q} \left(1 - \frac{T_{amb}}{T_{ext}} \right) \quad (3.8)$$

En ella, el término $1 - T_{amb}/T_{ext}$ es la eficiencia de Carnot, en la cual T_{ext} es la temperatura del medio que suministra el calor, llamada temperatura de la fuente térmica y T_{amb} es la temperatura ambiente. Si al término del lado izquierdo en la ecuación 3.8 se agrega el trabajo mecánico proporcionado al sistema (\mathbf{W}), se obtiene la energía total proporcionada al sistema expresada como **trabajo mecánico equivalente** (Ecuación 3.9).

$$W_{eq} = W + \dot{Q} \left(1 - \frac{T_{amb}}{T_{ext}} \right) \quad (3.9)$$

Como se sabe, los procesos reales se llevan a cabo en condiciones irreversibles las cuales generan un consumo de energía mecánica para cubrirlas, energía que no es posible recuperar y que por lo tanto se pierde. Este trabajo perdido es directamente calculado por el teorema de **Gouy Stodola**, el cual puede ser calculado con la ecuación 3.10

$$\dot{W}_p = T_{amb}(S_{gen})_{Total} \quad (3.10)$$



Donde $(S_{gen})_{Total}$ es la generación de entropía total en el sistema y se calcula realizando un balance de entropía sobre el sistema (Ecuación 3.11).

$$\sum_{Entradas} s_{ent} \dot{M}_{ent} + \sum_i \frac{\dot{Q}_i}{T_{exti}} + (S_{gen}) = \sum_{Salidas} s_{sal} \dot{M}_{sal} \quad (3.11)$$

$$(\dot{S}_{gen})_{Total} = \Delta \dot{S} - \frac{\dot{Q}_i}{T_{ext}} \quad (3.12)$$

Para una T_{ext} , temperatura de la fuente térmica o sumidero de energía, una buena aproximación es la media logarítmica entre las temperaturas absolutas de entrada y salida o en su caso la ecuación 3.13 puede ser utilizada.

$$T_{ext} = \frac{\dot{H}_{entrada} - \dot{H}_{salida}}{\dot{S}_{entrada} - \dot{S}_{salida}} \quad (3.13)$$

Por otra parte, si el proceso se lleva a cabo en condiciones completamente reversibles en todas sus partes, es posible determinar el trabajo mínimo que se requiere para llevar a cabo las transformaciones en el equipo. Este trabajo depende únicamente de las propiedades de las corrientes de entrada y salida y de los estados inicial y final del sistema y no de la trayectoria que sigue el sistema. Este cálculo se lleva a cabo mediante el cambio en la exergía total del sistema (ecuación 3.14).

$$\Delta \dot{E}_x = \Delta \dot{H} - T_{amb} \Delta \dot{S} = \sum_{Salidas} \dot{M} (h - T_{amb} s) - \sum_{Entradas} \dot{M} (h - T_{amb} s) \quad (3.14)$$

$$(\dot{W}_{eq})_{min} = \Delta \dot{E}_x \quad (3.15)$$

Por lo tanto se concluye que el **trabajo equivalente** esta conformado por una cantidad mínima de trabajo que es necesaria para llevar a cabo la o las operaciones en condiciones reversibles (**Trabajo mínimo equivalente**) y por otra parte de energía adicional que es necesario suministrar para cubrir las irreversibilidades de los procesos (**Trabajo Perdido**). Esto da origen a una nueva ecuación para el trabajo equivalente.

$$\dot{W}_{eq} = \dot{W}_p + (\dot{W}_{eq})_{min} \quad (3.16)$$

3.3.2. Resultados de Análisis.

EL análisis termodinámico del proceso estudiado, muestra que el **trabajo perdido total en toda la planta** es de **184.1 MW**. De los cuales el 30%, el 4% y 16% ocurren en las secciones de reformación, purificación y síntesis respectivamente, mientras que el 50% restante ocurre en las otras partes que componen el proceso (ver gráfico 3.15).

Para realizar un análisis mas minucioso y con más claridad, procederemos analizando sección por sección, lo cual ayudará a identificar que equipos contribuyen con una mayor generación de entropía y por consiguiente un mayor trabajo perdido debido a la irreversibilidad del proceso.

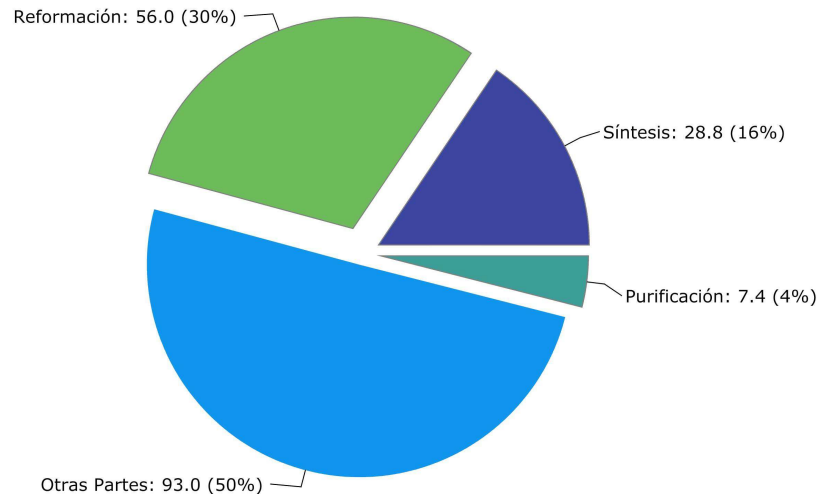


Figura 3.15: Distribución del trabajo perdido en el caso de estudio.

3.3.2.1. Sección de Reformación.

EL análisis termodinámico de la sección de reformación indica que el trabajo perdido generado es de 55.99 MW, los cuales se encuentran distribuidos en tres equipos principales. El **intercambiador de calor 101-CA/CB** con **13.70 MW**, el **reformador secundario 103D** con **13.17 MW** y el **reformador primario 101B** con **11.55 MW**. Estas cantidades representan el 24.47 %, 23.53 % y el 20.63 % del trabajo perdido total generado en esta sección respectivamente (Figura 3.16).

En la tabla 3.8, se observa que el **intercambiador de calor 101-CA/CB** procesa una carga térmica de 73.69 MW, de la cual solo 50.66 MW son considerados como trabajo mecánico útil (**Trabajo equivalente**). En condiciones reversibles la transferencia de calor requiere una cantidad de 36.96 MW (**Trabajo mínimo equivalente**), pero debido a la irreversibilidad del proceso es necesario agregar 13.70 MW (**Trabajo perdido**). La irreversibilidad se debe principalmente a la transferencia de calor, ya que el equipo es el encargado de generar una cierta cantidad de vapor.

Para el **reformador secundario 103D**, por su condición de operación adiabática se observa que el trabajo equivalente es cero y que el trabajo mínimo equivalente es de -13.17 MW, lo cual indica que hay trabajo mecánico útil disponible que puede ser extraído del equipo, pero si este no se extrae es convertido en trabajo perdido, tal como se muestra en la tabla 3.8. El trabajo perdido debe sus causas principalmente a las irreversibilidades causadas por un proceso de combustión y reformación.

El **reformador primario 101B** (que en principio es un reactor) se encuentra suministrado por una carga térmica de 87.38 MW, de los cuales solo 72 MW se suministran como trabajo mecánico útil (Trabajo equivalente). De este trabajo útil solo el 83.95 % (60.45 MW) es necesario para llevar a cabo las operaciones dentro de la unidad en condiciones reversibles (Trabajo mínimo equivalente), el porcentaje restante (11.55 MW) se debe al incremento de la energía mínima para cubrir las irreversibilidades del proceso (Trabajo perdido). La irreversibilidad del proceso se debe principalmente a la transferencia de calor en los tubos catalíticos y al proceso de reformación del metano.

Tabla 3.8: Resultados del Análisis termodinámico para la sección de reformación.

| Resultados del Análisis termodinámico para la sección de reformación. | | | | | | | | | | | | |
|---|---------------|------------------|--------------------|-------------------|----------------|---------|-------------|-----------|--------------|---------------|--------------|---------------|
| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔEx MW | T_{ext} K | Q MW | W MW | Weq MW | Sgen MW/K | Weq min MW | Wp MW | %Wp |
| VLV-100 | Válvula | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.01 |
| MIX-100 | Mezclador | 0.00 | 0.0004 | -0.11 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0004 | -0.11 | 0.11 | 0.20 |
| E-100 | Interambiador | 2.08 | 0.0061 | 0.29 | 755.62 | 2.08 | 0.00 | 1.27 | 0.0033 | 0.29 | 0.98 | 1.75 |
| FH-103B | Quemador | 5.53 | 0.0106 | 2.42 | 1452.90 | 5.53 | 0.00 | 4.41 | 0.0068 | 2.42 | 1.99 | 3.55 |
| MIX-101 | Mezclador | 0.00 | 0.0086 | -2.53 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0086 | -2.53 | 2.53 | 4.53 |
| HI 7 REF PRIM | Interambiador | 10.30 | 0.0167 | 5.41 | 1265.03 | 10.30 | 0.00 | 7.91 | 0.0085 | 5.41 | 2.50 | 4.46 |
| REFORMADOR 1RIO 101B | Reactor | 87.38 | 0.0919 | 60.45 | 1665.58 | 87.38 | 0.00 | 72.00 | 0.0394 | 60.45 | 11.55 | 20.63 |
| HI 6 REF PRIM | Interambiador | 6.42 | 0.0105 | 3.33 | 1187.19 | 6.42 | 0.00 | 4.83 | 0.0051 | 3.33 | 1.51 | 2.69 |
| MIX-102 | Mezclador | 0.00 | 0.0130 | -3.81 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0130 | -3.81 | 3.81 | 6.80 |
| REFORMADOR SEC 103D | Reactor | 0.00 | 0.0449 | -13.17 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0449 | -13.17 | 13.17 | 23.53 |
| 101-CA/CB | Interambiador | 73.69 | 0.1253 | 36.96 | 938.02 | 73.69 | 0.00 | 50.66 | 0.0467 | 36.96 | 13.70 | 24.47 |
| 102-C | Interambiador | 5.14 | 0.0087 | 2.58 | 649.85 | 5.14 | 0.00 | 2.82 | 0.0008 | 2.58 | 0.24 | 0.43 |
| MUTADOR DE ALTA | Reactor | 0.00 | 0.0050 | -1.47 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0050 | -1.47 | 1.47 | 2.63 |
| 103-C | Interambiador | 12.30 | 0.0209 | 6.17 | 648.54 | 12.30 | 0.00 | 6.74 | 0.0019 | 6.17 | 0.57 | 1.02 |
| 104-C | Interambiador | 11.44 | 0.0249 | 4.15 | 547.80 | 11.44 | 0.00 | 5.32 | 0.0040 | 4.15 | 1.17 | 2.10 |
| MIX-103 | Mezclador | 0.00 | 0.0006 | -0.18 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0006 | -0.18 | 0.18 | 0.31 |
| MUTADOR DE BAJA 104-BD | Reactor | 0.00 | 0.0017 | -0.50 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0017 | -0.50 | 0.50 | 0.90 |
| Total | | 214.28 | 0.3899 | | | | 0.00 | | | | 55.99 | 100.00 |



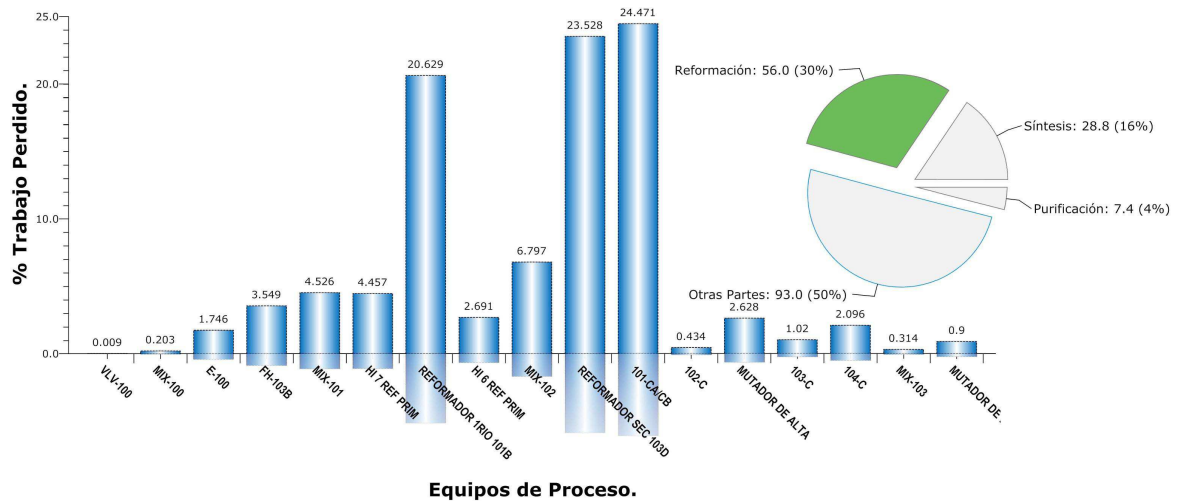


Figura 3.16: Distribución de trabajo perdido en la sección de reformación.

El trabajo perdido restante es distribuido entre los demás equipos que componen la sección de reformación. Como se observa en algunos equipos el trabajo equivalente mínimo algunas veces suele ser negativo, lo cual indica que hay energía que puede ser recuperada como trabajo útil y en caso de no hacerlo, esta energía es convertida en trabajo perdido. Por ejemplo, en la **válvula VLV-100** se pueden obtener 0.01 MW de trabajo útil de la descompresión del gas, misma energía que se convierte en trabajo perdido puesto que no se recupera.

3.3.2.2. Sección de Purificación.

Esta sección con **7.36 MW** de trabajo perdido que representan aproximadamente el 4% del total en la planta, distribuye su contribución en 6 equipos principales (figura 3.17). El intercambiador de calor **115-C**, el **113-C**, la columna de purificación **X-100**, el intercambiador de calor **105-CA/CB**, el **106-C** y el metanador **106-D**. Como el trabajo perdido en esta sección es muy pequeño en comparación con las otras secciones, no enfatizaremos en su análisis; pero cabe resaltar un hecho curioso.

Como se puede observar en la tabla 3.9, el **intercambiador 105-CA/CB** maneja una carga térmica de 19.13 MW y un trabajo perdido de 0.82 MW, mientras que el **intercambiador de calor 115-C** maneja una carga térmica de 11.36 MW y un trabajo perdido de 2.0572 MW. De la segunda ley de la termodinámica sabemos que la generación de entropía es proporcional a la cantidad de calor que se transfiere entre un fluido y otro; además, de depender de la temperatura de la fuente o sumidero de energía (T_{ext}). De acuerdo a lo anterior para cada intercambiador de calor las T_{ext} son de 413.76 K y 385.63 K respectivamente.

A simple vista resultaría en una contradicción el análisis anterior, puesto que aunque el intercambiador 105-CA/CB maneja una carga térmica mayor y su T_{ext} es mayor, el trabajo perdido en este intercambiador es menor que el intercambiador 115-C, ¿Cómo es esto posible?

Para contestar la pregunta anterior es conveniente recordar que para eliminar irre-

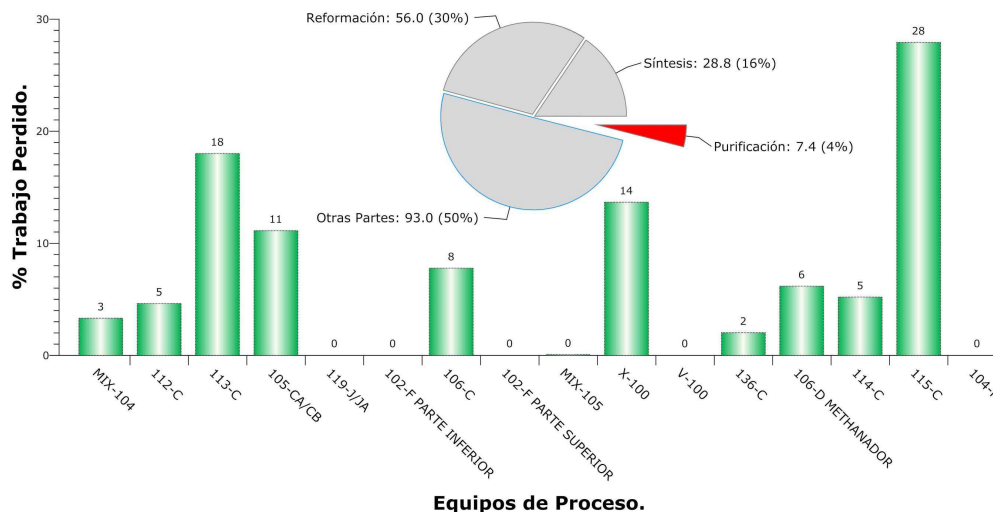


Figura 3.17: Distribución de trabajo perdido en la sección de purificación.

versibilidades en los intercambiadores de calor, una medida es el acercamiento de las temperaturas de los fluidos que intercambian calor; es decir, el intercambiador 105-CA/CB mantiene los fluidos de trabajo con un delta de temperatura menor que el intercambiador 105-C. Esto claramente puede verse en la figura 3.18.

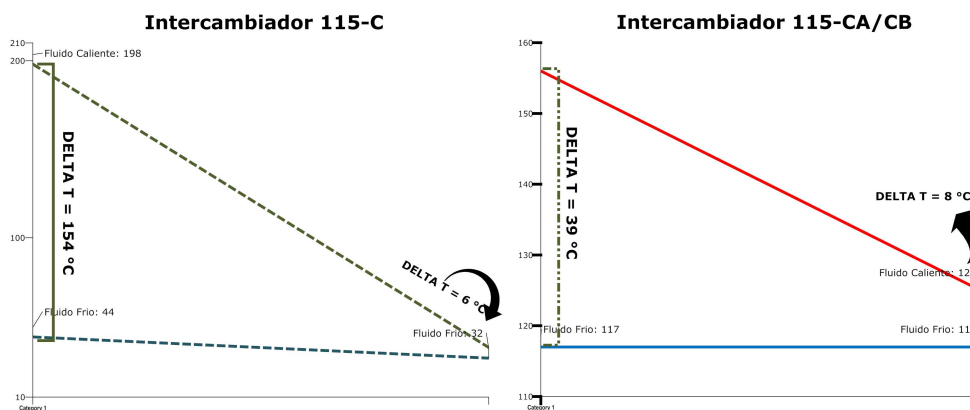


Figura 3.18: Perfil de temperaturas intercambiadores 105-CA/CB y 105-C.

Otro hecho que puede observarse en la tabla 3.9, es que los separadores adiabáticos de fases liquido-gas no contribuyen con trabajo perdido¹³. Tal es el caso del separador **102-F** en sus partes inferior y superior, el **V-100** y el **104-F**.

Para el caso de la bomba **119-J/JA**, la contribución en el trabajo perdido es muy pequeña en comparación con los otros equipos, por lo que parece imperceptible en la tabla.

¹³A partir de este punto en los siguientes resultados termodinámicos, los separadores que no contribuyen con trabajo perdido no se tomaran en cuenta en tablas y figuras.

Tabla 3.9: Resultados del Análisis termodinámico para la sección de purificación.

| Resultados del Análisis termodinámico para la sección de purificación. | | | | | | | | | | | | |
|--|-------------------------|------------------|--------------------|-------------------|----------------|---------|-------------|-----------------------|--------------------------|---------------------------|----------------------|-----------------|
| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔEx MW | T_{ext} K | Q MW | W MW | W _{eq} MW | S _{gen} MW/K | W _{eq min} MW | W _p MW | %W _p |
| MIX-104 | Mezclador | 0.00 | 0.0008 | -0.24 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0008 | -0.24 | 0.24 | 3.32 |
| 112-C | Intercambiador | 3.90 | 0.0099 | 1.00 | 447.03 | 3.90 | 0.00 | 1.34 | 0.0012 | 1.00 | 0.34 | 4.64 |
| 113-C | Intercambiador | 16.60 | 0.0425 | 4.13 | 436.61 | 16.60 | 0.00 | 5.45 | 0.0045 | 4.13 | 1.33 | 18.01 |
| 105-CA/CB | Intercambiador | 19.13 | 0.0490 | 4.76 | 413.76 | 19.13 | 0.00 | 5.58 | 0.0028 | 4.76 | 0.82 | 11.13 |
| 119-J/JA | Bomba | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| 102-F PARTE INFERIOR | Separador | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| 106-C | Intercambiador | 8.04 | 0.0228 | 1.37 | 386.32 | 8.04 | 0.00 | 1.94 | 0.0020 | 1.37 | 0.57 | 7.79 |
| 102-F PARTE SUPERIOR | Separador | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| MIX-105 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.08 |
| X-100 | Columna de Purificación | -4.37 | -0.0097 | -1.53 | 333.30 | -4.37 | 0.00 | -0.53 | 0.0034 | -1.53 | 1.01 | 13.67 |
| V-100 | Separador | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| 136-C | Intercambiador | 1.75 | 0.0051 | 0.25 | 380.12 | 1.75 | 0.00 | 0.40 | 0.0005 | 0.25 | 0.15 | 2.03 |
| 106-D METHANADOR | Reactor | 0.00 | 0.0016 | -0.45 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0016 | -0.45 | 0.45 | 6.18 |
| 114-C | Intercambiador | 7.07 | 0.0147 | 2.75 | 526.31 | 7.07 | 0.00 | 3.13 | 0.0013 | 2.75 | 0.38 | 5.21 |
| 115-C | Intercambiador | 11.36 | 0.0365 | 0.67 | 385.63 | 11.36 | 0.00 | 2.73 | 0.0070 | 0.67 | 2.06 | 27.94 |
| 104-F | Separador | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Total | | | | | | | 0.00 | | | | 7.36 | 100.00 |



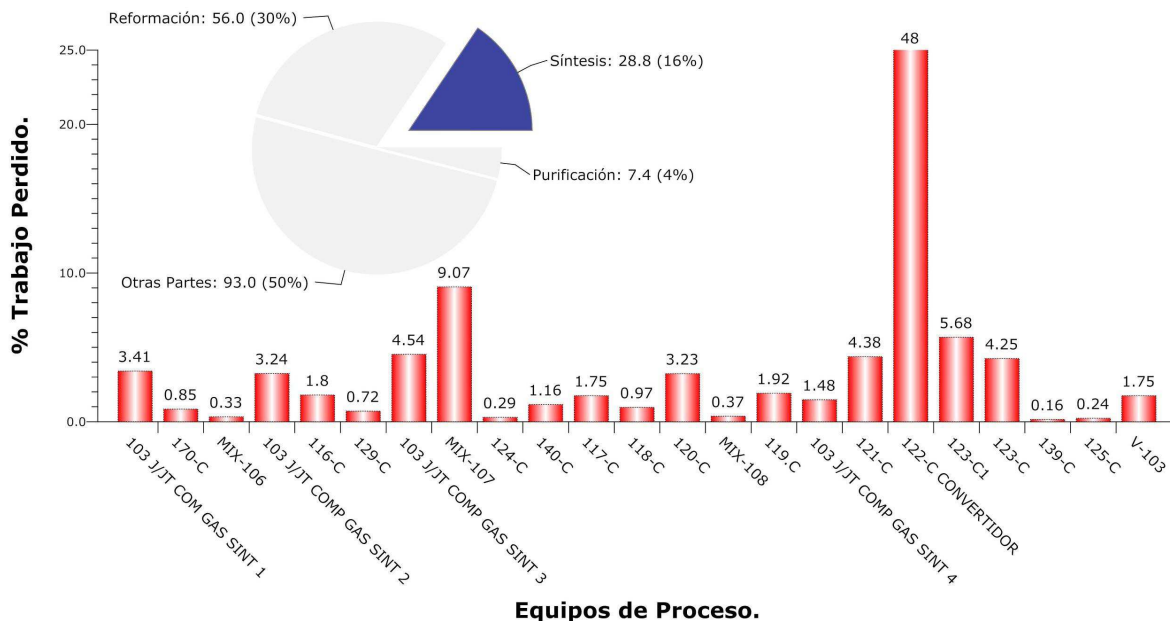


Figura 3.19: Distribución de trabajo perdido en la sección de síntesis.

3.3.2.3. Sección de Síntesis.

LA sección de síntesis produce el 16 % del trabajo perdido total con 27.8 MW. Como se puede observar en la figura 3.19, este trabajo perdido se encuentra distribuido principalmente entre el **convertidor 122-C** con un 48%, el mezclador **MIX-107** con un 9.07%, los intercambiadores de calor **123-C1** y **123-C** con un 5.68% y 4.25% respectivamente. El trabajo perdido restante se encuentra distribuido entre los demás equipos que componen la sección.

De acuerdo con los resultados del análisis (Tabla 3.10), en el **convertidor 122-C** es posible extraer 13.46 MW como energía útil, misma que si no se aprovecha se convierte en trabajo perdido. La recuperación de este trabajo perdido se vuelve difícil ya que este se produce principalmente por las irreversibilidades que la reacción de síntesis de amoníaco presenta.

De igual manera en el **mezclador MIX 107** hay 2.52 MW de trabajo mecánico que pueden ser recuperados como trabajo útil, pero debido que no se recuperan estos se convierten en trabajo perdido. Las principales irreversibilidades que incrementan la generación de entropía y su vez el trabajo perdido, se llevan a cabo al mezclar corrientes con distintas condiciones de presión y temperatura, ya que en el equipo se mezclan las corrientes de alimentación y re-circulación del loop de síntesis.

Los **intercambiadores 123-C1** y **123-C** utilizan el calor de los efluentes de convertidor de síntesis para pre-calentar el agua de caldera a razón de 26.83 MW y 19.95 MW respectivamente. De la carga térmica que el equipo 123-C1 utiliza, solo 13.82 MW son considerados para producir trabajo mecánico útil, de los cuales 1.58 MW están destinados a cubrir las irreversibilidades del proceso de transferencia de calor. El trabajo restante es el mínimo necesario para realizar el proceso en condiciones reversibles. De la carga térmica que intercambiador de calor 123-C procesa, solo 7.92 MW son considera-

Tabla 3.10: Resultados del Análisis termodinámico para la sección de síntesis.

| Resultados del Análisis termodinámico para la sección de síntesis. | | | | | | | | | | | | |
|--|----------------|------------|------------|-------------|-----------|-------|--------------|----------|-----------|---------------|--------------|---------------|
| Nombre | Equipo | ΔH | ΔS | ΔEx | T_{ext} | Q | W | W_{eq} | S_{gen} | $W_{eq\ min}$ | W_p | $\%W_p$ |
| | | MW | MW/K | MW | K | MW | MW | MW | MW/K | MW | MW | |
| 103 J/JT COM GAS SINT 1 | Compresor | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | - | 0.00 | 4.97 | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | 0.95 | 3.41 |
| 170-C | Intercambiador | 3.25 | 0.0104 | 0.20 | 338.32 | 3.25 | 0.00 | 0.43 | 0.0008 | 0.20 | 0.24 | 0.85 |
| MIX-106 | Mezclador | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | 0.09 | 0.33 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 2 | Compresor | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | - | 0.00 | 4.65 | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | 0.90 | 3.24 |
| 116-C | Intercambiador | 4.72 | 0.0152 | 0.25 | 349.05 | 4.72 | 0.00 | 0.76 | 0.0017 | 0.25 | 0.50 | 1.80 |
| 129-C | Intercambiador | 2.17 | 0.0080 | -0.18 | 296.46 | 2.17 | 0.00 | 0.02 | 0.0007 | -0.18 | 0.20 | 0.72 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 3 | Compresor | 6.35 | 0.0043 | 5.09 | - | 0.00 | 6.35 | 6.35 | 0.0043 | 5.09 | 1.26 | 4.54 |
| MIX-107 | Mezclador | 0.00 | 0.0086 | -2.52 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0086 | -2.52 | 2.52 | 9.07 |
| 124-C | Intercambiador | 2.28 | 0.0074 | 0.11 | 320.33 | 2.28 | 0.00 | 0.19 | 0.0003 | 0.11 | 0.08 | 0.29 |
| 140-C | Intercambiador | 6.53 | 0.0224 | -0.04 | 306.44 | 6.53 | 0.00 | 0.28 | 0.0011 | -0.04 | 0.32 | 1.16 |
| 117-C | Intercambiador | 8.93 | 0.0329 | -0.73 | 285.50 | 8.93 | 0.00 | -0.24 | 0.0017 | -0.73 | 0.49 | 1.75 |
| 118-C | Intercambiador | 5.02 | 0.0198 | -0.78 | 265.87 | 5.02 | 0.00 | -0.51 | 0.0009 | -0.78 | 0.27 | 0.97 |
| 120-C | Intercambiador | 7.86 | 0.0296 | -0.80 | 296.86 | 7.86 | 0.00 | 0.10 | 0.0031 | -0.80 | 0.90 | 3.23 |
| MIX-108 | Mezclador | 0.00 | 0.0004 | -0.10 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0004 | -0.10 | 0.10 | 0.37 |
| 119-C | Intercambiador | 6.51 | 0.0270 | -1.41 | 258.42 | 6.51 | 0.00 | -0.87 | 0.0018 | -1.41 | 0.53 | 1.92 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 4 | Compresor | 1.66 | 0.0014 | 1.25 | - | 0.00 | 1.66 | 1.66 | 0.0014 | 1.25 | 0.41 | 1.48 |
| 121-C | Intercambiador | 25.14 | 0.0715 | 4.19 | 373.45 | 25.14 | 0.00 | 5.41 | 0.0042 | 4.19 | 1.22 | 4.38 |
| 122-C CONVERTIDOR | Reactor | 0.00 | 0.0459 | -13.46 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0459 | -13.46 | 13.46 | 48.42 |
| 123-C1 | Intercambiador | 26.83 | 0.0498 | 12.24 | 604.48 | 26.83 | 0.00 | 13.82 | 0.0054 | 12.24 | 1.58 | 5.68 |
| 123-C | Intercambiador | 19.95 | 0.0451 | 6.74 | 486.06 | 19.95 | 0.00 | 7.92 | 0.0040 | 6.74 | 1.18 | 4.25 |
| 139-C | Intercambiador | 0.17 | 0.0007 | -0.03 | 310.63 | 0.17 | 0.00 | 0.01 | 0.0002 | -0.03 | 0.04 | 0.16 |
| 125-C | Intercambiador | 0.41 | 0.0017 | -0.08 | 282.82 | 0.41 | 0.00 | -0.01 | 0.0002 | -0.08 | 0.07 | 0.24 |
| V-103 | Separador | 0.00 | 0.0017 | -0.49 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0017 | -0.49 | 0.49 | 1.75 |
| Total | | | | | | | 17.63 | | | | 27.80 | 100.00 |





dos como trabajo mecánico útil, de estos 1.18 MW están cubriendo las irreversibilidades. El resto el trabajo mínimo necesario para el calentamiento en condiciones reversibles.

En general la mayoría de los intercambiadores de calor en esta sección presentan una buena distribución entre las temperaturas de los fluidos que intercambian calor, lo que produce una menor generación de entropía y por consiguiente un menor trabajo perdido. Esto puede notarse en los equipos antes descritos.

Para el caso del compresor de síntesis **103-J/JT**, se observa que la tercera etapa es la que genera mayor trabajo perdido, lo cual se debe a que su gradiente de presión es mas grande que en las otras etapas.

3.3.2.4. Proceso Restante.

EL proceso restante se entiende como los equipos que conforman la secciones de refrigeración, el tren de intercambiadores de calor del reformador primario y el sistema de generación de vapor, que no se encuentran conectados directamente a las secciones de reformación, purificación y síntesis. Estas tres secciones juntas generan **93 MW** que constituyen el 51 % del trabajo perdido total en la planta. De este 85.44 MW estan siendo generados por el tren de intercambiadores de calor, 6.42 MW del sistema de refrigeración y el resto por la sección de agua de caldera y generación de vapor (Figura 3.20).

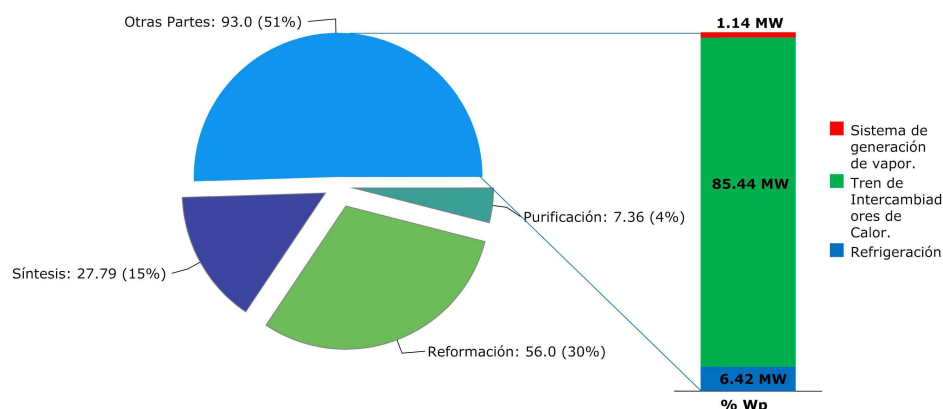


Figura 3.20: Trabajo perdido en las secciones restantes del proceso.

Sección de Refrigeración Esta sección produce un trabajo perdido total de 6.42 MW, el cual se encuentra distribuido principalmente entre el **intercambiador de calor 127-C** con un 51.3% y el **compresor de refrigeración 105 J/JT** con el 30.7%, el restante se encuentra distribuido entre demás los equipos que componen esta sección (Figura 3.21).

Como se observa en la tabla 3.11, el intercambiador de calor **127-C** procesa una carga térmica de 34.62 MW de los cuales solo 5.18 MW son considerados como energía mecánica útil (Trabajo mecánico equivalente). De esta cantidad solo 1.88 MW son necesarios para llevar a cabo el proceso en condiciones reversibles, el restante es la energía

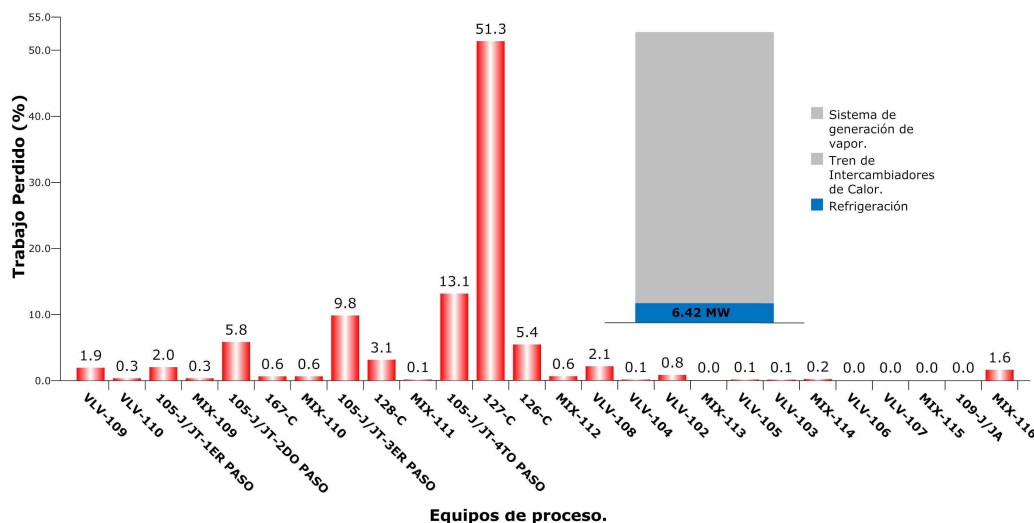


Figura 3.21: Distribución de trabajo perdido en la sección del refrigeración.

adicional necesaria para cubrir las irreversibilidades principalmente de la transferencia de calor.

El trabajo mecánico necesario para la compresión del amoníaco que sirve como fluido refrigerante es de **9.53 MW**, el cual se encuentra distribuido en el compresor de refrigeración **105-J/JT** en sus etapas 1, 2, 3 y 4 con 0.5 MW, 1.69 MW, 3.07 MW y 4.26 MW respectivamente. Como puede notarse en la figura 3.21, el aumento en el trabajo perdido en la etapas 1, 2, 3 y 4 con 0.1309 MW, 0.3718 MW, 0.6320 MW y 0.8394 MW es gradual, lo cual se debe a que a demás del amoníaco que ingresa en la primera etapa, en cada etapa subsecuente ingresa amoníaco adicional producido en la sección de síntesis. Esto es muy importante puesto que de acuerdo al diseño del proceso, el trabajo perdido y su vez el de compresión pueden verse reducidos si se actúa en el sistema de separación de amoníaco de la sección de síntesis.

Tren de intercambiadores de calor y sección de agua de caldera y generación de vapor. Como se observa en la tabla 3.12, el tren de intercambiadores de calor produce 85.44 MW de trabajo perdido. El mayor productor es el equipo **CRV-100** con el 73.59% (62.87 MW). Este trabajo perdido resulta ser de gran magnitud debido a que el equipo representa la reacción de combustión del gas natural que entra al tren de intercambiadores de calor (762.7 kmol/h). El segundo equipo con mayor generación de trabajo perdido es la **CALDERA AUXILIAR** con 8.74 MW. Este también es producido solo por la reacción de combustión del gas natural en la caldera auxiliar.

De los resultados antes descritos, se puede concluir que los procesos de combustión son altamente irreversibles y como se observa son uno de los principales generadores de trabajo perdido en un planta de proceso.

Los equipos restantes en la sección de agua de caldera y generación de vapor, generan una cantidad de trabajo perdido irrelevante en comparación con las otras secciones (Tabla 3.12).

Tabla 3.11: Resultados del Análisis termodinámico para la sección de refrigeración.

| Resultados del análisis termodinámico para la sección de refrigeración. | | | | | | | | | | | | |
|---|----------------|------------|------------|-------------|-----------|-------|-------------|-------|--------|---------|-------------|---------------|
| Nombre | Equipo | ΔH | ΔS | ΔEx | T_{ext} | Q | W | Weq | Sgen | Weq min | Wp | %Wp |
| | | MW | MW/K | MW | K | MW | MW | MW | MW/K | MW | MW | |
| VLV-109 | Valvula | 0.00 | 0.0004 | -0.12 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0004 | -0.12 | 0.12 | 1.93 |
| VLV-110 | Valvula | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | 0.02 | 0.27 |
| 105-J/JT-1ER PASO | Compresor | 0.50 | 0.0004 | 0.37 | - | 0.00 | 0.50 | 0.50 | 0.0004 | 0.37 | 0.13 | 2.04 |
| MIX-109 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | 0.02 | 0.35 |
| 105-J/JT-2DO PASO | Compresor | 1.69 | 0.0013 | 1.32 | - | 0.00 | 1.69 | 1.69 | 0.0013 | 1.32 | 0.37 | 5.79 |
| 167-C | Intercambiador | 0.81 | 0.0026 | 0.04 | 324.99 | 0.81 | 0.00 | 0.08 | 0.0001 | 0.04 | 0.04 | 0.60 |
| MIX-110 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.04 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.04 | 0.04 | 0.59 |
| 105-J/JT-3ER PASO | Compresor | 3.07 | 0.0022 | 2.44 | - | 0.00 | 3.07 | 3.07 | 0.0022 | 2.44 | 0.63 | 9.84 |
| 128-C | Intercambiador | 2.64 | 0.0086 | 0.13 | 335.18 | 2.64 | 0.00 | 0.33 | 0.0007 | 0.13 | 0.20 | 3.12 |
| MIX-111 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.14 |
| 105-J/JT-4TO PASO | Compresor | 4.26 | 0.0029 | 3.42 | - | 0.00 | 4.26 | 4.26 | 0.0029 | 3.42 | 0.84 | 13.07 |
| 127-C | Intercambiador | 34.62 | 0.1117 | 1.88 | 344.69 | 34.62 | 0.00 | 5.18 | 0.0112 | 1.88 | 3.30 | 51.33 |
| 126-C | Intercambiador | 2.52 | 0.0099 | -0.39 | 287.96 | 2.52 | 0.00 | -0.05 | 0.0012 | -0.39 | 0.35 | 5.39 |
| MIX-112 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.04 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.04 | 0.04 | 0.56 |
| VLV-108 | Valvula | 0.00 | 0.0005 | -0.13 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0005 | -0.13 | 0.13 | 2.10 |
| VLV-104 | Valvula | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.13 |
| VLV-102 | Valvula | 0.00 | 0.0002 | -0.05 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0002 | -0.05 | 0.05 | 0.78 |
| MIX-113 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| VLV-105 | Valvula | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.11 |
| VLV-103 | Valvula | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.05 |
| MIX-114 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.18 |
| VLV-106 | Valvula | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.01 |
| VLV-107 | Valvula | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| 109-J/JA | Bomba | 0.01 | 0.0000 | 0.01 | - | 0.00 | 0.01 | 0.01 | 0.0000 | 0.01 | 0.00 | 0.04 |
| MIX-116 | Mezclador | 0.00 | 0.0003 | -0.10 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0003 | -0.10 | 0.10 | 1.57 |
| Total | | | | | | | 9.53 | | | | 6.42 | 100.00 |



Tabla 3.12: Resultados del Análisis termodinámico para el tren de intercambiadores de calor, agua de caldera y vapor.

| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔEx MW | T_{ext} K | Q MW | W MW | Weq MW | Sgen MW/K | Weq min MW | Wp MW | %Wp |
|--|-------------------|------------------|--------------------|-------------------|----------------|---------|-------------|-----------|--------------|---------------|--------------|---------------|
| Tren de intercambiadores de calor. | | | | | | | | | | | | |
| E-114 | Intercambiador | 1.74 | 0.0046 | 0.39 | 602.03 | 1.74 | 0.00 | 0.89 | 0.0017 | 0.39 | 0.50 | 0.59 |
| CRV-100 | Reactor (Caldera) | 0.00 | 0.2145 | -62.87 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.2145 | -62.87 | 62.87 | 73.59 |
| E-112 | Intercambiador | 22.66 | 0.0328 | 13.04 | 1044.20 | 22.66 | 0.00 | 16.30 | 0.0111 | 13.04 | 3.26 | 3.81 |
| CALDERA AUXILIAR | Reactor (Caldera) | 0.00 | 0.0298 | -8.74 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0298 | -8.74 | 8.74 | 10.22 |
| E-107 | Intercambiador | 17.28 | 0.0294 | 8.67 | 1416.78 | 17.28 | 0.00 | 13.71 | 0.0172 | 8.67 | 5.04 | 5.90 |
| MIX-119 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| E-113 | Intercambiador | 26.77 | 0.0433 | 14.07 | 812.66 | 26.77 | 0.00 | 17.11 | 0.0104 | 14.07 | 3.04 | 3.55 |
| E-115 | Intercambiador | 9.78 | 0.0178 | 4.57 | 654.00 | 9.78 | 0.00 | 5.40 | 0.0028 | 4.57 | 0.83 | 0.97 |
| E-117 | Intercambiador | 11.23 | 0.0248 | 3.96 | 539.34 | 11.23 | 0.00 | 5.13 | 0.0040 | 3.96 | 1.17 | 1.36 |
| Total | | | | | | | | | | | 85.44 | 100.00 |
| Sección de agua de caldera y generación de vapor. | | | | | | | | | | | | |
| 101-U | Separador | 0.00 | 0.0028 | -0.83 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0028 | -0.83 | 0.83 | 73.54 |
| 104-J/JA | Bomba | 1.28 | 0.0008 | 1.04 | - | 0.00 | 1.28 | 1.28 | 0.0008 | 1.04 | 0.24 | 21.44 |
| MIX-117 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 1.21 |
| 101-F | Separador | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.88 |
| MIX-118 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| MIX-120 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | 0.03 | 2.95 |
| Total | | | | | | | 1.28 | | | | 1.14 | 100.00 |





3.4. Eficiencia Energética, emisiones de CO₂ y consumo de agua de enfriamiento.

La eficiencia energética de la planta de amoníaco puede ser calculada con la ecuación 3.17.

$$\xi = \frac{\xi_{mp} + \xi_f + \xi_{ext}}{P_{NH_3}} \quad (3.17)$$

Donde ξ^{14} es la eficiencia energética neta, ξ_{mp} es la energía alimentada como materia prima, ξ_f es la energía que se alimenta como combustible, ξ_{ext} es la energía alimentada como otra forma de energía, por ejemplo: energía eléctrica y P_{NH_3} es la producción de amoníaco total.

La alimentación de gas natural como materia prima a la planta de amoníaco es de 1504 kmol/h (Corriente 1) que representa un flujo másico de 27167.55 kg/h¹⁵. Por otra parte el gas natural destinado a calentamiento se alimenta en tres equipos: el quemador FH-103B que consume 40.82 kmol/h (Corriente COMB 103B), el quemador del tren del reformador primario que consume 762.7 kmol/h (Corriente COMB 101B) y la caldera auxiliar que consume 104.1 kmol/h (Corriente COMB AUX). Los flujos másicos correspondientes son 737.2 kg/h, 13776.14 kg/h y 1881 kg/h. De esta manera el consumo total de gas natural es de **43561.88 kg/h**, lo cual energéticamente representa una alimentación a la planta de **1916.72 GJ/h**¹⁶.

Por otra parte la producción de amoníaco total es de **60.44 Tm NH₃/h**¹⁷ (Corriente 32), de esta manera la **eficiencia energética neta** resultante es de **31.71 GJ/Tm NH₃**.

Las **emisiones de CO₂ totales** de la planta son de **117.29 toneladas de CO₂/h** de las cuales 45.0 son generadas por la combustión del gas natural y las restantes (72.29 toneladas de CO₂/h) son debidas al proceso. Considerando la producción amoníaco anterior la **emisión específica** resultante es de **1.94 Tm CO₂/Tm NH₃**.

El **consumo de agua de enfriamiento** para toda la planta es de **5209.6 m³/h**¹⁸ (Corriente CW1), los cuales se encuentran distribuidos principalmente en la sección de síntesis y refrigeración.

Otro factor que es importante considerar es la producción de vapor, fuerza motriz de los equipos mecánicos de la planta como compresores y turbinas. El **vapor total producido** por la planta es de **16690.62 kmol/h**, el cual puede verse en la corriente BFW-15 (Tabla 3.6).

¹⁴La eficiencia energética comúnmente se expresan en unidades de GJ/Tm NH₃.

¹⁵El peso molecular del gas natural utilizado es de 18.06 kg/kmol.

¹⁶La capacidad calorífica del gas natural utilizado es de 0.044 GJ/kg.

¹⁷El peso molecular del amoníaco es de 17.03 kg/kmol

¹⁸La densidad molar del agua considerada es de 55.62 kmol/m³



Capítulo 4

Implementación de medidas para el ahorro y uso eficiente de energía.

Los resultados del análisis termodinámico de la sección anterior, sirven como herramienta fundamental para la elección e implementación de las medidas de ahorro que pueden adoptarse dentro de la planta.

El parámetro que sirve como punto de partida para la implementación de medidas de ahorro de energía es el **trabajo perdido**, ya que teóricamente una reducción en él tiene como consecuencia un uso menor de energía, proporcionando de esta manera el ahorro de combustible que se administra al proceso [4].

Para determinar el impacto de las medidas que se implementen, estas serán comparadas contra el caso de estudio base descrito en el capítulo 3. Para partir de una misma base comparativa entre el proceso normal y la modificación, es necesario mantener fijos ciertos parámetros los cuales son descritos a continuación.

- La producción de amoníaco de la planta es de **3549 kmol NH₃/h** lo que equivale a **60.44 Tm NH₃/h**.
- La **temperatura de los gases de combustión** final (gases de combustión del tren de intercambiadores de calor) en todas la modificaciones debe permanecer a **215°C**.
- Para el caso de reformación, la cantidad final de metano que no reacciona (**fuga de metano**); es decir, la concentración de metano contenido en el efluente del reformador secundario (corriente 6 en el caso base) es de **22.1 kmol/h**.
- La eficiencia adiabática de compresores y bombas se mantiene constante al **75 %** para todas la modificaciones tipológicas.
- Las propiedades termodinámicas de las corrientes de alimentación a reactores se mantienen constantes en todas las modificaciones, excepto para condiciones donde el objetivo de la modificación lo requiera.

Por otra parte establecer la cantidad de combustible que utiliza la planta con las nuevas estructuras tipológicas es de vital importancia, puesto que a partir de esto se



puede llegar a las conjeturas del ahorro de energía por la implementación de alguna medida de ahorro.

A continuación se detalla la forma en la que se evalúan los impactos en el consumo de vapor, consumo de combustible, producción de gas CO₂ y agua de enfriamiento para la planta con nuevas estructuras tipológicas.

Consumo de vapor. El cálculo del consumo de vapor puede llevarse a cabo por las dos formas siguientes:

1. **Reducción del vapor de proceso.** Se produce cuando la estructura tipológica implementada reduce directamente el consumo de vapor en el proceso.
2. **Reducción en el consumo de vapor para el movimiento de equipos mecánicos.** Este se produce cuando hay una variación en el trabajo de compresores y bombas. Para ello se maneja que la cantidad de vapor que la planta produce es proporcional a la necesidad de energía en forma de trabajo mecánico (ecuación 4.1).

$$m_{vapor\ mod} \propto W_{mod} \quad (4.1)$$

Para eliminar la proporcionalidad se utiliza un factor de igualdad calculado con el caso base de **614.9 kmol/MW h¹**. De esta manera es posible calcular la nueva necesidad de vapor cuando hay variaciones en el trabajo de compresores y bombas para nuevas modificaciones tipológicas (ecuación 4.2).

$$m_{vapor\ mod} = 614,9 \frac{kmol}{MW h} W_{mod} \quad (4.2)$$

El término $m_{vapor\ mod}$ es la cantidad de vapor necesario para la planta modificada expresada en unidades de kmol/h de vapor y W_{mod} es el trabajo total de la planta modificada en unidades de MW.

Una vez conocido el consumo de vapor de la nueva modificación (generalmente reducido), se procede a modificar el sistema de agua de caldera y generación de vapor. Para ello, como se observa en la figura 4.1; se genera una nueva corriente de agua que no es calentada² por los intercambiadores de calor REF PRIM #1 Y REF PRIM #3, mientras que las cargas térmicas de los intercambiadores 114-C, 123-C y 123-C1 se mantienen calentando la misma cantidad de agua que el caso base.

Posteriormente la reducción del agua que no es calentada, de igual manera no tiene que ser vaporizada.³ Como el vapor generado por los equipos 101-CA/CB, 102-C y 103-C permanece constante por ser equipos de proceso, la reducción en la producción

¹Este factor considera solo cambios el trabajo de compresión de la sección de síntesis y refrigeración, por lo cual los cambios en el trabajo de bombeo se consideran despreciables.

²El calentamiento de agua de caldera se realiza desde una temperatura inicial es de 126.6°C a una final de 315°C y una presión de 106.9 bares.

³La vaporización de agua de caldera se realiza a una temperatura de saturación de 315°C.

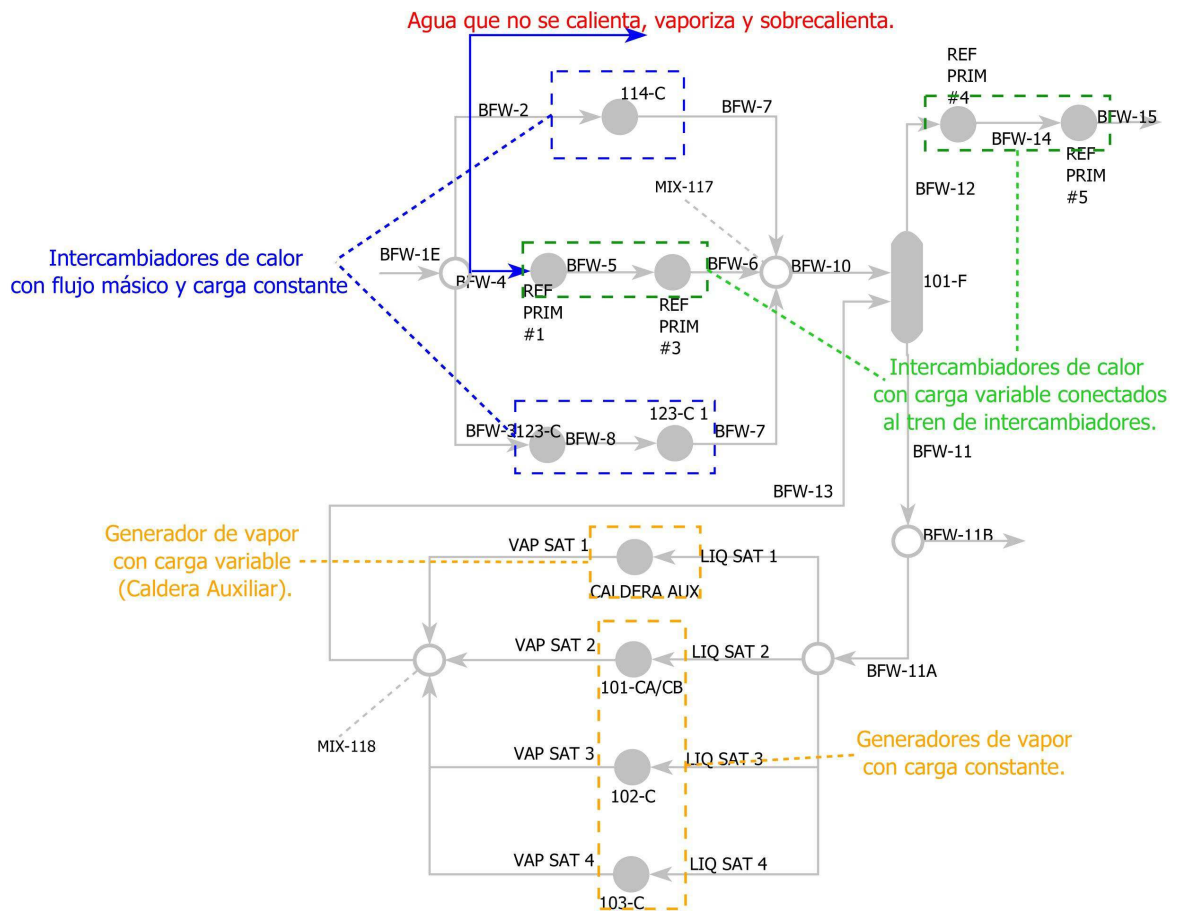


Figura 4.1: Modificación en el sistema de agua de caldera y generación de vapor para la reducción en el consumo de vapor.

de vapor se realiza directamente sobre la caldera auxiliar. Finalmente, el vapor no producido no es sobre-calentado⁴ en los intercambiadores REF PRIM #4 y REF PRIM #5.

De esta manera se ha modificado el sistema de agua de caldera y generación de vapor, impactando directamente en la reducción de las cargas térmicas de los equipos PRIM #1, REF PRIM #3, REF PRIM #4 y REF PRIM #5 del tren de intercambiadores de calor, a demás de la caldera auxiliar.

Cálculo del nuevo consumo de combustible. Como se observa en la figura 4.2, la reducción de vapor disminuye las cargas térmicas de los intercambiadores REF PRIM #1, #3, #4 y #5; a demás de la caldera auxiliar. Esto genera que la temperatura de salida de los gases combustión (Corriente GC 101B #1) incremente si el flujo alimentado de gas natural es igual al del caso base. Para mantener la temperatura en 215°C es necesario ajustar la cantidad de gas natural en la entrada del tren (Corriente COMB 101B). Para ello se utiliza una vez mas la herramienta “Adjust” la cual se encargará

⁴El sobre-calentamiento de vapor alcanza una temperatura de 476.1°C y 104 bar.

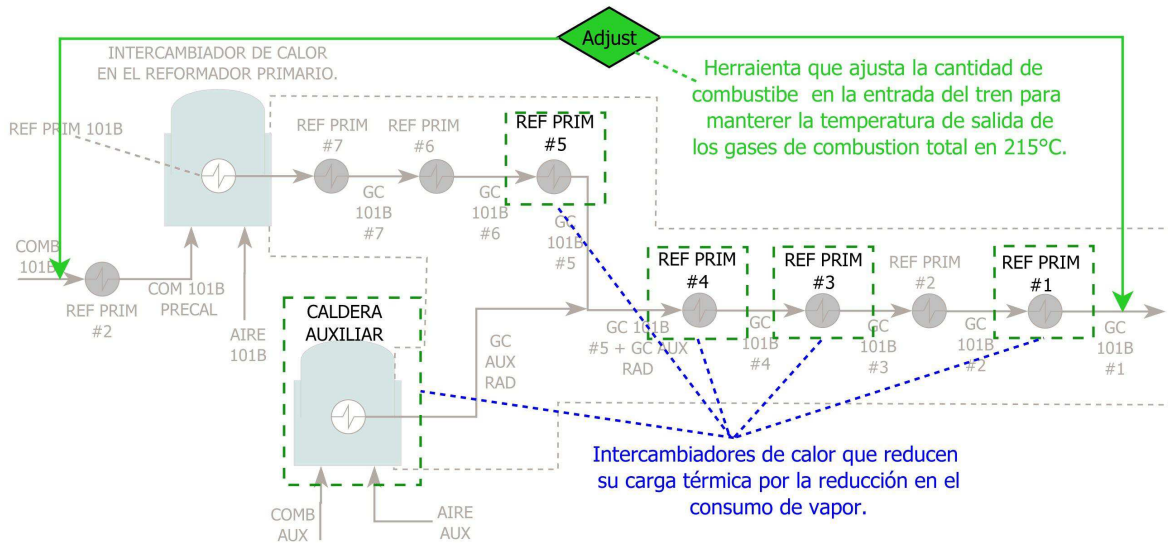


Figura 4.2: Ajuste en el consumo de combustible por la reducción en el consumo de vapor.

de realizar el cálculo automáticamente.

Emisiones de CO₂. El cálculo de nuevas emisiones de CO₂ de la planta cuando ha sufrido alguna modificación puede ser calculada con la ecuación 4.3, la cual calcula las emisiones estequiométricamente a partir del gas natural alimentado a la planta.

$$m_{CO_2} = 0,04862 m_{gas\ natural} \quad (4.3)$$

Donde m_{CO_2} son las emisiones de CO₂ expresadas en unidades de Tm CO₂/h, $m_{gas\ natural}$ es el flujo molar de gas natural alimentado a la planta en unidades de kmol de gas natural/h. El factor 0.04862 tiene unidades de Tm CO₂/kmol de gas natural.

Consumo de agua de enfriamiento. El consumo de agua de enfriamiento se cuantifica directamente en la corriente de proceso CW1, ya que la simulación está diseñada de forma que el flujo molar de agua sea calculado con las corrientes de proceso.

4.1. Sección de reformación.

En la sección de reformación se generan aproximadamente 56 MW de trabajo perdido, el cual es distribuido principalmente en tres equipos de proceso: el **intercambiador de calor 101-CA/CB**, el **reformador secundario 103D** y el **reformador primario 101B**.

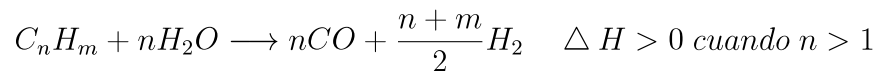
Debido a la naturaleza de los procesos que ocurren en el intercambiador de calor y el reformador secundario, es muy poco factible realizar alguna modificación en el proceso que ayude a reducir el trabajo perdido en estos equipos. Por otra parte, se puede actuar



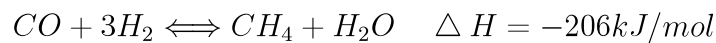
sobre el reformador primario mediante la implementación de un **pre-reformador**, el cual permite procesar el gas natural antes de ingresarlo al reformador primario.

4.1.1. Implementación de un pre-reformador.

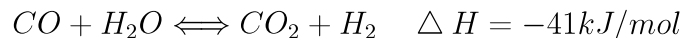
Un *pre-reformador* es un reactor adiabático de lecho fijo lleno con un catalizador altamente activo, en el cual los hidrocarburos pesados son convertidos a una mezcla en equilibrio de metano, óxidos de carbono e hidrógeno; de acuerdo con las siguientes reacciones:



Reacción de metanación.



Reacción de mutación.



En el pre-reformador, la reacción endotérmica de reformación es seguida por las reacciones exotérmicas de metanación y mutación, ajustando el equilibrio químico entre óxidos de carbono, metano, hidrogeno y agua de acuerdo a las reacciones antes descritas. El desempeño del pre-reformador se refleja directamente por el aumento o disminución de la temperatura dependiendo del tipo de alimentación. Para el caso de **gas natural**, el proceso general es endotérmico, el cual resulta en una **caída de temperatura de 25-70°C** a través de la cama catalítica [1].

Un aspecto importante es que cuanto mayor sea la temperatura de alimentación y la relación vapor/carbón, la reacción endotérmica se vuelve mas dominante que la reacción exotérmica de metanación y las velocidades de reacción también son elevadas, lo cual permite un volumen menor de catalizador para una conversión dada. Pero el aspecto mas importante es que hay un potencial de ahorro de energía cuando un máximo de la reformación se lleva acabo en el pre-reformador. Esto se logra aplicando la temperatura mas alta posible a la entrada del pre-reformador y con relaciones vapor/carbón convencionales. Cuando se utiliza un pre-reformador la relación vapor/carbón puede ser tan baja como 0.3, mientras que para plantas típicas de producción de hidrógeno (gas de síntesis) por un proceso de reformado con vapor, en el cual se agrega un pre-reformador, la **relación vapor/carbón** puede ser disminuida hasta **1.8** [7].

Entre las ventajas de la integración de un pre-reformador, podemos destacar las siguientes [9]:

- **Incremento de la capacidad de planta.** Con la instalación de un pre-reformador la capacidad de la planta puede ser incrementada en un 10-20 %.
- **Ahorros de energía.** Se origina principalmente por la reducción en la carga térmica del reformador tubular, a demás de la reducción en la producción de vapor por el uso de una relación vapor/carbón menor.

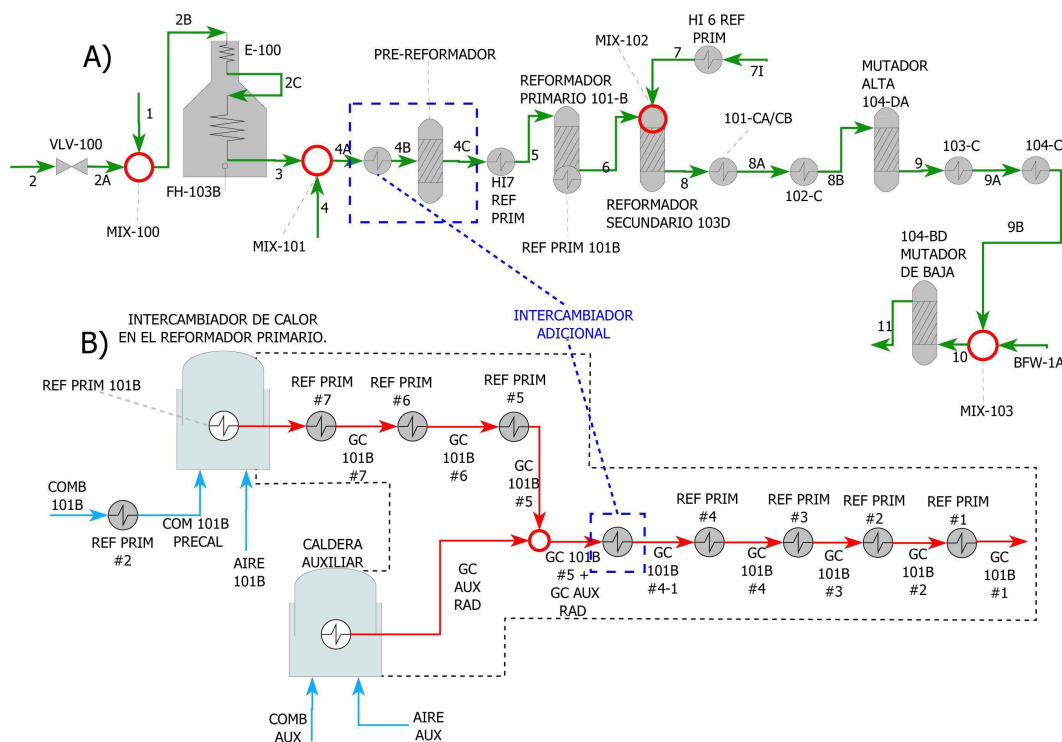


Figura 4.3: Diagrama de flujo de proceso de la instalación de un pre-reformador. A) DFP de la instalación del pre-reformador aguas arriba del reformador primario. B) Integración del intercambiador de calor del pre-reformador al tren de intercambiadores de calor del reformador primario. Los nuevos equipos de proceso se encuentran contenidos en los recuadros.

- **Eliminación de la formación de carbón en el reformador tubular.** Se debe principalmente a que el craqueo de hidrocarburos pesados se realiza a mas baja temperatura en el pre-reformador.
- **Aumento de la vida útil de los catalizadores en el reformador tubular y el mutador.** Esto se debe a que los compuestos sulfurados que quedan después de la desulfuración son adsorbidos por el catalizador del pre-reformador.
- **Flexibilidad operativa.** La planta con un pre-reformador permite un uso alternativo entre las materias primas que se pueden utilizar en la planta debido a que todos los hidrocarburos pesados son convertidos antes de pasar al reformador tubular.

Integración del pre-reformador. El diagrama de flujo de proceso para la integración del pre-reformador puede visualizarse en la figura 4.3A), como se observa es necesario un intercambiador adicional el cual calienta la mezcla de gas natural y vapor a una temperatura de 490°C. La energía térmica necesaria para el calentamiento se obtiene de los gases de combustión del tren intercambiadores (Figura 4.3B). Posteriormente los efluentes de este intercambiador son alimentados al pre-reformador el cual



lleva sus efluentes a equilibrio químico. Debido a la naturaleza endotérmica del proceso, es necesario que los efluentes del pre-reformador se calienten una vez más antes de ingresar al reformador tubular.

La ubicación del pre-reformador elimina el riesgo de formación de carbón por el craqueo de hidrocarburos pesados en el reformador tubular, lo cual permite el uso de una *temperatura de precalentamiento mas alta* a la entrada de este. La temperatura puede ser incrementada de los convencionales 500°C a mas de 600°C [12], lo cual significa una menor transferencia de calor en los tubos del reformador tubular permitiendo un menor tamaño.

Los detalles adicionales de operación de la planta al agregar el pre-reformador se describen a continuación:

- El **flujo de vapor** que ingresa al circuito de reformación es de **4500 kmol/h** (Corriente 4), lo cual genera una relación vapor/carbón de **2.7⁵**.
- La temperatura de alimentación al pre-reformador es de **490°C** mientras que la caída de presión se considera despreciable.
- Por la utilización del pre-reformador, la temperatura de alimentación del reformador primario se establece a **600°C**.
- La **cantidad de metano** en los efluentes del reformador secundario debe mantenerse a **22.1 kmol/h** (Fuga de metano). Para compensar la disminución de vapor que se ingresa a los reformadores y mantener la cantidad de metano fijo, un aumento de la temperatura en los efluentes de los reformadores tiene que ser considerada.
- Los equipos y corrientes restantes tienen las mismas especificaciones de temperatura y presión que el caso base.
- Debido a la reducción en la cantidad de vapor que ingresa al circuito de reformación y a la conservación de la fuga de metano, se produce un efecto negativo en la reacción mutación (menor conversión de CO a CO₂ y por lo tanto menor producción de hidrógeno). Para eliminar este efecto una cantidad de agua adicional en la corriente BFW-1A tiene que ser considerada.
- La caída de presión de los intercambiadores REF PRIM #7 y el ADICIONAL es de 0.47 bar y 4.4 bar respectivamente.

Las propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso involucradas en la sección de reformación modificada pueden verse en la tabla 4.1.

⁵La relación vapor carbón del caso base es de 3.2 (5395 kmol/h de vapor).



Tabla 4.1: Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso para la sección de reformación modificada por la adición de un pre-reformador adiabático de baja temperatura.

| Corriente | Flujo molar kmol/h | Temperatura °C | Presión Bar | Entalpía MW | Entropía MW/K | Exergía MW |
|--------------|-----------------------|-------------------|----------------|----------------|------------------|---------------|
| 1 | 1504.10 | 20.94 | 41.51 | -32.07 | 0.0644 | -50.95 |
| 2 | 40.09 | 121.83 | 50.01 | 0.02 | 0.0012 | -0.34 |
| 2A | 40.09 | 121.77 | 41.51 | 0.02 | 0.0013 | -0.35 |
| 2B | 1544.19 | 22.27 | 41.51 | -32.05 | 0.0660 | -51.41 |
| 2C | 1544.19 | 131.10 | 40.20 | -29.97 | 0.0721 | -51.12 |
| GC 10B-B RAD | 543.75 | 700.00 | 1.01 | -7.78 | 0.0302 | -16.64 |
| GC 103-B | 543.75 | 300.01 | 1.01 | -9.86 | 0.0275 | -17.92 |
| 3 | 1544.19 | 375.00 | 40.20 | -24.45 | 0.0827 | -48.69 |
| AIRE 103B | 504.46 | 32.00 | 1.01 | -1.19 | 0.0217 | -7.54 |
| COMB 103B | 40.82 | 25.00 | 50.06 | -0.87 | 0.0017 | -1.38 |
| 4 | 4500.00 | 380.50 | 41.38 | -288.26 | 0.2111 | -350.13 |
| 4A | 6044.19 | 373.28 | 40.20 | -312.70 | 0.3018 | -401.18 |
| 4B | 6044.19 | 490.00 | 35.78 | -303.58 | 0.3164 | -396.33 |
| 4C | 6341.05 | 441.12 | 35.78 | -303.58 | 0.3217 | -397.88 |
| 5 | 6341.05 | 600.00 | 35.30 | -290.86 | 0.3379 | -389.93 |
| 6 | 8160.94 | 818.79 | 33.43 | -218.04 | 0.4048 | -336.70 |
| 7I | 2614.80 | 213.33 | 34.06 | -12.04 | 0.1028 | -42.19 |
| 7 | 2614.80 | 489.00 | 33.44 | -5.63 | 0.1134 | -38.86 |
| 7A | 10775.74 | 749.22 | 33.43 | -223.66 | 0.5308 | -379.26 |
| 8 | 11488.33 | 1015.51 | 32.74 | -223.66 | 0.5751 | -392.26 |
| 8A | 11488.33 | 398.89 | 32.27 | -293.73 | 0.5020 | -440.88 |
| 8B | 11488.33 | 355.00 | 31.79 | -298.43 | 0.4951 | -443.57 |
| 9 | 11488.33 | 436.97 | 31.31 | -298.43 | 0.5001 | -445.05 |
| 9A | 11488.33 | 325.00 | 30.96 | -310.65 | 0.4817 | -451.87 |
| 9B | 11488.33 | 227.20 | 30.69 | -321.14 | 0.4628 | -456.82 |
| BFW-1A | 394.08 | 115.80 | 106.90 | -30.54 | 0.0081 | -32.92 |
| 10 | 11882.41 | 184.63 | 30.69 | -351.68 | 0.4719 | -490.03 |
| 11 | 11882.41 | 212.06 | 30.20 | -351.68 | 0.4743 | -490.72 |



Análisis termodinámico. La sección de reformación modificada por la integración de un pre-reformador, muestra un trabajo perdido total de **53.61 MW**, de los cuales el 24.7% esta siendo generado en el intercambiador de calor 101-CA/CB, el cual se encarga de enfriar los efluentes del reformador secundario mediante la generación de vapor de proceso. Como se observa en la tabla 4.2, de los 70.07 MW que procesa como energía calorífica solo 48.38 MW producen trabajo mecánico útil (Trabajo mecánico equivalente). Este se encuentra conformado por 13.24 MW como trabajo perdido y el resto como el trabajo mínimo para llevar a cabo el proceso en condiciones reversibles.

El segundo equipo que mayormente contribuye al trabajo perdido es el reformador secundario 103-D, el cual genera de 13.00 MW que corresponden a casi un 24% del trabajo perdido en la sección de reformación. Como se observa en la tabla 4.2, el trabajo equivalente mínimo resulta ser negativo, esto manifiesta que dentro del equipo de proceso hay energía que puede ser utilizada como trabajo mecánico útil y como se aprecia si esta no se aprovecha se considera trabajo perdido. El trabajo perdido se debe principalmente a las irreversibilidades ocasionadas por las reacciones de combustión y reformación.

El reformador primario 101D con 7.18 MW de trabajo perdido, resulta ser el tercero en mayor contribución. De los 72.82 MW de carga térmica que maneja, 60.41 MW son considerados como trabajo mecánico útil, del cual 53.23 MW son necesarios para llevar a cabo el proceso en condiciones de reversibles y el resto es el trabajo necesario para cubrir las irreversibilidades en el proceso real (Trabajo perdido).

Entre los equipos de interés en la modificación, el pre-reformador aporta un trabajo perdido de 1.55 MW que corresponden a casi un 3% del trabajo perdido total. A pesar de que en su interior se llevan a cabo reacciones de reformación, este produce una cantidad menor de trabajo perdido que los reformadores primario y secundario debido a que las reacciones se llevan a cabo a mas baja temperatura.

El trabajo perdido restante es distribuido homogéneamente entre los distintos equipos que componen la sección de reformación.

Consumo de vapor La disminución en el consumo de vapor se debe directamente a la reducción del consumo de vapor de proceso que es eliminado para generar una relación vapor/carbón mas pequeña, principal beneficio de integrar un pre-reformador al circuito de re-formación. Aproximadamente se presenta una **reducción de 2.4%** al disminuir de **16690.62 kmol de vapor/h** del caso base a **15795.62 kmol de vapor/h** para el caso en el que se ha agregado un pre-reformador.

Consumo de combustible Para el proceso en el que se ha agregado un pre-reformador el consumo de gas natural es de **2379.4 kmol/hr**, del cual 874.9 kmol/h están siendo destinados como fuente de calentamiento y el resto es la materia prima.

El consumo de gas natural total equivale a **42970.49 kg/h** que energéticamente representan una alimentación a la planta de **1890.7 GJ/h**, mientras que la producción de amoníaco total es de 60.44 Tm NH₃/h. De esta manera **la eficiencia energética neta** de la planta con la integración de un pre-reformador es de **31.28 GJ/Tm NH₃**.



Emisiones de CO₂ La planta produce **115.67 Tm CO₂/h** de las cuales 42.54 toneladas son generadas por la combustión del gas natural y las emisiones restantes (73.13 Tm CO₂/h) son debidas al proceso. Considerando la producción de amoniaco de 60.44 Tm NH₃/h, la **emisión específica resultante** es de **1.91 Tm CO₂/Tm NH₃**.

Consumo de agua de enfriamiento. La planta con la integración de un pre-reformador consume **5210.4 m³/h** de agua de enfriamiento, los cuales se encuentran distribuidos entre los enfriadores de la sección de síntesis e íter-enfriadores del compresor de refrigeración.

4.2. Sección de Síntesis.

Aunque el trabajo perdido en la sección de síntesis es de menor magnitud (**27.8 MW**) que las otras secciones, esta sección presenta grandes oportunidades para el ahorro y uso eficiente de energía y agua. Lo anterior es posible debido a que en el circuito de síntesis se presenta una conexión directa con los sistemas de refrigeración y agua de enfriamiento.

De acuerdo con el diagrama 4.4, la reducción de las cargas térmicas de los intercambiadores de calor **140-C**, **117-C**, **118-C** y **119-C** tiene un impacto directo en la cantidad de amoniaco que ingresa a los diferentes niveles de compresión de la sección de refrigeración, por lo que actuar en esta parte de proceso puede resultar en la reducción de trabajo perdido y por lo tanto en el ahorro de energía de compresión.

4.2.1. Reducción de carga térmica en el loop de síntesis.

La reducción de la carga térmica de los intercambiadores de calor del sistema de condensación de amoniaco, es establecida mediante la generación de una corriente de división que no pasa por el sistema de condensación (20J). Esta nueva corriente pasa directamente a un separador flash, el cual proporciona un efluente gaseoso (20K) que se comprime hasta la presión de alimentación al convertidor de síntesis. De igual manera el efluente liquido (20K-L) es bombeado⁶.

Los efluentes del compresor y de la bomba son mezclados con el efluente del cuarto paso del compresor de síntesis, tal como lo muestra la figura 4.5.

Las condiciones de operación del proceso se describen a continuación:

- El flujo molar de las corrientes 20B, 20C y 20J es de 36.10 %, 30 % y 33.90 % del flujo molar de la corriente 20A respectivamente.
- La temperatura de alimentación al reactor es de 145.6°C y la presión es de 162.9 bar.
- La conversión del reactor es del 30 %, se encuentra modelado al equilibrio y adiabático.

⁶Realizar la modificación de esta manera permite procesar la corriente 20J en caso de contener una fase líquida.

Tabla 4.2: Resultados del Análisis termodinámico para la sección de reformación modificada por la adición de un pre-reformador adiabático de baja temperatura.

| Análisis termodinámico para la sección de reformación con un pre-reformador anterior al reformador primario. | | | | | | | | | | | | |
|--|----------------|------------------|--------------------|-------------------|----------------|---------|-------------|-----------|--------------|---------------|--------------|---------------|
| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔEx MW | T_{ext} K | Q MW | W MW | Weq MW | Sgen MW/K | Weq min MW | Wp MW | %Wp |
| VLV-100 | Valvula | 0.00 | 1.75E-05 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 1.75E-05 | -0.01 | 0.01 | 0.01 |
| MIX-100 | Mezclador | 0.00 | 3.88E-04 | -0.11 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 3.88E-04 | -0.11 | 0.11 | 0.21 |
| E-100 | Intercambiador | 2.08 | 6.08E-03 | 0.29 | 755.59 | 2.08 | 0.00 | 1.27 | 3.33E-03 | 0.29 | 0.98 | 1.82 |
| FH-103B | Quemador | 5.53 | 1.06E-02 | 2.42 | 1452.90 | 5.53 | 0.00 | 4.41 | 6.78E-03 | 2.42 | 1.99 | 3.71 |
| MIX-101 | Mezclador | 0.00 | 8.03E-03 | -2.36 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 8.03E-03 | -2.36 | 2.36 | 4.39 |
| HI 7 REF PRIM | Intercambiador | 12.72 | 1.63E-02 | 7.95 | 1344.16 | 12.72 | 0.00 | 9.94 | 6.79E-03 | 7.95 | 1.99 | 3.71 |
| REFORMADOR 1RIO 101B | Reactor | 72.82 | 6.68E-02 | 53.23 | 1719.76 | 72.82 | 0.00 | 60.41 | 2.45E-02 | 53.23 | 7.18 | 13.40 |
| HI 6 REF PRIM | Intercambiador | 6.42 | 1.05E-02 | 3.33 | 1251.01 | 6.42 | 0.00 | 4.91 | 5.42E-03 | 3.33 | 1.59 | 2.96 |
| MIX-102 | Mezclador | 0.00 | 1.26E-02 | -3.70 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 1.26E-02 | -3.70 | 3.70 | 6.90 |
| REFORMADOR SEC 103D | Reactor | 0.00 | 4.43E-02 | -13.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 4.43E-02 | -13.00 | 13.00 | 24.25 |
| 101-CA/CB | Intercambiador | 70.07 | 1.19E-01 | 35.14 | 947.13 | 70.07 | 0.00 | 48.38 | 4.52E-02 | 35.14 | 13.24 | 24.69 |
| 102-C | Intercambiador | 4.70 | 8.00E-03 | 2.36 | 649.85 | 4.70 | 0.00 | 2.58 | 7.59E-04 | 2.36 | 0.22 | 0.42 |
| MUTADOR DE ALTA | Reactor | 0.00 | 5.03E-03 | -1.47 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 5.03E-03 | -1.47 | 1.47 | 2.75 |
| 103-C | Intercambiador | 12.22 | 2.08E-02 | 6.13 | 652.54 | 12.22 | 0.00 | 6.73 | 2.05E-03 | 6.13 | 0.60 | 1.12 |
| 104-C | Intercambiador | 10.49 | 2.32E-02 | 3.70 | 547.80 | 10.49 | 0.00 | 4.88 | 4.03E-03 | 3.70 | 1.18 | 2.20 |
| MIX-103 | Mezclador | 0.00 | 9.94E-04 | -0.29 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 9.94E-04 | -0.29 | 0.29 | 0.54 |
| MUTADOR DE BAJA 104-BD | Reactor | 0.00 | 2.37E-03 | -0.69 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 2.37E-03 | -0.69 | 0.70 | 1.30 |
| PRE-REFORMADOR | Reactor | 0.00 | 5.30E-03 | -1.55 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 5.30E-03 | -1.55 | 1.55 | 2.90 |
| INTERCAMBIADOR ADICIONAL | Intercambiador | 9.12 | 1.46E-02 | 4.86 | 950.36 | 9.12 | 0.00 | 6.31 | 4.95E-03 | 4.86 | 1.45 | 2.71 |
| Total | | | | | | | 0.00 | | | | 53.61 | 100.00 |



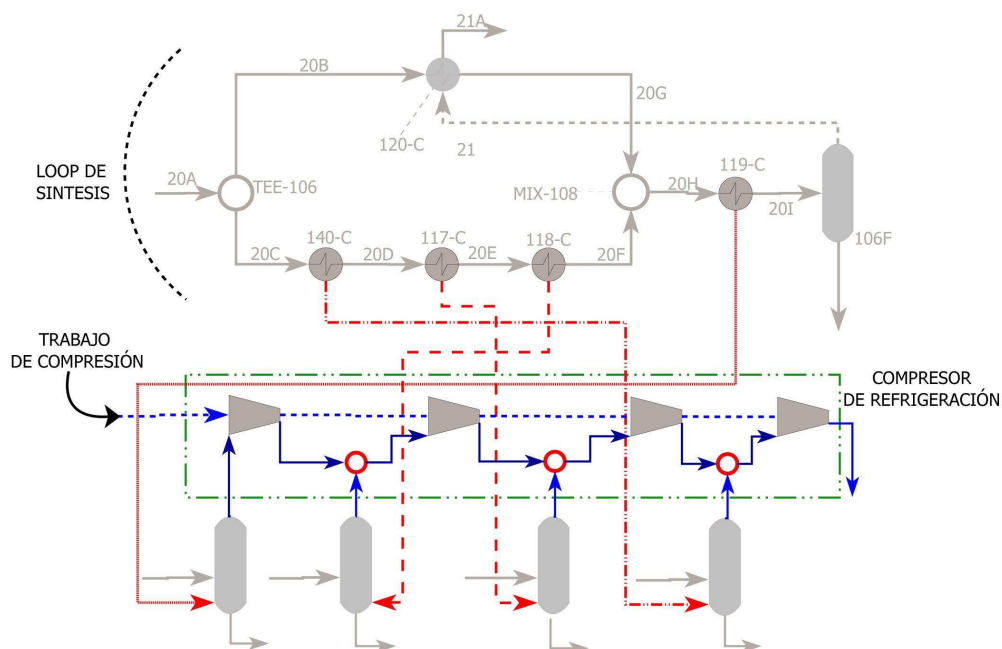


Figura 4.4: Integración del loop de síntesis con el sistema de refrigeración e impacto en el trabajo de compresión.

Las líneas rojas representan flujos de energía, mientras que la azul representa el trabajo del compresor de refrigeración.

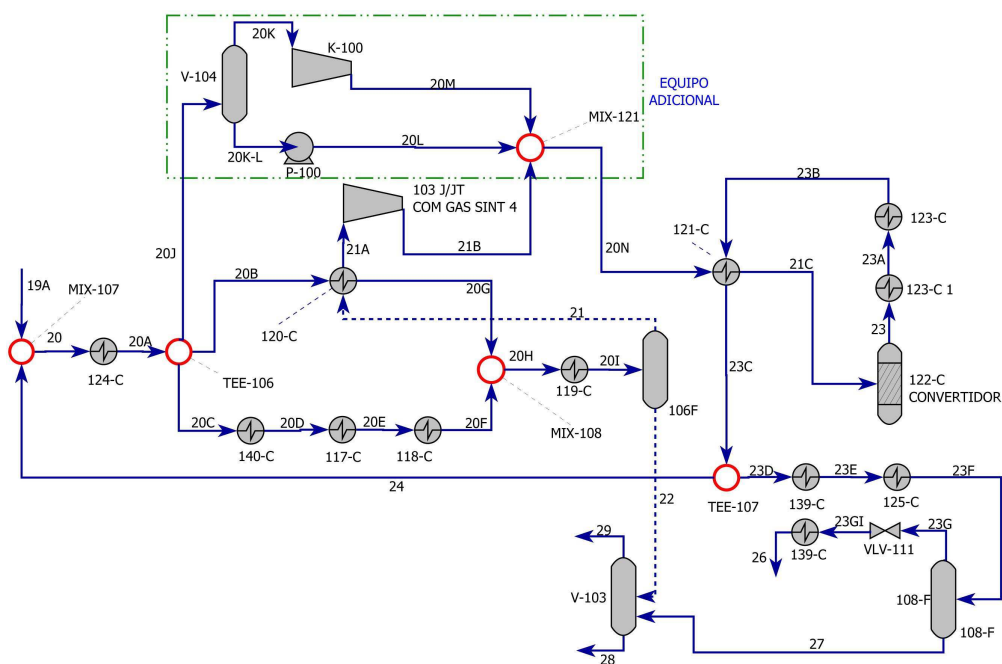


Figura 4.5: Diagrama de flujo de proceso del circuito de síntesis con la disminución de la carga térmica de los intercambiadores 140-C, 117-C, 118-C y 119-C.

Los equipos contenidos en el recuadro es el equipo adicional para la modificación tipológica.



Tabla 4.3: Composición molar de la corriente de alimentación y re-circulación para la reducción de la carga térmica del loop de síntesis.

| Componente | Fracción molar alimentación | Fracción molar re-circulación |
|--------------|--------------------------------|----------------------------------|
| Hidrógeno | 0.7417 | 0.4698 |
| Nitrógeno | 0.2487 | 0.1852 |
| Metano | 0.0060 | 0.0544 |
| Argón | 0.0033 | 0.0223 |
| Agua | 0.0002 | 0.0000 |
| Amoniaco | 0.0000 | 0.2683 |
| Total | 1 | 1 |

- El efluente gaseoso del separador V-104 es comprimido hasta una presión de 164.1 bar, presión suficiente para suministrar la caída de presión del intercambiador de calor anterior al convertidor de síntesis. El efluente líquido es bombeado a la misma presión que el efluente gaseoso.
- El 2.16 % de la corriente de re-circulación es purgado con el fin de eliminar la concentración de gases inertes.
- La eficiencia isentrópica de todas las maquinas es del 75 %.
- La caída de presión de la tubería se considera despreciable.
- La corriente de alimentación y las especificaciones de los equipos restantes como caída de presión y gradiente de temperatura en los intercambiadores de calor, permanecen igual al caso base. El flujo molar de la corriente de alimentación es de 7554 kmol/h y se encuentra una presión y temperatura de 190.3 bar y 108.9 °C respectivamente, mientras que el flujo de la corriente de re-circulación es de 21589.9 kmol/h y se encuentra a una presión y temperatura de 156.1 bar y 54.62°C respectivamente. La composición de las corrientes de alimentación y re-circulación pueden verse en la tabla 4.3.

Es de suma importancia considerar la composición de la corriente de alimentación al reactor, ya que la conversión se encuentra en función directa de esta a demás de la presión y temperatura. Debido a que la nueva corriente generada no ingresa al sistema de condensación de amoniaco, se espera un aumento en la concentración de amoniaco en la corriente de alimentación al reactor, hecho que tiene que ser estudiado más a fondo y que no se integra en este trabajo.

Las propiedades termodinámicas de las corrientes del loop de síntesis se visualizan en la tabla 4.4.

Análisis Termodinámico Como se puede observar en tabla 4.5, la modificación tipológica reduce las cargas térmicas de los intercambiadores de calor **140-C**, **117-C**



Tabla 4.4: Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso para la sección de síntesis modificada por la disminución de las cargas térmicas del sistema de condensación de amoniaco.

| Corriente | Flujo molar Kmol/hr | Temperatura °C | Presión Bar | Entalpía MW | Entropía MW/K | Exergía MW |
|-----------|------------------------|-------------------|----------------|----------------|------------------|---------------|
| 19A | 7553.71 | 108.89 | 190.34 | 3.98 | 0.21 | -56.18 |
| 20 | 29143.69 | 55.04 | 156.09 | -97.96 | 0.88 | -356.22 |
| 20A | 29143.69 | 42.78 | 155.51 | -103.97 | 0.86 | -356.80 |
| 20B | 10520.87 | 42.78 | 155.51 | -37.53 | 0.31 | -128.81 |
| 20C | 8743.11 | 42.78 | 155.51 | -31.19 | 0.26 | -107.04 |
| 20D | 8743.11 | 24.00 | 154.93 | -36.00 | 0.24 | -107.28 |
| 20E | 8743.11 | 1.00 | 154.36 | -40.47 | 0.23 | -107.18 |
| 20F | 8743.11 | -15.40 | 153.78 | -43.02 | 0.22 | -106.94 |
| 20G | 10520.87 | 26.01 | 153.79 | -42.74 | 0.29 | -129.13 |
| 20H | 19263.98 | 9.67 | 153.78 | -85.75 | 0.51 | -236.38 |
| 20I | 19263.98 | -22.00 | 153.16 | -96.80 | 0.47 | -235.37 |
| 21 | 15759.17 | -22.00 | 153.16 | -28.96 | 0.41 | -148.07 |
| 22 | 3504.81 | -22.00 | 153.16 | -67.84 | 0.07 | -87.29 |
| 21A | 15759.17 | 15.22 | 152.31 | -23.75 | 0.43 | -148.60 |
| 21B | 15759.17 | 23.55 | 164.10 | -22.66 | 0.43 | -147.78 |
| 21C | 25638.88 | 145.56 | 162.92 | -30.52 | 0.80 | -264.34 |
| 23 | 22068.58 | 375.29 | 157.88 | -30.52 | 0.84 | -276.77 |
| 23A | 22068.58 | 266.11 | 157.29 | -54.80 | 0.80 | -289.09 |
| 23B | 22068.58 | 163.33 | 156.69 | -77.32 | 0.75 | -298.09 |
| 23C | 22068.58 | 54.62 | 156.09 | -104.20 | 0.68 | -303.93 |
| 23D | 476.68 | 54.62 | 156.09 | -2.25 | 0.01 | -6.56 |
| 24 | 21591.90 | 54.62 | 156.09 | -101.95 | 0.67 | -297.37 |
| 23E | 476.68 | 31.39 | 155.85 | -2.62 | 0.01 | -6.59 |
| 23F | 476.68 | -11.00 | 155.61 | -3.07 | 0.01 | -6.58 |
| 27 | 117.03 | -11.00 | 155.61 | -2.23 | 0.00 | -2.91 |
| 23G | 359.65 | -11.00 | 155.61 | -0.84 | 0.01 | -3.67 |
| 29 | 43.47 | -18.22 | 17.36 | -0.26 | 0.00 | -0.71 |
| 28 | 3578.37 | -18.22 | 17.36 | -69.81 | 0.07 | -89.98 |
| 20J | 9879.71 | 42.78 | 155.51 | -35.25 | 0.29 | -120.96 |
| 20K | 9677.12 | 42.78 | 155.51 | -31.63 | 0.29 | -115.90 |
| 20K-L | 202.59 | 42.78 | 155.51 | -3.62 | 0.00 | -5.05 |
| 20L | 202.59 | 43.16 | 164.10 | -3.61 | 0.00 | -5.05 |
| 20M | 9677.12 | 48.95 | 164.10 | -31.13 | 0.29 | -115.51 |
| 20N | 25638.88 | 29.11 | 164.10 | -57.40 | 0.72 | -269.01 |
| 26 | 359.65 | 105.55 | 137.29 | -0.47 | 0.01 | -3.67 |
| 23GI | 359.65 | -12.13 | 137.53 | -0.84 | 0.01 | -3.70 |



Tabla 4.5: Reducción de las principales cargas térmicas en el loop de síntesis.

| Equipo | Carga termica Caso Base (MW) | Carga térmica modificación (MW) | % Reducción o incremento. |
|----------------------|------------------------------|---------------------------------|---------------------------|
| Intercambiador 140-C | 6.53 | 4.80 | 26.4 |
| Intercambiador 117-C | 8.93 | 4.47 | 49.90 |
| Intercambiador 118-C | 5.02 | 2.55 | 49.26 |
| Intercambiador 119-C | 6.51 | 11.04 | 169.6 |

y **118-C** en un **26.44 %**, **49.90 %** y **49.26 %** respectivamente, sin embargo para el intercambiador **119-C** la carga térmica se ve incrementada en un **69 %**, lo cual se debe a que la corriente 20G tiene una temperatura mas alta que en el caso base, lo que ocasiona un gradiente mayor en el intercambiador.

De acuerdo con los resultados del análisis termodinámico (Tabla 4.6), el trabajo perdido en la sección de síntesis modificada se ubica con **27.78 MW**; de los cuales 12.43 MW están siendo producidos por el convertidor 122-C. Si se compara este valor con el caso base se observa una reducción de 1.03 MW, resultado del cambio en la composición de la alimentación al convertidor.

Con casi el 10% (9.68 MW) del trabajo perdido se ubica el mezclador MIX-107. Su aportación se debe a las irreversibilidades por el mezclado de corrientes de proceso con diferentes presiones y temperaturas. El trabajo perdido restante se distribuye en los demás equipos que componen la sección de síntesis modificada.

Por otra parte el trabajo perdido en el compresor de refrigeración se presenta con **5.06 MW**, de los cuales 2.85 MW son generados por el intercambiador de calor 127-C. Si se compara con el caso base se observa una reducción de 0.44 MW al disminuir de 3.30 MW a 2.85 MW. Esto se debe principalmente a que el intercambiador procesa una menor cantidad de amoniaco que el caso base.

El trabajo de compresión total es de **26.61 MW**, de los cuales **17.57 MW** están siendo utilizados por el compresor de la sección síntesis y el resto (**9.04 MW**) por el compresor de refrigeración en sus diferentes etapas (Tabla 4.7). En general se visualiza una reducción en el trabajo de compresión de 0.53 MW comparado con el caso base de 27.14 MW.

Como se observa la reducción de la cargas térmicas en el sistema de condensación de amoniaco, permite un menor trabajo de compresión en la planta. Sin embargo, se puede llevar a cabo este objetivo de una manera mas optima, tal como se muestra en las siguientes secciones.

Consumo de vapor Para un trabajo de compresión de 21.61 MW, la cantidad de vapor a suministrar es de **16362 kmol/h**.

Consumo de combustible. La planta con la nueva estructura tipológica en la sección de síntesis, consume **2390.51 kmol/h** de gas natural, del cual 886.41 kmol/h están siendo destinados como fuente de calentamiento y el resto sirve de materia prima a la planta.



El consumo de gas natural total equivale a **43178.09 kg/h** que energéticamente representan **1899.84 GJ/h**, mientras que la producción de amoníaco total es de 60.44 Tm NH₃/h. De esta manera **la eficiencia energética neta** de la planta con la nueva estructura tipológica es de **31.43 GJ/Tm NH₃**.

Emisiones de CO₂ La planta con la nueva estructura tipológica produce **116.22 Tm CO₂/h**, de las cuales **43.10 Tm CO₂/h** son generadas por la combustión de gas natural y el resto son debidas al proceso (**73.13 toneladas de CO₂/h**). Considerando que la producción de amoníaco es de 60.44 Tm NH₃/h, la emisión específica resultante es de **1.91 Tm CO₂/Tm NH₃**.

Consumo de agua de enfriamiento. La cantidad de agua que el proceso necesita es de **5274 m³**.

4.2.2. Alimentación y purga del loop de síntesis.

La configuración del sistema de síntesis debe mantener las corrientes de alimentación y purga lo mejor ubicadas posible, debido que ello puede resultar en un ahorro de energía de compresión en las secciones de síntesis y refrigeración, además de posibles ahorros en el consumo de agua de enfriamiento.

Los criterios para una correcta ubicación de las corrientes de alimentación y purga en el loop de síntesis son los siguientes:

- La corriente de alimentación debe ser colocada en la sección en la cual halla una menor cantidad de amoníaco y de ser posible alimentando directamente al convertidor de síntesis.
- La corriente que sirve de purga, debe ser colocada de tal manera que maximice la cantidad de gases inertes y minimice la cantidad de amoníaco y gas de síntesis (H₂) presentes en ella.

Realizando un pequeño análisis al loop de síntesis del caso de estudio (Figura 4.6), se visualiza que **la alimentación al loop** esta colocada en una posición desfavorable, debido a que todo el gas de síntesis esta siendo mezclado con una gran cantidad de amoníaco que posteriormente tiene que ser condensado. De esta manera se obliga al gas de síntesis alimentado a pasar por el mismo proceso de condensación para el amoníaco que se produce, requiriendo de esta manera eliminar mayores cargas térmicas en los condensadores del loop.

Para el caso de la **corriente de purga** es necesario prestar especial atención al caso base de estudio, ya que su actual ubicación considera eliminar los gases inertes y una cantidad mínima de gas de síntesis, dejando de lado la gran cantidad de amoníaco presente en la corriente. Posteriormente el amoníaco es recuperado en un proceso de condensación que involucra cantidades de refrigerante adicionales del loop de síntesis y por consiguiente equipo de proceso adicional tiene que ser considerado. En una sección posterior se visualiza cuando es benéfico en cuestiones energéticas el re-ubicar la purga.

Tabla 4.6: Resultados del análisis termodinámico para la sección de síntesis modificada por la reducción de la carga térmica del loop.

| Análisis termodinámico para la sección de síntesis con la reducción de cargas térmicas del loop. | | | | | | | | | | | | |
|--|----------------|------------|------------|-------------|-----------|-------|--------------|-------|--------|---------|--------------|---------------|
| Nombre | Equipo | ΔH | ΔS | ΔEx | T_{ext} | Q | W | Weq | Sgen | Weq min | Wp | %Wp |
| | | MW | MW/K | MW | K | MW | MW | MW | MW/K | MW | MW | |
| 103 J/JT COM GAS SINT 1 | Compresor | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | - | 0.00 | 4.97 | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | 0.95 | 3.41 |
| 170-C | Intercambiador | 3.25 | 0.0104 | 0.20 | 338.32 | 3.25 | 0.00 | 0.43 | 0.0008 | 0.20 | 0.24 | 0.85 |
| MIX-106 | Mezclador | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | 0.09 | 0.33 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 2 | Compresor | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | - | 0.00 | 4.65 | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | 0.90 | 3.24 |
| 116-C | Intercambiador | 4.72 | 0.0152 | 0.25 | 349.05 | 4.72 | 0.00 | 0.76 | 0.0017 | 0.25 | 0.50 | 1.80 |
| 129-C | Intercambiador | 2.17 | 0.0080 | -0.18 | 296.46 | 2.17 | 0.00 | 0.02 | 0.0007 | -0.18 | 0.20 | 0.72 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 3 | Compresor | 6.35 | 0.0043 | 5.09 | - | 0.00 | 6.35 | 6.35 | 0.0043 | 5.09 | 1.26 | 4.54 |
| MIX-107 | Mezclador | 0.00 | 0.0092 | -2.69 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0092 | -2.69 | 2.69 | 9.68 |
| 124-C | Intercambiador | 6.01 | 0.0195 | 0.30 | 322.02 | 6.01 | 0.00 | 0.54 | 0.0008 | 0.30 | 0.24 | 0.87 |
| 140-C | Intercambiador | 4.81 | 0.0165 | -0.03 | 306.44 | 4.81 | 0.00 | 0.21 | 0.0008 | -0.03 | 0.24 | 0.86 |
| 117-C | Intercambiador | 4.47 | 0.0165 | -0.36 | 285.50 | 4.47 | 0.00 | -0.12 | 0.0008 | -0.36 | 0.24 | 0.88 |
| 118-C | Intercambiador | 2.55 | 0.0100 | -0.40 | 265.87 | 2.55 | 0.00 | -0.26 | 0.0005 | -0.40 | 0.14 | 0.49 |
| 120-C | Intercambiador | 5.20 | 0.0196 | -0.53 | 307.47 | 5.20 | 0.00 | 0.24 | 0.0026 | -0.53 | 0.77 | 2.78 |
| MIX-108 | Mezclador | 0.00 | 0.0011 | -0.31 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0011 | -0.31 | 0.31 | 1.13 |
| 119-C | Intercambiador | 11.04 | 0.0458 | -2.37 | 266.67 | 11.04 | 0.00 | -1.10 | 0.0043 | -2.37 | 1.27 | 4.58 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 4 | Compresor | 1.10 | 0.0009 | 0.82 | - | 0.00 | 1.10 | 1.10 | 0.0009 | 0.82 | 0.27 | 0.98 |
| 121-C | Intercambiador | 26.88 | 0.0758 | 4.67 | 379.54 | 26.88 | 0.00 | 6.12 | 0.0049 | 4.67 | 1.45 | 5.22 |
| 122-C CONVERTIDOR | Reactor | 0.00 | 0.0424 | -12.43 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0424 | -12.43 | 12.43 | 44.75 |
| 123-C1 | Intercambiador | 24.28 | 0.0446 | 11.21 | 592.17 | 24.28 | 0.00 | 12.26 | 0.0036 | 11.21 | 1.05 | 3.79 |
| 123-C | Intercambiador | 22.52 | 0.0503 | 7.78 | 486.06 | 22.52 | 0.00 | 8.94 | 0.0040 | 7.78 | 1.16 | 4.17 |
| 139-C | Intercambiador | 0.37 | 0.0013 | 0.00 | 316.01 | 0.37 | 0.00 | 0.03 | 0.0001 | 0.00 | 0.03 | 0.11 |
| 125-C | Intercambiador | 0.45 | 0.0018 | -0.09 | 282.82 | 0.45 | 0.00 | -0.02 | 0.0003 | -0.09 | 0.08 | 0.27 |
| V-103 | Separador | 0.00 | 0.0017 | -0.49 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0017 | -0.49 | 0.49 | 1.75 |
| K-100 | Compresor | 0.50 | 0.0004 | 0.39 | - | 0.00 | 0.50 | 0.50 | 0.0004 | 0.39 | 0.11 | 0.41 |
| P-100 | Bomba | 0.002 | 0.0000 | 0.002 | - | 0.00 | 0.002 | 0.002 | 0.0000 | 0.002 | 0.000 | 0.00 |
| MIX-121 | Mezclador | 0.00 | 0.0023 | -0.66 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0023 | -0.66 | 0.66 | 2.39 |
| Total | | | | | | | 17.57 | | | | 27.78 | 100.00 |



Tabla 4.7: Análisis termodinámico del compresor de refrigeración cuando se han modificado las cargas térmicas del sistema de condensación de amoniaco.

| Análisis termodinámico del compresor de refrigeración. | | | | | | | | | | | | | |
|--|----------------|------------|------------|-------------|-----------|--------------|-------------|--------------|---------------|----------------|-------------|---------------|--|
| Nombre | Equipo | ΔH | ΔS | ΔEx | T_{ext} | Q | W | Weq | Sgen | Weq min | Wp | %Wp | |
| | | MW | MW/K | MW | K | MW | MW | MW | MW/K | MW | MW | | |
| 105-J/JT-1ER PASO | Compresor | 0.80 | 0.0007 | 0.59 | 0.00 | 0.00 | 0.80 | 0.80 | 0.0007 | 0.59 | 0.21 | 4.13 | |
| MIX-109 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | 0.02 | 0.37 | |
| 105-J/JT-2DO PASO | Compresor | 1.75 | 0.0013 | 1.37 | 0.00 | 0.00 | 1.75 | 1.75 | 0.0013 | 1.37 | 0.38 | 7.60 | |
| 167-C | Intercambiador | 0.93 | 0.0030 | 0.05 | 324.99 | 0.93 | 0.00 | 0.09 | 0.0002 | 0.05 | 0.04 | 0.88 | |
| MIX-110 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | 0.03 | 0.54 | |
| 105-J/JT-3ER PASO | Compresor | 2.81 | 0.0019 | 2.24 | 0.00 | 0.00 | 2.81 | 2.81 | 0.0019 | 2.24 | 0.57 | 11.23 | |
| 128-C | Intercambiador | 2.64 | 0.0086 | 0.13 | 338.25 | 2.64 | 0.00 | 0.35 | 0.0008 | 0.13 | 0.22 | 4.39 | |
| MIX-111 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.14 | |
| 105-J/JT-4TO PASO | Compresor | 3.68 | 0.0025 | 2.96 | 0.00 | 0.00 | 3.68 | 3.68 | 0.0025 | 2.96 | 0.72 | 14.33 | |
| 127-C | Intercambiador | 29.62 | 0.0955 | 1.61 | 345.11 | 29.62 | 0.00 | 4.46 | 0.0097 | 1.61 | 2.85 | 56.40 | |
| Total | | | | | | 33.19 | 9.04 | 13.94 | 0.0172 | | 5.06 | 100.00 | |



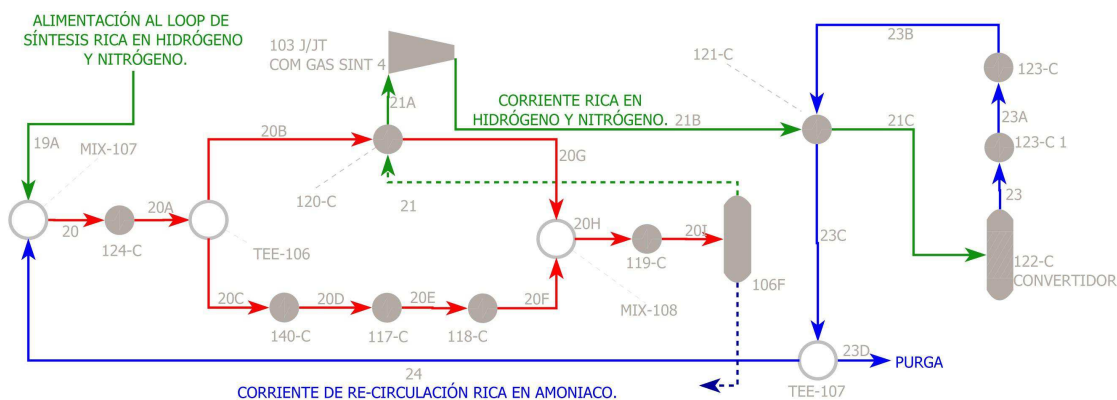


Figura 4.6: Distribución de la concentración de amoníaco y gas de síntesis. Las corrientes en color verde indican concentraciones altas de gas de síntesis (H_2), las azules altas concentraciones de amoníaco y las rojas representan la mezcla entre ellas.

4.2.2.1. Re-ubicación de la corriente de alimentación al loop.

El diagrama de flujo de proceso que considera la re-ubicación de la corriente de alimentación al loop de síntesis puede visualizarse en la figura 4.7. Como se observa el efluente del tercer paso del compresor de síntesis (alimentación al loop) es comprimido hasta una presión de 164.02 bar (19A) y no a 190.3 bar como en el caso base. Posteriormente la corriente (19B) se enfría a $43^\circ C$ a través de un nuevo intercambiador de calor (**E-130**) que utiliza agua como medio de enfriamiento⁷. La caída de presión que el intercambiador genera en la corriente es de 0.57 bar, mientras que la caída de presión del lado del agua de enfriamiento se considera despreciable.

Una vez que la corriente es enfriada, esta es mezclada con el efluente de la cuarta etapa del compresor de síntesis (21B). La corriente resultante se pre-calienta con los efluentes del convertidor de síntesis hasta la temperatura de $145.6^\circ C$, misma que sirve de alimentación al convertidor.

Las especificaciones de los demás equipos que componen la sección de síntesis son las mismas que en el caso base.

La re-ubicación de la corriente de alimentación confiere la misma ideología de reducir la carga térmica de los intercambiadores de calor 140-C, 117-C, 118-C y 119-C; condición necesaria para reducir el trabajo de compresión del sistema de refrigeración. Adicionalmente, como se observa en el diagrama de flujo de proceso, el re-ubicar la corriente de alimentación al loop de síntesis permite reducir la carga térmica del intercambiador 124-C, el cual utiliza agua como medio de enfriamiento. Por lo tanto se espera una considerable reducción en el consumo de este fluido de utilidad.

Las propiedades termodinámicas que intervienen en la nueva configuración del loop de síntesis pueden visualizarse en la tabla 4.8.

Análisis Termodinámico. Como se observa en la tabla 4.9, la ubicación de la alimentación ahora cumple con los requerimientos de una cantidad mínima de amoníaco

⁷El agua de enfriamiento se encuentra disponible a $32^\circ C$ y 1 bar.



Tabla 4.8: Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso para la sección de síntesis con re-ubicación de la corriente de alimentación al loop.

| Corriente | Flujo molar Kmol/hr | Temperatura °C | Presión Bar | Entalpía MW | Entropía MW/K | Exergía MW |
|-----------|------------------------|-------------------|----------------|----------------|------------------|---------------|
| 19 | 7553.71 | 7.22 | 83.51 | -2.37 | 0.20 | -61.27 |
| 19A | 7553.71 | 89.22 | 164.68 | 2.73 | 0.20 | -57.23 |
| 19B | 7553.71 | 43.00 | 164.10 | -0.20 | 0.20 | -57.64 |
| 19C | 23483.55 | 29.44 | 164.10 | -26.98 | 0.63 | -212.68 |
| 24 | 19493.69 | 45.05 | 156.09 | -72.27 | 0.59 | -244.10 |
| 20 | 19493.69 | 45.05 | 156.09 | -72.27 | 0.59 | -244.10 |
| 20A | 19493.69 | 42.78 | 155.51 | -73.62 | 0.58 | -244.24 |
| 20B | 7037.22 | 42.78 | 155.51 | -26.58 | 0.21 | -88.17 |
| 20C | 12456.47 | 42.78 | 155.51 | -47.04 | 0.37 | -156.07 |
| 20D | 12456.47 | 24.00 | 154.93 | -53.91 | 0.35 | -156.41 |
| 20E | 12456.47 | 1.00 | 154.36 | -60.31 | 0.33 | -156.27 |
| 20F | 12456.47 | -15.40 | 153.78 | -63.96 | 0.31 | -155.93 |
| 20G | 7037.22 | 15.68 | 153.79 | -31.87 | 0.19 | -88.39 |
| 20H | 19493.69 | -2.93 | 153.78 | -95.83 | 0.51 | -244.49 |
| 20I | 19493.69 | -22.00 | 153.16 | -102.14 | 0.48 | -243.75 |
| 21 | 15929.85 | -22.00 | 153.16 | -33.18 | 0.42 | -154.97 |
| 22 | 3563.84 | -22.00 | 153.16 | -68.96 | 0.07 | -88.78 |
| 21A | 15929.85 | 15.22 | 152.31 | -27.88 | 0.44 | -155.51 |
| 21B | 15929.85 | 23.52 | 164.10 | -26.78 | 0.44 | -154.68 |
| 21C | 23483.55 | 145.56 | 162.92 | -3.56 | 0.70 | -208.61 |
| 23 | 19906.99 | 407.59 | 157.88 | -3.56 | 0.75 | -222.28 |
| 23A | 19906.99 | 266.11 | 157.29 | -30.90 | 0.70 | -236.48 |
| 23B | 19906.99 | 163.33 | 156.69 | -50.38 | 0.66 | -244.26 |
| 23C | 19906.99 | 45.05 | 156.09 | -73.79 | 0.60 | -249.26 |
| 23D | 429.99 | 45.05 | 156.09 | -1.59 | 0.01 | -5.38 |
| 23GI | 355.81 | -12.07 | 137.53 | -0.76 | 0.01 | -3.57 |
| 24A | 19477.00 | 45.05 | 156.09 | -72.20 | 0.59 | -243.88 |
| 23E | 429.99 | 31.39 | 155.85 | -1.78 | 0.01 | -5.40 |
| 23F | 429.99 | -11.00 | 155.61 | -2.18 | 0.01 | -5.38 |
| 26 | 355.81 | 45.59 | 137.29 | -0.58 | 0.01 | -3.57 |
| 27 | 74.18 | -11.00 | 155.61 | -1.42 | 0.00 | -1.85 |
| 23G | 355.81 | -11.00 | 155.61 | -0.76 | 0.01 | -3.54 |
| 29 | 46.52 | -18.37 | 17.36 | -0.31 | 0.00 | -0.80 |
| 28 | 3591.50 | -18.37 | 17.36 | -70.06 | 0.07 | -90.32 |

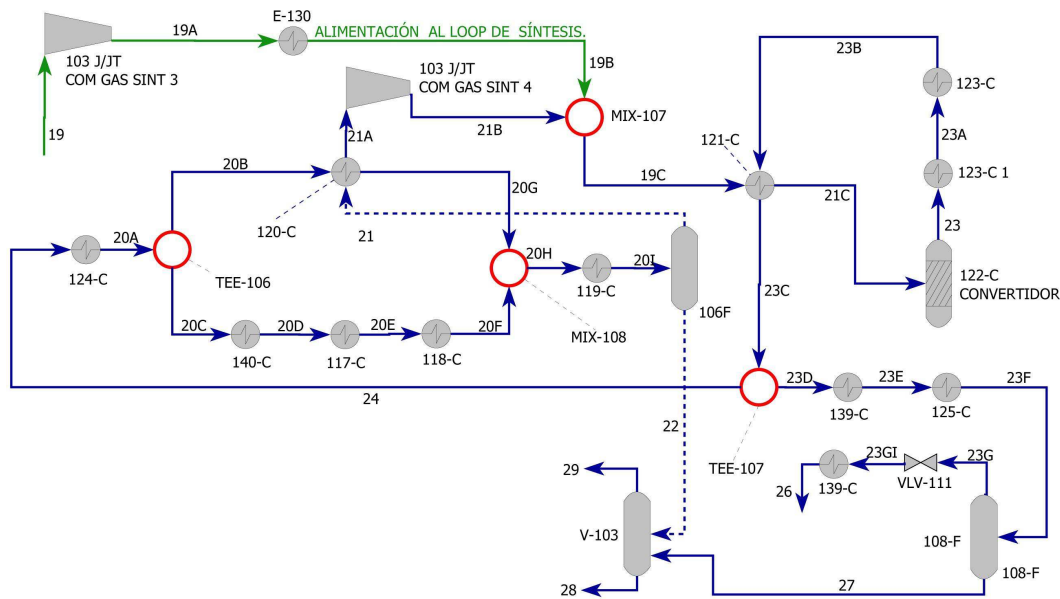


Figura 4.7: Diagrama de flujo de proceso de la sección de síntesis con re-ubicación de la corriente de alimentación al loop.

Tabla 4.9: Concentración de punto de inserción de la corriente de alimentación al loop de síntesis (kmol/h).

| Componente | Hidrogeno | Nitrogeno | Metano | Argon | Amoniaco | Total |
|--------------|-----------|-----------|---------|--------|----------|-----------------|
| Caso Base | 10069.35 | 4002.78 | 1184.14 | 474.78 | 4069.61 | 19800.67 |
| Modificación | 10197.41 | 4004.25 | 970.97 | 358.71 | 398.50 | 15929.85 |

(398.5 kmol/h) comparada con el caso base (4069.61 kmol/h) y se encuentra a solo un equipo (Intercambiador de calor 121-C) de ingresar al convertidor (Figura 4.7).

Como se mencionó anteriormente la modificación favorece la reducción de las cargas térmicas en los intercambiadores de calor que se encuentran conectados a la sección de refrigeración (sistema de condensación). Las reducciones en los equipos 124-C, 117-C, 118-C y 119-C son de 0.93 MW, 2.53 MW, 1.37 MW y 0.19 MW respectivamente. Estas generarán una importante reducción en el trabajo del compresor de refrigeración.

Por otra parte el trabajo perdido generado por la sección de síntesis se registra con **25.29 MW**, que como es de esperarse la mayor contribución pertenece al convertidor 122-C, el cual produce 13.67 MW de trabajo perdido que representan casi el 54 % del trabajo perdido total en la sección.

En el segundo puesto con un 12.6 % (3.184 MW) ubicamos al compresor de síntesis 103 J/JT encargado de comprimir el gas de síntesis hasta la presión de reacción en el convertidor. Como se observa en la tabla (Tabla 4.10), la mayor contribución se ubica en la tercera etapa del compresor, lugar donde se tiene un mayor gradiente de presión (81.17 bar). El trabajo perdido restante se distribuye entre los equipos que conforman la sección de síntesis modificada.

Para el compresor de la sección de refrigeración el trabajo perdido se visualiza con



4.94 MW, de los cuales 2.89 MW están siendo producidos por el intercambiador de calor 127-C, 1.76 MW son producidos por las distintas etapas del compresor y el restante es distribuido en los inter-enfriadores. Si se comparan estos resultados con los del caso base, en general se observa una reducción en el trabajo perdido debido a la reducción de la cantidad de vapor de amoníaco que tiene que ser procesado.

El trabajo de compresión total se muestra con **24.31 MW**, de los cuales **15.82 MW** se suministran a las diferentes etapas del compresor de síntesis (Tabla 4.10) y el restante (**8.49 MW**) se suministra al compresor de refrigeración, encargado de generar los 4 niveles de refrigeración para el sistema de condensación de amoníaco (Tabla 4.11).

Consumo de vapor. De acuerdo al análisis termodinámico, para un trabajo de compresión de 24.31 MW el consumo de vapor es de **14953.30 kmol/h** para la planta modificada.

Consumo de combustible. Una vez que se ha modificado la cantidad de vapor producido, los resultados indican que son necesarios **2302.44 kmol/h** de gas natural. De los cuales 798.34 kmol/h son utilizados como fuente de calentamiento para la planta y el restante (1504.1 kmol/h) corresponde al gas natural utilizado como materia prima.

La alimentación a la planta en cantidades máxicas es de 41587.50 kg/h de gas natural, que energéticamente representan 1659.3 GJ/h. Si la producción de amoníaco total es de 60.56 Tm NH₃/h⁸, **la eficiencia energética neta** resultante es de **30.21 GJ/Tm NH₃**.

Emisiones de CO₂. La emisión de CO₂ total es de 111.94 Tm CO₂/h. De las cuales **38.82 Tm CO₂/h** son generadas por la combustión de gas natural, mientras que **73.13 Tm CO₂/h** son las emisiones debidas al proceso. La emisión específica resultante es de **1.84 Tm CO₂/Tm NH₃**.

Consumo agua de enfriamiento. La planta con la re-ubicación de la alimentación al loop de síntesis consume **4877.2 m³/h**, los cuales se encuentran distribuidos en los enfriadores de la sección de síntesis y refrigeración.

4.2.2.2. Re-ubicación de la corriente de purga del loop de síntesis.

El cambio en la ubicación de la corriente de purga del loop de síntesis, puede considerarse otra modificación tipológica que represente algunos beneficios. A partir de los criterios de la sección 4.2.2, la corriente de purga es ubicada inmediatamente posterior al separador del sistema de condensación de amoníaco (Figura 4.8), sección en la se encuentra una menor cantidad de amoníaco y una mayor cantidad gases inertes, sin embargo una cantidad mayor de gas síntesis (H₂ y N₂) es también eliminada.

⁸La base de comparación de producción de amoníaco para todas las modificaciones es de 60.44 Tm NH₃/h, debido a la nueva configuración y como resultado no es posible obtener la cantidad deseada establecida como criterio de comparación.



Tabla 4.10: Resultados del análisis termodinámico para la sección de síntesis con re-ubicación de la corriente de alimentación al loop.

| Análisis termodinámico para la sección de síntesis con re-ubicación de la corriente de alimentación al loop. | | | | | | | | | | | | | |
|--|----------------|------------------|--------------------|-----------------------|----------------|---------|--------------|-----------------------|--------------------------|---------------------------|----------------------|-----------------|--|
| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔE_{ex} MW | T_{ext} K | Q MW | W MW | W _{eq} MW | S _{gen} MW/K | W _{eq min} MW | W _p MW | %W _p | |
| 103 J/JT COM GAS SINT 1 | Compresor | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | - | 0.00 | 4.97 | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | 0.95 | 3.75 | |
| 170-C | Intercambiador | 3.25 | 0.0104 | 0.20 | 338.32 | 3.25 | 0.00 | 0.43 | 0.0008 | 0.20 | 0.24 | 0.93 | |
| MIX-106 | Mezclador | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | 0.09 | 0.36 | |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 2 | Compresor | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | - | 0.00 | 4.65 | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | 0.90 | 3.56 | |
| 116-C | Intercambiador | 4.72 | 0.0152 | 0.25 | 349.05 | 4.72 | 0.00 | 0.76 | 0.0017 | 0.25 | 0.50 | 1.98 | |
| 129-C | Intercambiador | 2.17 | 0.0079 | -0.13 | 296.46 | 2.17 | 0.00 | 0.02 | 0.0005 | -0.13 | 0.15 | 0.61 | |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 3 | Compresor | 5.10 | 0.0036 | 4.04 | - | 0.00 | 5.10 | 5.10 | 0.0036 | 4.04 | 1.06 | 4.20 | |
| MIX-107 | Mezclador | 0.00 | 0.0012 | -0.36 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0012 | -0.36 | 0.36 | 1.43 | |
| 124-C | Intercambiador | 1.35 | 0.0044 | 0.07 | 317.06 | 1.35 | 0.00 | 0.10 | 0.0001 | 0.07 | 0.04 | 0.14 | |
| 140-C | Intercambiador | 6.87 | 0.0236 | -0.04 | 306.44 | 6.87 | 0.00 | 0.30 | 0.0012 | -0.04 | 0.34 | 1.34 | |
| 117-C | Intercambiador | 6.40 | 0.0236 | -0.52 | 285.50 | 6.40 | 0.00 | -0.17 | 0.0012 | -0.52 | 0.35 | 1.38 | |
| 118-C | Intercambiador | 3.65 | 0.0144 | -0.57 | 265.87 | 3.65 | 0.00 | -0.37 | 0.0007 | -0.57 | 0.19 | 0.77 | |
| 120-C | Intercambiador | 5.30 | 0.0199 | -0.54 | 302.18 | 5.30 | 0.00 | 0.16 | 0.0024 | -0.54 | 0.70 | 2.75 | |
| MIX-108 | Mezclador | 0.00 | 0.0006 | -0.17 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0006 | -0.17 | 0.17 | 0.68 | |
| 119-C | Intercambiador | 6.31 | 0.0262 | -1.37 | 260.57 | 6.31 | 0.00 | -0.79 | 0.0020 | -1.37 | 0.58 | 2.29 | |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 4 | Compresor | 1.11 | 0.0009 | 0.83 | - | 0.00 | 1.11 | 1.11 | 0.0009 | 0.83 | 0.27 | 1.09 | |
| 121-C | Intercambiador | 23.42 | 0.0660 | 4.07 | 374.23 | 23.42 | 0.00 | 5.07 | 0.0034 | 4.07 | 1.00 | 3.95 | |
| 122-C CONVERTIDOR | Reactor | 0.00 | 0.0466 | -13.67 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0466 | -13.67 | 13.67 | 54.06 | |
| 123-C1 | Intercambiador | 27.34 | 0.0508 | 12.45 | 607.25 | 27.34 | 0.00 | 14.14 | 0.0058 | 12.45 | 1.70 | 6.71 | |
| 123-C | Intercambiador | 19.48 | 0.0441 | 6.55 | 486.06 | 19.48 | 0.00 | 7.73 | 0.0040 | 6.55 | 1.18 | 4.67 | |
| 139-C | Intercambiador | 0.18 | 0.0007 | -0.03 | 311.32 | 0.18 | 0.00 | 0.01 | 0.0002 | -0.03 | 0.04 | 0.17 | |
| 125-C | Intercambiador | 0.40 | 0.0016 | -0.08 | 282.82 | 0.40 | 0.00 | -0.01 | 0.0002 | -0.08 | 0.07 | 0.26 | |
| V-103 | Separador | 0.00 | 0.0017 | -0.49 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0017 | -0.49 | 0.49 | 1.93 | |
| VLV-111 | Válvula | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | 0.03 | 0.12 | |
| E-130 (NUEVO) | Intercambiador | 2.93 | 0.0094 | 0.17 | 338.74 | 2.93 | 0.00 | 0.39 | 0.0008 | 0.17 | 0.22 | 0.87 | |
| Total | | | | | | | 15.82 | | | | 25.29 | 100.00 | |



Tabla 4.11: Análisis termodinámico del compresor de refrigeración cuando la alimentación al loop de síntesis se ha re-ubicado.

| Análisis termodinámico del compresor de refrigeración. | | | | | | | | | | | | | |
|--|----------------|------------|------------|-------------|-----------|-------|-------------|------|--------|---------|-------------|---------------|--|
| Nombre | Equipo | ΔH | ΔS | ΔEx | T_{ext} | Q | W | Weq | Sgen | Weq min | Wp | %Wp | |
| | | MW | MW/K | MW | K | MW | MW | MW | MW/K | MW | MW | MW | |
| 105-J/JT-1ER PASO | Compresor | 0.49 | 0.00 | 0.36 | 0.00 | 0.00 | 0.49 | 0.49 | 0.0004 | 0.36 | 0.13 | 2.62 | |
| MIX-109 | Mezclador | 0.00 | 0.00 | -0.02 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | 0.02 | 0.45 | |
| 105-J/JT-2DO PASO | Compresor | 1.54 | 0.00 | 1.20 | 0.00 | 0.00 | 1.54 | 1.54 | 0.0012 | 1.20 | 0.34 | 6.85 | |
| 167-C | Intercambiador | 0.75 | 0.00 | 0.04 | 324.99 | 0.75 | 0.00 | 0.07 | 0.0001 | 0.04 | 0.04 | 0.72 | |
| MIX-110 | Mezclador | 0.00 | 0.00 | -0.03 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | 0.03 | 0.67 | |
| 105-J/JT-3ER PASO | Compresor | 2.65 | 0.00 | 2.11 | 0.00 | 0.00 | 2.65 | 2.65 | 0.0019 | 2.11 | 0.54 | 11.01 | |
| 128-C | Intercambiador | 2.34 | 0.01 | 0.12 | 336.05 | 2.34 | 0.00 | 0.30 | 0.0006 | 0.12 | 0.18 | 3.71 | |
| MIX-111 | Mezclador | 0.00 | 0.00 | -0.01 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.15 | |
| 105-J/JT-4TO PASO | Compresor | 3.81 | 0.00 | 3.06 | 0.00 | 0.00 | 3.81 | 3.81 | 0.0026 | 3.06 | 0.75 | 15.22 | |
| 127-C | Intercambiador | 30.49 | 0.10 | 1.66 | 344.56 | 30.49 | 0.00 | 4.55 | 0.0099 | 1.66 | 2.89 | 58.60 | |
| Total | | | | | | | 8.49 | | | | 4.94 | 100.00 | |

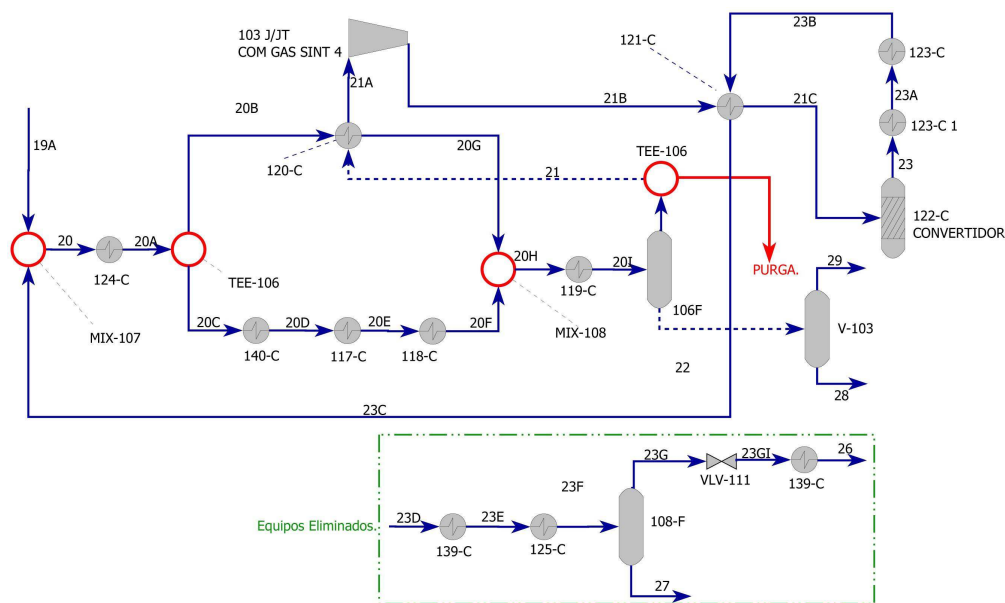


Figura 4.8: Diagrama de flujo de proceso de la sección de síntesis con re-ubicación de la corriente de purga.

El equipo delimitado por el recuadro es el eliminado por la re-ubicación de la corriente de purga.

Si bien el cambio de la corriente de alimentación al loop del síntesis representa grandes beneficios, el cambio en la ubicación de la corriente de purga por si sola no lo es tanto, debido a que el flujo de purga que se ubicaba anterior al sistema de condensación de amoníaco en el caso base, es obligado a circular por los condensadores requiriendo eliminar una mayor carga térmica en el caso modificado, lo que ocasiona un flujo de refrigerante mayor que entra en las diferentes etapas del compresor de refrigeración y de esta manera mayor trabajo de compresión, situación que no representa ningún ahorro en el consumo de combustible o agua de enfriamiento ⁹.

4.2.2.3. Re-ubicación simultanea de las corrientes de alimentación y purga.

Como se vio anteriormente el re-ubicar la corriente de purga por si sola no genera ahorros energéticos, sin embargo esta representa algunos beneficios cuando es re-ubicada de forma simultanea con la corriente de alimentación al loop de síntesis (Figura 4.9). La condición de operación de la re-ubicación de la corriente de purga es que:

- El flujo molar de la corriente de purga debe mantenerse a 360 kmol/h^{10} , cantidad suficiente para eliminar la acumulación de gases que no intervienen en la síntesis de amoníaco (metano y argón).

Lo mas importante de esta modificación tipológica es la eliminación del intercambiador de calor **125-C** por la re-ubicación de la corriente de purga (Figura 4.8), el cual

⁹No se considera agregar mas información y/o un análisis termodinámico debido a que los resultados no son favorables en el ahorro y uso eficiente de energía.

¹⁰Mismo flujo molar del caso base.

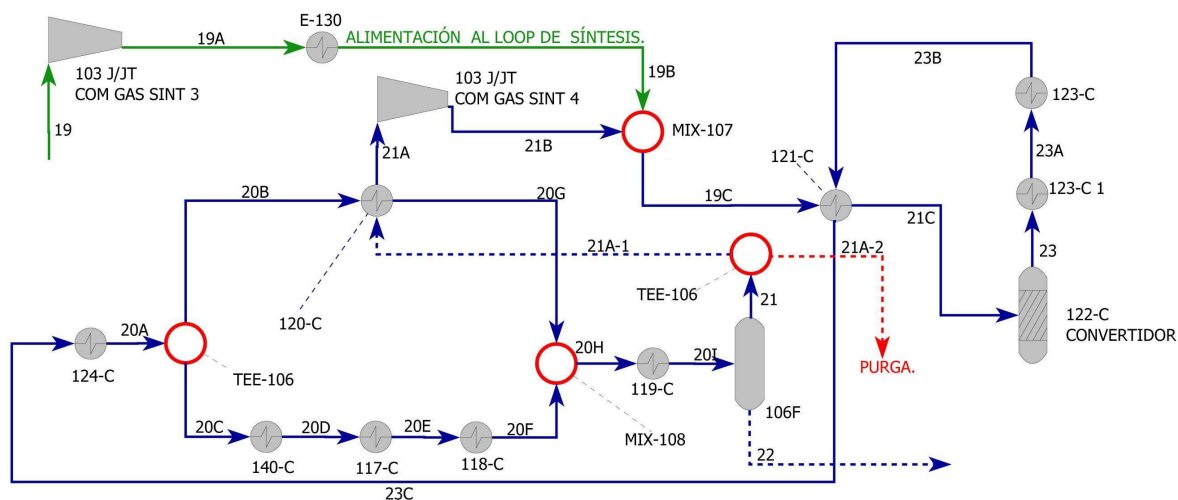


Figura 4.9: Diagrama de flujo de proceso de la sección de síntesis con re-ubicación de las corrientes de alimentación y purga.

utiliza amoníaco como fluido de enfriamiento. De esta manera el vapor del refrigerante no producido es eliminado como alimentación del compresor de refrigeración en el primer paso, lo que reduce aun mas el trabajo del compresor del sistema de refrigeración que cuando se re-ubica solo la corriente de alimentación.

Las propiedades termodinámicas de las corrientes de la sección de síntesis modificada se visualizan en la tabla 4.12.

Análisis Termodinámico. El re-ubicar las corrientes de alimentación y purga de forma simultanea, genera una menor perdida de amoníaco en la corriente de purga que cuando se re-ubica solo la alimentación. Aproximadamente se presenta una reducción del 34 % al disminuir de 13.67 kmol NH_3/h del caso base a 8.99 kmol NH_3/h para esta modificación tipológica. Resultado que no se obtiene con re-ubicar solo la alimentación al loop de síntesis ya que se elimina 13.31 kmol NH_3/h (Tabla ??).

De los resultados del análisis termodinámico (Tabla 4.14), el trabajo perdido para la sección de síntesis se ubica con **25.21 MW**, el cual si se compara con el caso en el que solo se re-ubica la corriente de alimentación se observa una reducción adicional de 0.08 MW al re-ubicar la corriente de purga. Esta pequeña reducción adicional se obtiene principalmente por la eliminación de los equipos que procesaban la corriente de purga, para la recuperación de amoníaco.

Como se observa en la tabla 4.15, el trabajo perdido en la sección de refrigeración se visualiza con **4.93 MW**, el cual comparado con el caso en el que se re-ubica solo la alimentación es 0.011 MW menor que cuando se re-ubica solo la corriente de alimentación. Esta pequeña reducción es posible debido a que al re-ubicar la corriente de purga elimina el intercambiador de calor 125-C, el cual utiliza amoníaco que tiene que procesado por los 4 niveles de presión en el compresor del caso base.

Por otra parte el trabajo de compresión total es de **24.28 MW**, de los cuales **15.82 MW** están destinados al compresor de síntesis y el resto a la sección de refrigeración.



Tabla 4.12: Corrientes de proceso de la sección de síntesis con re-ubicación simultánea de las corrientes de alimentación y purga.

| Corriente | Flujo Molar kmol/h | Temperatura °C | Presión Bares | Entalpía MW | Entropía MW/K | Exergía MW |
|--------------|-----------------------|-------------------|------------------|----------------|------------------|---------------|
| 19 | 7553.71 | 7.22 | 82.68 | -2.37 | 0.20 | -61.27 |
| 19A | 7553.71 | 89.22 | 163.05 | 2.73 | 0.20 | -57.23 |
| 19B | 7553.71 | 43.00 | 162.48 | -0.20 | 0.20 | -57.64 |
| 20A | 19869.54 | 42.78 | 153.97 | -74.43 | 0.59 | -248.17 |
| 20B | 7172.90 | 42.78 | 153.97 | -26.87 | 0.21 | -89.59 |
| 20C | 12696.64 | 42.78 | 153.97 | -47.56 | 0.38 | -158.58 |
| 20D | 12696.64 | 24.00 | 153.40 | -54.56 | 0.36 | -158.92 |
| 20E | 12696.64 | 1.00 | 152.83 | -61.08 | 0.33 | -158.78 |
| 20F | 12696.64 | -15.40 | 152.25 | -64.79 | 0.32 | -158.43 |
| 20G | 7172.90 | 16.40 | 152.27 | -32.14 | 0.20 | -89.81 |
| 20H | 19869.54 | -2.61 | 152.25 | -96.94 | 0.52 | -248.43 |
| 20I | 19869.54 | -22.00 | 151.64 | -103.49 | 0.49 | -247.67 |
| 21 | 16242.41 | -22.00 | 151.64 | -33.30 | 0.42 | -157.31 |
| 22 | 3627.13 | -22.00 | 151.64 | -70.19 | 0.07 | -90.35 |
| 21A | 15882.41 | 15.22 | 150.80 | -27.29 | 0.43 | -154.36 |
| 21B | 15882.41 | 23.53 | 162.47 | -26.18 | 0.43 | -153.53 |
| 21C | 23436.12 | 145.56 | 161.30 | -3.03 | 0.70 | -207.47 |
| 23 | 19870.28 | 407.51 | 156.32 | -3.03 | 0.74 | -221.11 |
| 23A | 19870.28 | 266.11 | 155.73 | -30.28 | 0.70 | -235.26 |
| 23B | 19870.28 | 163.33 | 155.14 | -49.70 | 0.66 | -243.02 |
| 23C | 19870.28 | 45.04 | 154.55 | -73.05 | 0.60 | -248.01 |
| 21A-1 | 15882.41 | -22.00 | 151.64 | -32.56 | 0.41 | -153.83 |
| 21A-2(PURGA) | 360.00 | -22.00 | 151.64 | -0.74 | 0.01 | -3.49 |

Tabla 4.13: Concentración de la corriente de purga del loop de síntesis en el caso base, con re-ubicación de alimentación y re-ubicación de las corrientes de purga y alimentación (kmol/h).

| Componente | Caso Base | Re-ubicacion solo alimentacion | Re-ubicación purga-alimentacion |
|------------|-----------|--------------------------------|---------------------------------|
| Hidrógeno | 221.70 | 224.84 | 231.19 |
| Nitrógeno | 88.19 | 88.30 | 90.36 |
| Metano | 25.43 | 21.41 | 21.41 |
| Argón | 10.03 | 7.95 | 8.05 |
| Amoniaco | 13.67 | 13.31 | 8.99 |
| Total | 359.02 | 355.81 | 360.00 |



Tabla 4.14: Resultados del análisis termodinámico para la sección de síntesis modificada por la re-ubicación simultánea de las corrientes de alimentación y purga del loop de síntesis.

| Análisis termodinámico para la sección de síntesis con re-ubicación de las corrientes de alimentación y purga del loop. | | | | | | | | | | | | | |
|---|----------------|------------------|--------------------|-------------------|----------------|---------|--------------|-----------|--------------|---------------|--------------|---------------|--|
| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔEx MW | T_{ent} K | Q MW | W MW | Weq MW | Sgen MW/K | Weq min MW | Wp MW | %Wp | |
| 103 J/JT COM GAS SINT 1 | Compresor | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | - | 0.00 | 4.97 | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | 0.95 | 3.76 | |
| 170-C | Intercambiador | 3.25 | 0.0104 | 0.20 | 338.32 | 3.25 | 0.00 | 0.43 | 0.0008 | 0.20 | 0.24 | 0.94 | |
| MIX-106 | Mezclador | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | 0.09 | 0.36 | |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 2 | Compresor | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | - | 0.00 | 4.65 | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | 0.90 | 3.57 | |
| 116-C | Intercambiador | 4.72 | 0.0152 | 0.25 | 349.05 | 4.72 | 0.00 | 0.76 | 0.0017 | 0.25 | 0.50 | 1.99 | |
| 129-C | Intercambiador | 2.17 | 0.0080 | -0.18 | 296.46 | 2.17 | 0.00 | 0.02 | 0.0007 | -0.18 | 0.20 | 0.80 | |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 3 | Compresor | 5.10 | 0.0036 | 4.04 | - | 0.00 | 5.10 | 5.10 | 0.0036 | 4.04 | 1.06 | 4.21 | |
| MIX-107 | Mezclador | 0.00 | 0.0012 | -0.35 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0012 | -0.35 | 0.35 | 1.40 | |
| 124-C | Intercambiador | 1.37 | 0.0044 | 0.07 | 317.06 | 1.37 | 0.00 | 0.10 | 0.0001 | 0.07 | 0.04 | 0.14 | |
| 140-C | Intercambiador | 7.00 | 0.0240 | -0.04 | 306.44 | 7.00 | 0.00 | 0.30 | 0.0012 | -0.04 | 0.34 | 1.37 | |
| 117-C | Intercambiador | 6.52 | 0.0240 | -0.53 | 285.50 | 6.52 | 0.00 | -0.17 | 0.0012 | -0.53 | 0.35 | 1.41 | |
| 118-C | Intercambiador | 3.71 | 0.0146 | -0.58 | 265.87 | 3.71 | 0.00 | -0.38 | 0.0007 | -0.58 | 0.20 | 0.79 | |
| 120-C | Intercambiador | 5.28 | 0.020 | -0.54 | 302.55 | 5.28 | 0.00 | 0.16 | 0.002 | -0.54 | 0.70 | 2.78 | |
| MIX-108 | Mezclador | 0.00 | 0.0006 | -0.18 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0006 | -0.18 | 0.18 | 0.72 | |
| 119-C | Intercambiador | 6.55 | 0.0272 | -1.41 | 260.73 | 6.55 | 0.00 | -0.81 | 0.0020 | -1.41 | 0.60 | 2.38 | |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 4 | Compresor | 1.10 | 0.0009 | 0.83 | - | 0.00 | 1.10 | 1.10 | 0.0009 | 0.83 | 0.27 | 1.09 | |
| 121-C | Intercambiador | 23.35 | 0.0658 | 4.06 | 374.23 | 23.35 | 0.00 | 5.06 | 0.0034 | 4.06 | 1.00 | 3.95 | |
| 122-C CONVERTIDOR | Reactor | 0.00 | 0.0465 | -13.64 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0465 | -13.64 | 13.64 | 54.13 | |
| 123-C1 | Intercambiador | 27.25 | 0.0507 | 12.39 | 607.22 | 27.25 | 0.00 | 14.09 | 0.0058 | 12.39 | 1.70 | 6.74 | |
| 123-C | Intercambiador | 19.42 | 0.0440 | 6.53 | 486.06 | 19.42 | 0.00 | 7.71 | 0.0040 | 6.53 | 1.18 | 4.68 | |
| V-103 | Separador | 0.00 | 0.0017 | -0.49 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0017 | -0.49 | 0.49 | 1.93 | |
| E-130 (NUEVO) | Intercambiador | 2.93 | 0.0094 | 0.17 | 338.74 | 2.93 | 0.00 | 0.39 | 0.0008 | 0.17 | 0.22 | 0.88 | |
| Total | | | | | | | 15.82 | | | | 25.21 | 100.00 | |



Si se comparan los valores del trabajo de compresión de esta modificación con la que considera solo la re-ubicación de la corriente de alimentación, se encuentra que el cambio en la corriente de purga no ofrece una reducción en el trabajo para la sección de síntesis. Por otra parte para la sección de refrigeración se observa una reducción adicional de 0.03 MW, resultado de la eliminación del intercambiador 125-C por la re-ubicación de la corriente de purga.

Consumo de vapor. Para un trabajo de compresión de 24.29 MW la cantidad de vapor necesario es de **14933.63 kmol/h**.

Consumo de combustible. El re-ubicar la corriente de purga adicional a la re-ubicación de la corriente de alimentación, produce una reducción adicional mínima en el consumo de gas natural de aproximadamente 1 kmol/h, por lo que el consumo de gas natural se ubica con **2301.62 kmol/h** cuando la alimentación y purga del loop de síntesis son re-ubicadas.

Siendo el flujo másico de gas natural de la planta de 41572.63 kg/h que energéticamente representan 1829.20 GJ/h y considerando que la producción de amoníaco total es de 60.56 Tm NH₃/h¹¹, la **eficiencia energética neta** resultante es de **30.20 GJ/Tm NH₃**.

Emisiones de CO₂. La reducción adicional de gas natural que ingresa a la planta por la re-ubicación de la corriente de purga genera una reducción en las emisiones de CO₂ de 0.04 Toneladas/h. Por lo tanto la planta produce 111.90 Tm CO₂/h para la planta modificada.

De las emisiones totales **38.78 Tm CO₂/h** son las generadas por la combustión de gas natural, mientras que **73.13 Tm CO₂/h** son las emisiones debidas al proceso. Considerando la producción de amoníaco de 60.56 Tm NH₃/h, la emisión específica resultante es de **1.84 Tm CO₂/Tm NH₃** producido.

Consumo agua de enfriamiento. Debido a que la corriente de purga en esta modificación se encuentra posterior al sistema de condensación de amoníaco, el intercambiador de calor 124-C tiene que enfriar una cantidad mayor de gases de re-circulación que cuando se re-ubica solo la corriente alimentación. El resultado es un consumo adicional de 9.8 m³ de agua de enfriamiento. Por lo tanto la planta que re-ubica ambas corrientes de alimentación y purga consume **4887 m³/h**.

4.2.3. Integración de turbinas generadoras de potencia.

La recuperación del calor de reacción que se desprende en los procesos químicos se realiza por diferentes sistemas. Como se aprecia en la figura 4.10A, para nuestro caso

¹¹La base de comparación de producción de amoníaco para todas las modificaciones es de 60.44 kmol de NH₃/h, debido a la nueva configuración y como resultado no es posible obtener la cantidad deseada establecida como criterio de comparación.



Tabla 4.15: Análisis termodinámico del compresor de refrigeración con la re-ubicación de las corrientes de alimentación y purga del loop de síntesis.

| Análisis termodinámico del compresor de refrigeración. | | | | | | | | | | | | | |
|--|----------------|------------------|--------------------|--------------------|----------------|---------|-------------|-----------|--------------|---------------|-------------|---------------|--|
| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔE_x MW | T_{ext} K | Q MW | W MW | Weq MW | Sgen MW/K | Weq min MW | Wp MW | %Wp | |
| 105-J/JT-1ER PASO | Compresor | 0.48 | 0.0004 | 0.36 | - | 0.00 | 0.48 | 0.4821 | 0.0004 | 0.36 | 0.13 | 2.56 | |
| MIX-109 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | - | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.0001 | -0.02 | 0.02 | 0.45 | |
| 105-J/JT-2DO PASO | Compresor | 1.52 | 0.0011 | 1.19 | - | 0.00 | 1.52 | 1.5241 | 0.0011 | 1.19 | 0.34 | 6.80 | |
| 167-C | Intercambiador | 0.74 | 0.0024 | 0.04 | 324.99 | 0.74 | 0.00 | 0.0722 | 0.0001 | 0.04 | 0.04 | 0.71 | |
| MIX-110 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | - | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.0001 | -0.03 | 0.03 | 0.67 | |
| 105-J/JT-3ER PASO | Compresor | 2.64 | 0.0018 | 2.10 | - | 0.00 | 2.64 | 2.6433 | 0.0018 | 2.10 | 0.54 | 11.00 | |
| 128-C | Intercambiador | 2.33 | 0.0075 | 0.11 | 335.94 | 2.33 | 0.00 | 0.2962 | 0.0006 | 0.11 | 0.18 | 3.68 | |
| MIX-111 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.16 | |
| 105-J/JT-4TO PASO | Compresor | 3.82 | 0.0026 | 3.06 | - | 0.00 | 3.82 | 3.8153 | 0.0026 | 3.06 | 0.75 | 15.29 | |
| 127-C | Intercambiador | 30.60 | 0.0987 | 1.66 | 344.38 | 30.60 | 0.00 | 4.5517 | 0.0099 | 1.66 | 2.89 | 58.66 | |
| Total | | 8.49 | | | | | 8.46 | | | | 4.93 | 100.00 | |

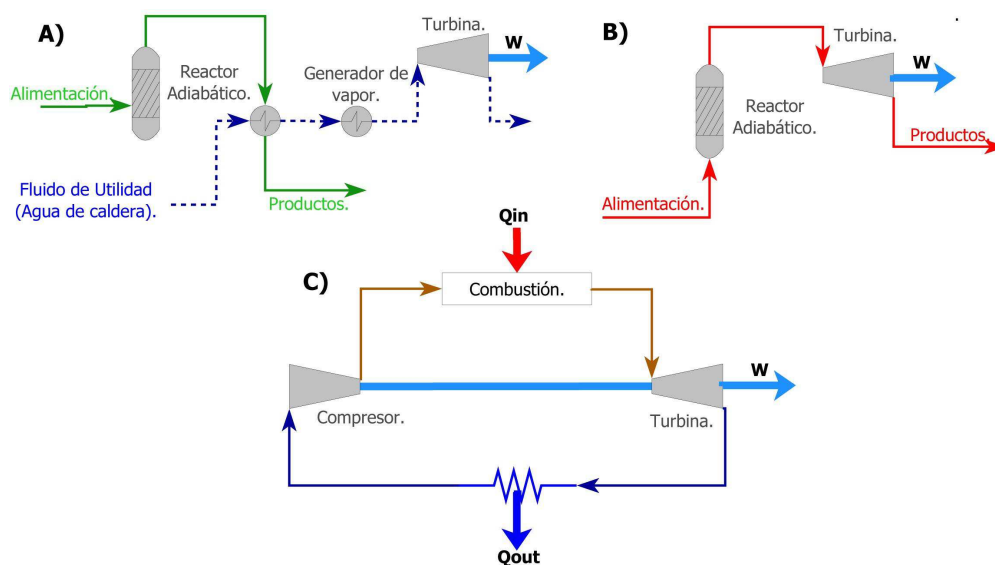


Figura 4.10: Recuperación del calor de reacción del convertidor de síntesis y ciclo de potencia. A) Recuperación de calor por una corriente de utilidad. B) Recuperación de calor por la integración de una turbina. C) Ciclo Brayton.

base los efluentes del convertidor de amoníaco intercambian calor con un fluido de utilidad presurizado, el cual recupera el calor generado por la reacción¹². Posteriormente, el fluido de utilidad es vaporizado con otra fuente de energía y expandido en una turbina para generar poder mecánico que a su vez generará energía eléctrica. Este método de recuperación energética mantiene separados el fluido de utilidad del fluido de proceso haciendo uso de dos procesos de transferencia de calor antes de obtener trabajo mecánico en la turbina.

Otra forma de recuperar el calor de reacción en la sección de síntesis, considera la integración de una turbina generadora de potencia que produce trabajo mecánico por la expansión directa de los efluentes del convertidor; tal como lo muestra la figura 4.10B. La diferencia entre ambos sistemas en relación a la cantidad de equipos es que el mostrado en la figura 4.10A incluye cinco elementos de proceso denominados reactor químico, intercambio de calor, turbina, fluido de utilidad y productos químicos; mientras que el diagrama mostrado en la figura 4.10B solo incluye los elementos reactor químico, turbina y productos. Esta diferencia ofrece una gran ventaja ya que no hay necesidad de intercambiar calor con otro fluido de trabajo para el segundo caso y por lo tanto las pérdidas de trabajo mecánico por la transferencia de calor son eliminadas.

Para la recuperación de calor se propone un ciclo Brayton el cual es mostrado en la figura 4.10C. En éste, la energía que ingresa al ciclo por la combustión es sustituida por la energía que se libera en el convertidor de síntesis, mientras que el calor de desecho es el eliminado por la condensación de amoníaco en el sistema de re-circulación. El concepto de regeneración es utilizado con un intercambiador de calor proceso-proceso (121-C) y la corriente de purga es también expandida para producir más potencia. El resultado de la integración del ciclo en loop de síntesis, puede visualizarse en la figura

¹²Calentamiento de agua de caldera.

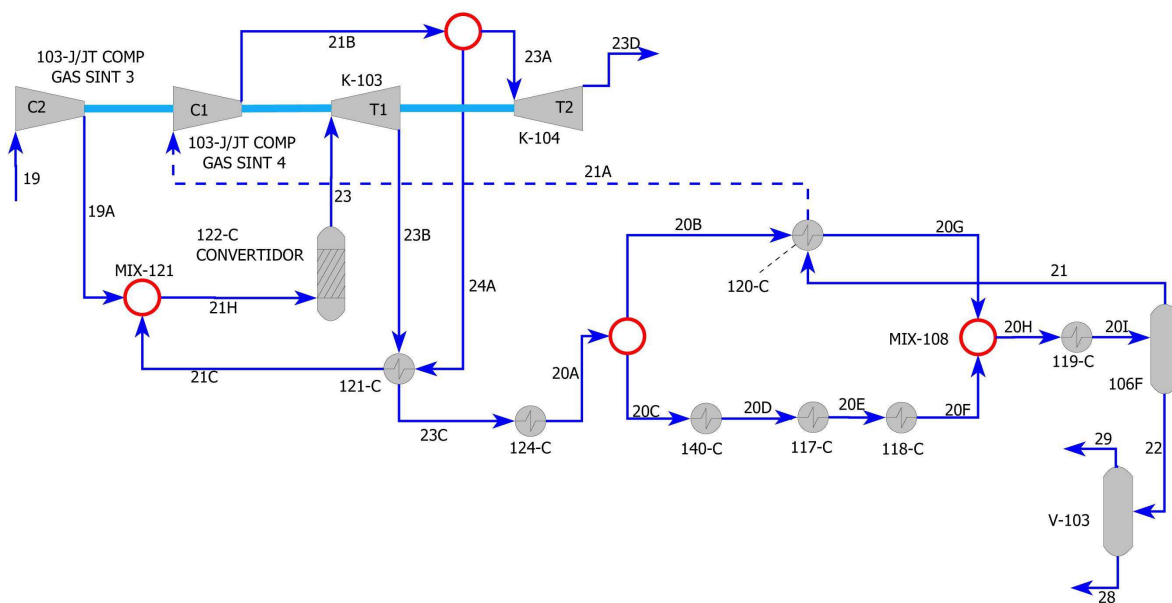


Figura 4.11: Diagrama de flujo de proceso de la sección de síntesis con la integración de un ciclo de potencia Brayton.

4.11.

Las condiciones de operación mas importantes del proceso se describen a continuación:

- La temperatura y presión de alimentación del reactor de síntesis se mantiene a 146°C y 162.9 bar respectivamente. El reactor químico se modela al equilibrio con 30 % de conversión y adiabático.
- La condensación de amoniaco se realiza en el lado de baja presión del ciclo de potencia, comenzando con agua de enfriamiento hasta una temperatura de 42.8°C , la cual se encuentra disponible a 32°C y 1 bar. Posteriormente la separación se realiza a -22°C con ayuda de los mismos niveles de refrigeración del caso base.
- El 2 % de la corriente de re-circulación debe ser purgado para prevenir la acumulación de gases inertes en el sistema.
- La eficiencia isentrópica de todas las maquinas es del 75 %.
- La presión de expansión de la turbina (K-103) se realiza a 70 bar. Esta información es obtenida de los resultados publicados en el artículo **“Integration of a turbine expander with an exothermic reactor loop-Flow sheet development and application to ammonia production”** [8], trabajo realizado por el doctor I.L Greeff, et al; en el cual se obtiene un mínimo de generación de trabajo perdido.
- La presión de expansión de la corriente de purga se realiza a 30 bar.



Tabla 4.16: Corrientes de proceso de la sección de síntesis con integración de un ciclo de potencia Brayton.

| Corriente | Flujo Molar kmol/h | Temperatura °C | Presión Bares | Entalpía MW | Entropía MW/K | Exergia MW |
|-----------|-----------------------|-------------------|------------------|----------------|------------------|---------------|
| 19 | 7553.71 | 7.22 | 8350.82 | -2.37 | 0.20 | -61.27 |
| 19A | 7553.71 | 87.80 | 16291.73 | 2.64 | 0.20 | -57.31 |
| 20A | 20945.35 | 42.78 | 6882.38 | -81.22 | 0.68 | -281.35 |
| 20B | 7561.27 | 42.78 | 6882.38 | -29.32 | 0.25 | -101.57 |
| 20C | 13384.08 | 42.78 | 6882.38 | -51.90 | 0.44 | -179.78 |
| 20D | 13384.08 | 24.00 | 6824.46 | -55.42 | 0.42 | -179.98 |
| 20E | 13384.08 | 5.50 | 6766.54 | -64.30 | 0.39 | -179.90 |
| 20F | 13384.08 | -15.40 | 6708.62 | -71.24 | 0.37 | -179.33 |
| 20G | 7561.27 | 4.50 | 6709.98 | -36.52 | 0.22 | -101.66 |
| 20H | 20945.35 | -7.40 | 6708.62 | -107.77 | 0.59 | -281.10 |
| 20I | 20945.35 | -22.00 | 6646.56 | -114.20 | 0.57 | -280.35 |
| 21 | 17341.28 | -22.00 | 6646.56 | -43.92 | 0.50 | -190.06 |
| 21A | 17341.28 | 26.46 | 6626.56 | -36.72 | 0.52 | -190.58 |
| 21B | 17341.28 | 143.17 | 16400.00 | -19.74 | 0.54 | -176.70 |
| 21C | 16966.71 | 170.99 | 16291.73 | -15.17 | 0.53 | -171.64 |
| 21H | 24520.41 | 146.07 | 16291.73 | -12.53 | 0.74 | -229.74 |
| 22 | 3604.07 | -22.00 | 6646.56 | -70.28 | 0.07 | -90.29 |
| 23 | 20945.35 | 394.01 | 15788.41 | -12.53 | 0.79 | -243.33 |
| 23A | 374.57 | 143.17 | 16400.00 | -0.43 | 0.01 | -3.82 |
| 23B | 20945.35 | 302.86 | 7000.00 | -30.79 | 0.80 | -264.76 |
| 23C | 20945.35 | 282.00 | 6940.29 | -34.93 | 0.79 | -266.88 |
| 23D | 374.57 | 22.31 | 3000.00 | -0.80 | 0.01 | -4.32 |
| 24A | 16966.71 | 143.17 | 16400.00 | -19.31 | 0.52 | -172.88 |
| 28 | 3587.53 | -20.74 | 1735.78 | -70.18 | 0.07 | -90.19 |
| 29 | 16.53 | -20.74 | 1735.78 | -0.10 | 0.00 | -0.27 |

- El effluente del compresor de re-circulación K-102 debe comprimirse de tal manera que se mitigue la caída de presión del intercambiador de calor 121-C y mantenga la presión de alimentación al reactor de síntesis.
- La caída de presión de los intercambiadores que componen el sistema de condensación se mantiene igual al caso base.

Una ventaja adicional de la integración de un ciclo de potencia es que se eliminan equipos de proceso que servían para la condensación del amoniaco presente en la corriente de purga en el caso base, lo que da como resultado la eliminación de los costos de mantenimiento de los equipos eliminados.

Las propiedades termodinámicas de las corrientes de la sección de síntesis modificada se visualizan en la tabla 4.16.



Análisis Termodinámico. La planta de amoníaco con la integración de un ciclo Brayton, presenta un trabajo perdido en la sección síntesis de **40.05 MW**, los cuales se encuentran distribuidos principalmente entre el convertidor 122-C con aproximadamente el 34 % (13.6 MW), el intercambiador de calor 124-C con el 30.02 % (12.03 MW), la turbina K-103 con el 7.95 % (3.18 MW) y el compresor de síntesis en su cuarta etapa con el 7.73 % (3.09 MW). El restante del trabajo perdido se encuentra distribuido en los equipos restantes en menor cantidad (Tabla 4.17).

Si se compara el trabajo perdido de los equipos anteriores con los del caso base, el convertidor de síntesis proporcionaba casi el 50 % del trabajo perdido en toda la sección, ahora con esta nueva modificación el trabajo perdido del convertidor ocupa casi una tercera parte del trabajo perdido total. Lo anterior se debe a que el trabajo perdido en el intercambiador de calor 124-C incrementa 11.94 MW, al pasar de 0.08 MW del caso base a 12.03 en esta modificación, este incremento se debe a que el diferencial de temperatura del intercambiador es de 239°C (Tabla 4.16). Lo anterior afectara en forma considerable el consumo de agua de enfriamiento, hecho que se verá mas adelante.

Por otra parte el trabajo perdido producido en la sección de refrigeración es de **5.48 MW**, de los cuales casi el 60 % (3.17 MW) esta siendo producido por el intercambiador de calor 127-C, en segunda posición se encuentra el compresor de refrigeración en su tercera etapa con el 14.41 % (0.79 MW). El porcentaje restante se distribuye entre los demás equipos que componen la sección de refrigeración (Tabla 4.18).

Como se puede observar en la tabla 4.17, el trabajo de compresión requerido en la sección de síntesis es de 31.60 MW. Por otra parte la turbina K-103 obtiene 18.25 MW de los efluentes del convertidor de síntesis y la turbina K-104; 0.37 MW de la expansión de la corriente de purga. Por lo tanto el trabajo de compresión final para la sección de síntesis de **12.98 MW**.

Para la sección de refrigeración el trabajo de compresión es de **9.57 MW** (Tabla 4.18), los cuales se encuentran distribuidos gradualmente entre las etapas del compresor de amoníaco. Por lo tanto, el trabajo de compresión total suministrado a la planta es de 22.55 MW.

Consumo de vapor El flujo másico de vapor necesario para producir 22.55 MW de trabajo de compresión, es de **13868.67 kmol/h**. Es decir, 2822 kmol/h de vapor menos que el caso base.

Consumo de combustible Desde un punto de vista local parece que la reducción en el consumo de vapor generará una considerable disminución en el consumo de combustible. Sin embargo, de manera global aun hay una necesidad energética de calentamiento de agua de caldera que tiene que ser cubierta, necesidad térmica que era suministrada por los efluentes del convertidor de síntesis en el caso base (Figura 4.10A).

Realizando la integración energética de la planta para suministrar la carga térmica faltante, se obtiene que la planta consume **2445.97 kmol/h** de gas natural (44179.93 kg/h), alimentación que energéticamente representa 1943.92 GJ/h. Considerando que la producción de amoníaco total se ubica con 60.52 Tm NH₃/h, la **eficiencia energética neta** resultante es de **32.12 GJ/Tm NH₃**.

Tabla 4.17: Resultados del análisis termodinámico para la sección de síntesis modificada por la integración de una turbina generadora de potencia.

| Análisis termodinámico para la sección de síntesis con integración de un ciclo Brayton. | | | | | | | | | | | | |
|---|----------------|------------------|--------------------|-------------------|----------------|---------|--------------|-----------|--------------|---------------|--------------|---------------|
| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔEx MW | T_{ext} K | Q MW | W MW | Weq MW | Sgen MW/K | Weq min MW | Wp MW | %Wp |
| 103 J/JT COM GAS SINT 1 | Compresor | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | - | 0.00 | 4.97 | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | 0.95 | 2.37 |
| 170-C | Intercambiador | 3.25 | 0.0104 | 0.20 | 338.32 | 3.25 | 0.00 | 0.43 | 0.0008 | 0.20 | 0.24 | 0.59 |
| MIX-106 | Mezclador | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | 0.09 | 0.23 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 2 | Compresor | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | - | 0.00 | 4.65 | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | 0.90 | 2.25 |
| 116-C | Intercambiador | 4.72 | 0.0152 | 0.25 | 349.05 | 4.72 | 0.00 | 0.76 | 0.0017 | 0.25 | 0.50 | 1.25 |
| 129-C | Intercambiador | 2.17 | 0.0080 | -0.18 | 296.46 | 2.17 | 0.00 | 0.02 | 0.0007 | -0.18 | 0.20 | 0.50 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 3 (C2) | Compresor | 5.01 | 0.0036 | 3.96 | - | 0.00 | 5.01 | 5.01 | 0.0036 | 3.96 | 1.05 | 2.61 |
| MIX-121 | Mezclador | 0.00 | 0.0027 | -0.78 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0027 | -0.78 | 0.78 | 1.96 |
| 124-C | Intercambiador | 46.29 | 0.1501 | 2.29 | 424.36 | 46.29 | 0.00 | 14.31 | 0.0410 | 2.29 | 12.03 | 30.02 |
| 140-C | Intercambiador | 3.52 | 0.0121 | -0.02 | 306.44 | 3.52 | 0.00 | 0.15 | 0.0006 | -0.02 | 0.17 | 0.44 |
| 117-C | Intercambiador | 8.88 | 0.0328 | -0.72 | 287.80 | 8.88 | 0.00 | -0.17 | 0.0019 | -0.72 | 0.56 | 1.39 |
| 118-C | Intercambiador | 6.94 | 0.0274 | -1.09 | 268.06 | 6.94 | 0.00 | -0.65 | 0.0015 | -1.09 | 0.44 | 1.09 |
| 120-C | Intercambiador | 7.20 | 0.0264 | -0.52 | 296.38 | 7.20 | 0.00 | 0.08 | 0.0021 | -0.52 | 0.60 | 1.51 |
| MIX-108 | Mezclador | 0.00 | 0.0003 | -0.10 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0003 | -0.10 | 0.10 | 0.25 |
| 119-C | Intercambiador | 6.43 | 0.0267 | -1.39 | 258.38 | 6.43 | 0.00 | -0.87 | 0.0018 | -1.39 | 0.52 | 1.30 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 4 (C1) | Compresor | 16.98 | 0.0106 | 13.88 | - | 0.00 | 16.98 | 16.98 | 0.0106 | 13.88 | 3.09 | 7.73 |
| 121-C | Intercambiador | 4.14 | 0.0099 | 1.24 | 565.52 | 4.14 | 0.00 | 1.99 | 0.0026 | 1.24 | 0.76 | 1.89 |
| 122-C CONVERTIDOR | Reactor | 0.00 | 0.0464 | -13.59 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0464 | -13.59 | 13.59 | 33.94 |
| K-103 (T1) | Turbina | -18.25 | 0.0109 | -21.44 | - | 0.00 | -18.25 | -18.25 | 0.0109 | -21.44 | 3.18 | 7.95 |
| K-104 (T2) | Turbina | -0.37 | 0.0004 | -0.50 | - | 0.00 | -0.37 | -0.37 | 0.0004 | -0.50 | 0.13 | 0.33 |
| V-103 | Separador | 0.00 | 0.0006 | -0.17 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0006 | -0.17 | 0.17 | 0.43 |
| Total | | | | | | | 12.98 | | | | 40.05 | 100.00 |





Tabla 4.18: Análisis termodinámico del compresor de refrigeración con la integración de una turbina generadora al loop de síntesis.

| Análisis termodinámico del compresor de refrigeración. | | | | | | | | | | | | |
|--|----------------|------------------|--------------------|-------------------|----------------|---------|-------------|-----------|--------------|---------------|-------------|---------------|
| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔEx MW | T_{ext} K | Q MW | W MW | Weq MW | Sgen MW/K | Weq min MW | Wp MW | %Wp |
| 105-J/JT-1ER PASO | Compresor | 0.46 | 0.0004 | 0.34 | 0.00 | 0.00 | 0.46 | 0.46 | 0.0004 | 0.34 | 0.12 | 2.17 |
| MIX-109 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | 0.02 | 0.45 |
| 105-J/JT-2DO PASO | Compresor | 1.88 | 0.0014 | 1.47 | 0.00 | 0.00 | 1.88 | 1.88 | 0.0014 | 1.47 | 0.41 | 7.56 |
| 167-C | Intercambiador | 0.87 | 0.0028 | 0.04 | 324.99 | 0.87 | 0.00 | 0.09 | 0.0001 | 0.04 | 0.04 | 0.76 |
| MIX-110 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.04 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.04 | 0.04 | 0.69 |
| 105-J/JT-3ER PASO | Compresor | 3.21 | 0.0022 | 2.55 | 0.00 | 0.00 | 3.21 | 3.21 | 0.0022 | 2.55 | 0.66 | 12.02 |
| 128-C | Intercambiador | 2.79 | 0.0091 | 0.14 | 335.61 | 2.79 | 0.00 | 0.35 | 0.0007 | 0.14 | 0.22 | 3.93 |
| MIX-111 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.14 |
| 105-J/JT-4TO PASO | Compresor | 4.03 | 0.0027 | 3.24 | 0.00 | 0.00 | 4.03 | 4.03 | 0.0027 | 3.24 | 0.79 | 14.41 |
| 127-C | Intercambiador | 32.49 | 0.1048 | 1.76 | 345.67 | 32.49 | 0.00 | 4.94 | 0.0108 | 1.76 | 3.17 | 57.87 |
| Total | | | | | | | 9.57 | | | | 5.48 | 100.00 |



Emisiones de CO₂ Las emisiones de CO₂ totales para la planta son de 118.92 Tm CO₂/h. De las cuales **45.79 Tm CO₂/h** son generadas por la combustión de gas natural, mientras que **73.13 Tm CO₂/h** son las emisiones debidas al proceso. Considerando la producción anterior de amoniaco, la emisión específica resultante es de **1.97 Tm CO₂/Tm NH₃** producido.

Consumo agua de enfriamiento. El incremento en el trabajo perdido de la sección de síntesis, tiene un impacto directo en el consumo del agua de enfriamiento. Esto se debe principalmente al gradiente de temperatura de 239°C del intercambiador 124-C, lo que genera una gran carga térmica que tiene que ser eliminada. El incremento en el consumo de agua de enfriamiento es de aproximadamente **105 %** respecto al caso base, al incrementar de **5209.6 m³/h** a **10716 m³/h** para la planta modificada.

4.3. Integración térmica del proceso por el análisis del punto de pliegue (Análisis Pinch).

En ingeniería química la integración del procesos (IP) se refiere al análisis y optimización de grandes y complejos procesos industriales, la cual puede definirse como:

Todas las mejoras realizadas a los sistemas de proceso, sus operaciones unitarias constituyentes y sus interacciones para maximizar el uso eficaz de la energía, el agua y materias primas.

La integración de procesos junto con la simulación de procesos, ofrecen un enfoque de gran alcance para el ingeniero químico al analizar sistemáticamente un proceso industrial y las interacciones con sus diversas partes. Las técnicas de la IP pueden hacer frente a infinidad de problemas industriales, entre los que destacan:

- Ahorro de energía y reducción en las emisiones de gases de efecto invernadero.
- Minimización del consumo de agua y generación de aguas residuales.
- Minimización de residuos.
- Reducción de los costos de operación, etc.

En general las técnicas de la integración de procesos ofrecen una reducción en la complejidad del análisis y optimización de grandes y complejas instalaciones industriales, ya que con ellas es más fácilmente identificable una zona que prometa mayores oportunidades, tal como lo es la tecnología pinch; o comúnmente denominada “**Análisis Pinch**”.

El análisis pinch fue desarrollado básicamente por Linnhoff and Flower en 1978 y desde entonces es reconocido como una poderosa herramienta para optimizar sistemas térmicos, ya que permite al diseñador rastrear los flujos de energía con mayor claridad y modificar el proceso para reducir el consumo de energía.

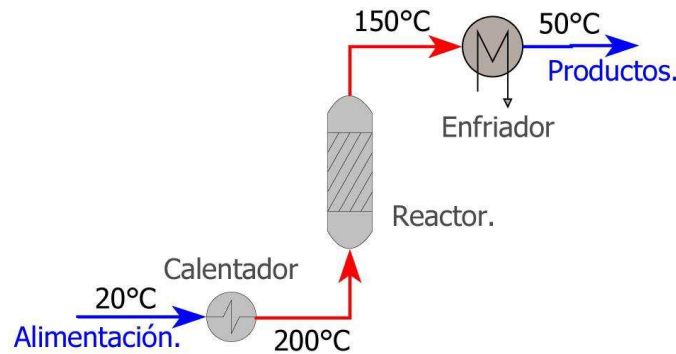


Figura 4.12: Diagrama de flujo de un proceso simple.

Tabla 4.19: Datos para el ejemplo simple de dos corrientes.

| Corriente | Flujo Másico W(kg/s) | Capacidad calorífica específica. Cp (kJ/kg°C) | Flujo de capacidad calorífica. CP (kW/°C) | T _{inicial} °C | T _{final} °C | Carga Térmica H (kW) |
|-----------|-------------------------|---|---|----------------------------|--------------------------|-------------------------|
| Fria | 0.25 | 4 | 1.0 | 20 | 200 | -180 |
| Caliente | 0.4 | 4.5 | 1.8 | 150 | 50 | +180 |

Aunque el análisis pinch ya tiene una metodología muy definida es necesario brindar los conceptos claves que lo conforman, para ello consideramos el sistema de la la figura 4.12, el cual se conforma por un reactor químico con un flujo de alimentación que necesita ser calentado desde una temperatura cercana al ambiente hasta la temperatura de operación al reactor y por una corriente caliente producto que necesita ser enfriada a una temperatura mas baja.

De esta manera definimos que una **corriente** para el análisis es un *flujo de materia el cual requiere ser calentado o enfriado, pero no cambia en su composición*. La alimentación es definida como una **corriente fria**, puesto que *inicia fria y necesita ser calentada*. Caso contrario, el producto de la reacción el cual *necesita ser enfriado* es la **corriente caliente**.

Para realizar el calentamiento y el enfriamiento es necesario que una corriente de vapor de agua sea conectada a la corriente fría, mientras que una corriente de agua fría se coloque sobre la corriente caliente. Con las propiedades de los flujos descritas en la tabla 4.19, claramente necesitamos suministrar 180 KW de calentamiento con vapor y 180 KW de enfriamiento con agua para operar el proceso. Una vez definido el sistema y las cantidades de servicios auxiliares de calentamiento y enfriamiento, la única incógnita es; ¿ Podemos reducir el consumo de energía externa?.

La respuesta es si, podemos recuperar un poco del calor de la corriente caliente y usarlo para calentar la corriente fría en un nuevo intercambiador de calor, de esta manera necesitaremos menos vapor y menos agua para satisfacer los requerimientos energéticos. El diagrama de flujo que representa este proceso se muestra en la figura 4.13. Desde luego, nos gustaría poder recuperar todos los 180 KW de la corriente caliente

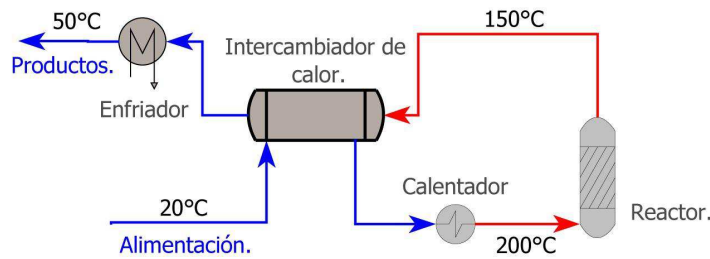


Figura 4.13: Diagrama de flujo de un proceso simple con un intercambiador de calor.

para calentar la corriente fría, sin embargo esto no es posible debido a las limitaciones de la temperatura. Por *segunda ley de la termodinámica*, no podemos usar la corriente caliente a 150°C para calentar una corriente a 200°C. Entonces la pregunta es; ¿cuánto calor es posible recuperar y que tan grande debería ser el intercambiador de calor?.

Para contestar la cuestión anterior es necesario definir y utilizar algunas herramientas.

Diagrama entalpía-temperatura Este es un método de visualización en el que se contabiliza el cambio en la entalpía de una corriente de proceso debido a un calentamiento o enfriamiento. En éste, el cambio en la energía contenida en la corriente en forma diferencial dQ está representado por $CPdT$, donde :

CP = Flujo de Capacidad calorífica (KW/K) = Flujo molar W (kg/s) \times calor específico C_p (kJ/kgK) y dT = cambio diferencial de temperatura.

De esta manera, a CP constante la necesidad de calentamiento para una corriente fría desde una temperatura inicial (T_i) a una temperatura objetivo o de salida (T_f), queda definido por la ecuación 4.4.

$$Q = \int_{T_i}^{T_f} CP dT = CP (T_f - T_i) = \Delta H \quad (4.4)$$

Y la pendiente que representa la corriente dentro del diagrama es:

$$\frac{dT}{dQ} = \frac{1}{CP} \quad (4.5)$$

Como en el diagrama entalpía/temperatura solo se grafican los cambios de entalpía, la corriente puede ser colocada en cualquier parte del eje de entalpía, siempre que tenga la misma pendiente y se encuentre entre los intervalos de temperatura inicial y final.

La figura 4.14, muestra la corriente fría y caliente para nuestro ejemplo dentro del diagrama T/H , en el cual la corriente fría esta representada por la línea sólida mientras que la corriente caliente por la línea punteada y para que el intercambio sea posible, la corriente caliente debe ser mas caliente en todos sus puntos y debe ser trazada por encima de la corriente fría. En esta figura se representa el caso limite en el cual se obtiene una máxima recuperación de calor que genera una diferencia de temperatura entre la corriente fría y caliente del intercambiador de cero. Esto significa, en este ejemplo, que la corriente fría puede ser calentada a una temperatura máxima de 150°C, para posteriormente ser calentada con vapor (50 kW). A la inversa, aunque 130 kW se pueden

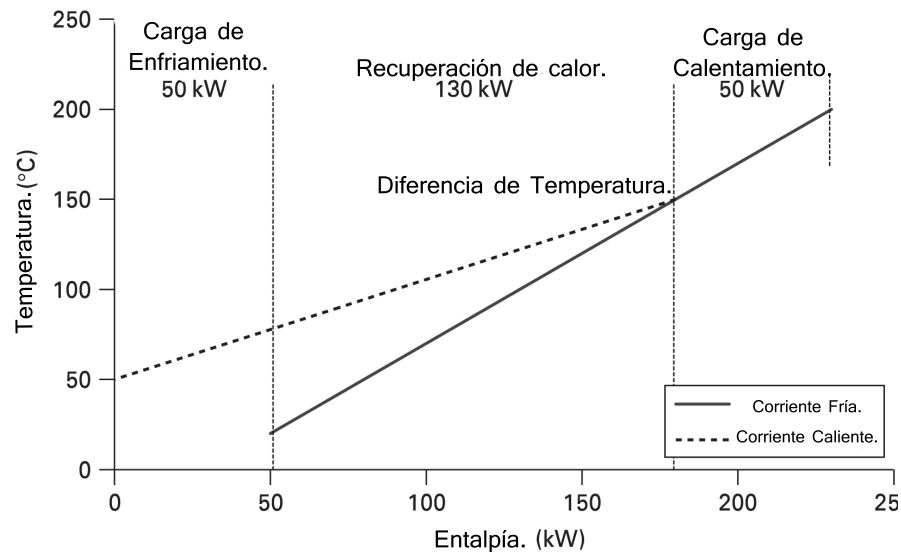


Figura 4.14: Corrientes del proceso simple en un diagrama T/H con $\Delta T_{\min}=0$ C.

utilizar para la recuperación de calor, es necesario retirar de la corriente caliente 50 kW con agua de enfriamiento. Sin embargo, esta situación no es prácticamente alcanzable puesto que una diferencia de temperatura cero, generaría un intercambiador de calor infinitamente grande.

Para evitar la contradicción anterior, la corriente fría es desplazada sobre el eje de *entalpía* de tal manera, que el ΔT_{\min} no sea cero, sea positiva y finita (en este caso 20°C). El efecto de este cambio es el incremento de la carga de calentamiento y enfriamiento por cantidades iguales y la reducción de la carga del intercambiador de calor por la misma cantidad (20 kW), así que 70 kW de enfriamiento y calentamiento externo son requeridos (Figura 4.15). Este arreglo es ahora práctico porque el ΔT_{\min} es distinto de cero. El cambio a un ΔT_{\min} más grande implica más servicios auxiliares de enfriamiento y calentamiento.

De este análisis básico, dos conjeturas son posibles. Primera, *hay una correlación entre el valor de ΔT_{\min} del intercambiador y la carga total de servicios auxiliares en el sistema*. Esto significa, que para cada valor de ΔT_{\min} , tenemos un **objetivo energético (Energy Target)**, de cuanto calentamiento y enfriamiento deberíamos estar suministrando y retirando si diseñamos nuestro intercambiador de calor correctamente.

La segunda, *si una carga de servicios calientes es incrementada por cualquier valor α , la carga de servicios fríos es también aumentada por α* . Como las corrientes tienen cargas constantes, esto también genera que *la carga transferida en el intercambiador también se reduzca por α* .

4.3.1. Fundamentos del análisis Pinch.

Un proceso similar puede ser utilizado para el caso de un proceso multi-corrientes, en el cual el objetivo principal es la determinación de la diferencia de temperatura mínima (ΔT_{\min}) y los servicios auxiliares mínimos de calentamiento y enfriamiento.

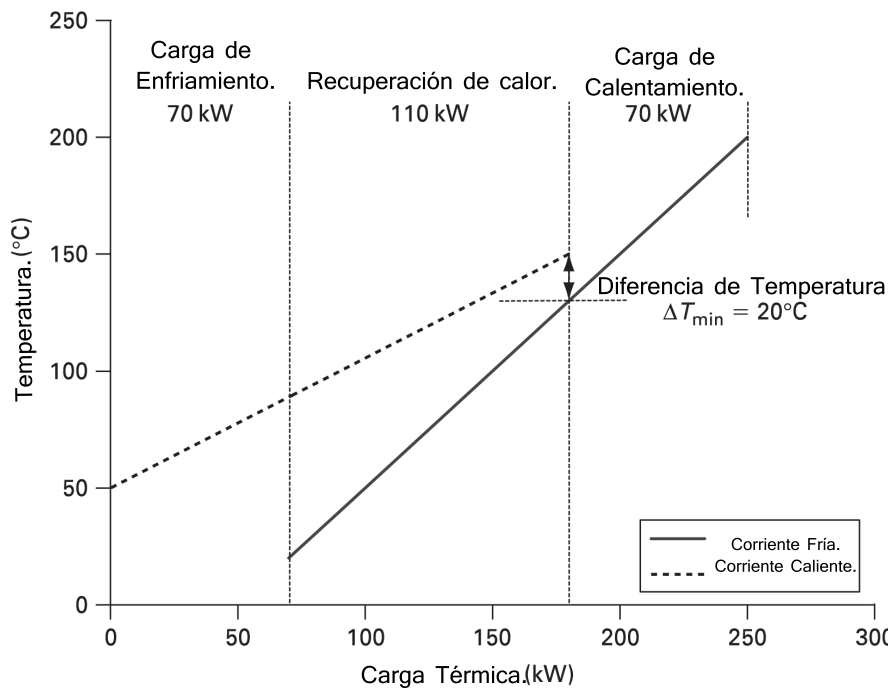


Figura 4.15: Corrientes del proceso simple en un diagrama T/H con $\Delta T_{\min}=20$ C.

Para cumplir el objetivo anterior se agregan juntas las cargas térmicas o los flujos de capacidad calorífica de todas las corrientes que existen en un intervalo de temperatura determinado. Por lo tanto, una sola curva de todas las corrientes calientes puede ser producida y otra curva de todas las corrientes frías en un diagrama T/H. De esta manera es posible manejar varias corrientes de la misma manera como el problema de dos corrientes.

En la figura 4.16 (izquierda), tres corrientes calientes son trazadas separadamente cada una con su temperatura inicial o final, lo cual genera intervalos de temperaturas desde T_1 - T_5 . Entre el intervalo T_1 y T_2 solo existe la corriente B, así que el calor disponible en ese intervalo está definido por $CP_B(T_1-T_2)$. Por otra parte, en el intervalo $T_2 - T_3$ las tres corrientes existen, así que el calor disponible en este intervalo es la sumatoria del flujo de capacidad calorífica por la diferencia de temperatura respectiva de ese intervalo $(CP_A + CP_B + CP_C)(T_2 - T_3)$. De esta manera una serie de valores de ΔH para cada intervalo pueden ser obtenidos y el resultado se re-gráfica de nuevo en el intervalo de temperaturas mostrado en la figura 4.16(Derecha).

El diagrama T/H resulta en una sola curva que representa la energía de todas las corrientes calientes, la cual es conocida como la **curva compuesta caliente**. El mismo proceso se realiza para las corrientes frías, lo que genera la **curva compuesta fría**, la cual representa toda la cantidad energética que es necesario suministrar en un problema. La superposición de las curvas compuestas representa la máxima cantidad de calor que es posible recuperar dentro de un proceso.

Considerando el ejemplo de cuatro corrientes con propiedades descritas en la tabla 4.20, es posible generar el diagrama T/H mostrado en la figura 4.17. Debido a la naturaleza de las curvas compuestas, el ΔT_{\min} puede ocurrir en cualquier parte de la región

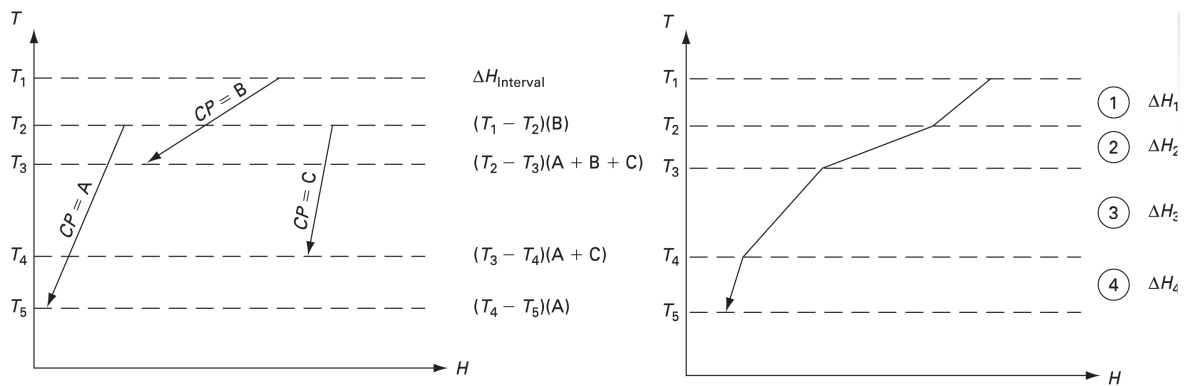


Figura 4.16: Formación de la curva compuesta compuesta caliente.

Tabla 4.20: Datos para el ejemplo de cuatro corrientes.

| Corriente | Numero | Flujo de capacidad calorífica. CP (kW/°C) | T _{inicial} °C | T _{final} °C | Carga Térmica H (kW) |
|-----------|--------|--|----------------------------|--------------------------|-------------------------|
| Fria | 1 | 2.0 | 20 | 135 | -230 |
| Caliente | 2 | 3.0 | 170 | 60 | +330 |
| Fria | 3 | 4.0 | 80 | 140 | -240 |
| Caliente | 4 | 1.5 | 150 | 30 | +180 |

de recuperación de calor y no solo en un extremo como en el caso del ejemplo de dos corrientes. Para un valor de ΔT_{min} dado, la cantidad de servicios auxiliares calculados son el mínimo teórico requerido para la recuperación de calor del problema. Sin importar el numero de corrientes en un problema, el ΔT_{min} ocurre en el punto mas cercano entre las curvas compuestas, el cual es llamado **punto pinch**.

La tabla problema. Una manera para determinar el **punto pinch** y los **targets energéticos** de manera algebraica es mediante el algoritmo llamado **la tabla problema**. El procedimiento del calculo será mostrado con el ejemplo de cuatro corrientes de la tabla 4.20.

1. Seleccionar una ΔT_{min} para el calculo.

Para el problema de las cuatro corrientes el ΔT_{min} es de 10° C.

2. Restar a las temperaturas de las corrientes calientes la cantidad de $\Delta T_{min}/2$ y sumar a las temperaturas de las corrientes frías la cantidad de $\Delta T_{min}/2$. Estas operaciones darán como resultado las **temperaturas desplazadas S** para cada corriente (Tabla 4.21, columna 3).

Las temperaturas desplazadas tienen como objetivo asegurar la posibilidad de la transferencia térmica sobre una horizontal del diagrama T/H, es decir sirve como fuerza mínima guía entre las corrientes calientes y frías, a demás de que permite

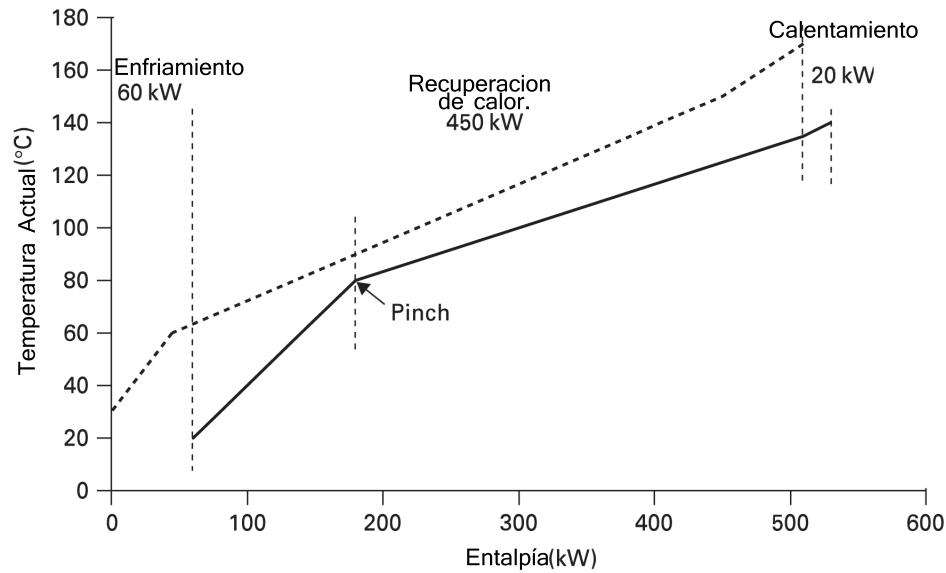


Figura 4.17: Curvas compuestas para el problema de 4 corrientes.

asegurar que en algún punto las curvas compuestas fría y caliente están cercanas a por los menos un ΔT_{min} una de la otra.

- Realizar una lista de todas las temperaturas desplazadas S y ordenarlas en orden descendente (temperatura mas alta en el tope) (Tabla 4.21, columna 4).

La acción anterior generará intervalos de temperatura delimitados por las temperaturas desplazadas iniciales y finales de las corrientes frías y calientes.

- En cada intervalo i entre dos temperaturas desplazadas verificar que corrientes calientes y frías existen (Tabla 4.21, columna 6-9). Posteriormente calcular el flujo de capacidad calorífica neto en ese intervalo de acuerdo con la ecuación 4.6 (Tabla 4.21, columna 10).

$$CP_{neto} = \sum CP_H - \sum CP_C \quad (4.6)$$

- Multiplicar el CP_{neto} de cada intervalo por su diferencia de temperatura desplazada que lo conforma ($T_i - T_{i+1}$).

La operación realizada en este paso dará origen a la cantidad de calor neto sobrante (superávit marcado como positivo) o necesario (déficit marcado como negativo) en el intervalo (Tabla 4.21, columna 11).

- Generar la **cascada de calor** aprovechando los déficit y superávit de calor en cada intervalo. Para ello iniciar con una entrada de calor de cero en la temperatura desplazada mas alta. Sumar en forma descendente el calor acumulado en el intervalo para dar la cascada de calor (calor acumulado pasando a través de una temperatura desplazada) (Tabla 4.21, columna 12).



Tabla 4.21: Algoritmo tabla problema.

| Corriente | T °C. | S °C | Orden °C | i | C2 kW/°C | C4 kW/°C | C1 kW/°C | C3 kW/°C | $CP_{neto} = CP_H - CP_C$ kW/°C | Q_{neto} kW | Q_{acu} kW | $Q_{acu\ nuevo}$ kW |
|-------------|----------|---------|-------------|-----|-------------|-------------|-------------|-------------|------------------------------------|------------------|-----------------|------------------------|
| 1(Fría) | 20 | 25 | 165 | | | | | | | | 0 | 20 |
| | | | | 1 | 3 | | | | 3 | 60 | | |
| 2(Caliente) | 135 | 140 | 145 | | | | | | | | 60 | 80 |
| | | | | 2 | 3 | 1.5 | | 4 | 0.5 | 2.5 | | |
| | 170 | 165 | 140 | | | | | | | | 62.5 | 82.5 |
| 3(Fría) | 60 | 55 | 85 | | | | | | | | -20 | 0 |
| | | | | 3 | 3 | 1.5 | 2 | 4 | -1.5 | -82.5 | | |
| 4(Caliente) | 80 | 85 | 55 | | | | | | | | 75 | 75 |
| | | | | 4 | 3 | 1.5 | 2 | | 2.5 | 75 | | |
| 5(Fría) | 140 | 145 | 25 | | | | | | | | 55 | 75 |
| | | | | 5 | | 1.5 | 2 | | -0.5 | -15 | | |
| 6(Caliente) | 150 | 145 | | | | | | | | | 40 | 60 |
| | | | | | | | | | | | | |
| 7(Caliente) | 30 | 25 | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | |

Este paso se realiza porque en vez de que el calor disponible en el intervalo i sea enviado a un servicio auxiliar, este puede ser enviado al intervalo $i + 1$.

- La cascada de calor del paso anterior normalmente contiene flujos de calor negativos lo cuál es termodinámicamente infactible. Para volverla factible se toma el flujo neto de calor en la tabla $-Q_{min}$ (el mas grande negativo) y se añade como flujo de calor mínimo al inicio del primer intervalo de la cascada. Todos los flujos netos de calor en la cascada ahora incrementarán por esta cantidad y el valor mínimo se volverá cero (Tabla 4.21, columna 13).

*Esta es la cascada de calor factible o **Tabla Problema**. Para este caso se verifica que hay un flujo negativo de calor 20 kW, este es añadido al primer intervalo de la cascada de calor obtenida en el paso anterior.*

- El calor agregado al primer intervalo de temperatura son los servicios auxiliares de calentamiento mínimos (Target de calentamiento) $Q_{H_{min}}$. La cantidad de calor del intervalo final son los servicios auxiliares de enfriamiento $Q_{C_{min}}$. El punto con flujo neto de calor cero en la cascada de calor es el **punto pinch**. De esta maneja hemos determinado el punto pinch y las necesidades mínimas de servicios auxiliares de calentamiento y enfriamiento.

Como se puede observar en la tabla 4.21, columna 13; el punto pinch en este ejemplo se encuentra a una temperatura desplazada de 85°C (90°C para las corrientes calientes y 80°C para las corrientes frías en las temperaturas reales), punto donde el flujo de calor es cero. Las cantidades mínimas de calentamiento y de enfriamiento son de 20 kW y 60 kW respectivamente.



Obtención de las curvas compuestas por algoritmo. Así como es posible establecer un algoritmo para el cálculo de los targets de enfriamiento y calentamiento a demás de la temperatura pinch, un proceso similar puede ser utilizado para calcular y trazar las curvas compuestas caliente y fría. Para ilustrar el procedimiento se utiliza el problema ejemplo de las cuatro corrientes.

1. Hacer una lista de todas las temperaturas a las cuales las corrientes inician, finalizan o cambian de flujo de capacidad calorífica CP (Tabla 4.22, columna 2).
2. Ordenar la lista de temperaturas en orden ascendente (la temperatura mas baja en la parte superior) (Tabla 4.22, columna 3).
3. En cada intervalo de temperatura i , sumar los flujos de capacidad calorífica de todas las corrientes calientes que existen en ese intervalo de temperatura. El resultado es el flujo total de capacidad calorífica para los flujos calientes CP_H (Tabla 4.22, columna 6).
4. Multiplicar el CP_H para cada intervalo por la diferencia de temperaturas del intervalo $(T_{i+1} - T_i)$ para dar el calor neto requerido por las corrientes calientes en ese intervalo (Tabla 4.22, columna 7).
5. Iniciando una entrada con un flujo de calor de cero a la temperatura mas baja, añadir en forma descendente el cambio de calor total en cada intervalo de temperatura, ésto dará origen a una carga de calor acumulada para las corrientes calientes a cada temperatura (Tabla 4.22, columna 8).
6. La carga de calor final del ultimo intervalo es la carga total debido a las corrientes calientes H_H . Graficar el flujo de calor acumulado (eje horizontal) contra la temperatura actual (eje vertical), lo cual generará **la curva compuesta caliente** (Figura 4.17).
7. Repetir los pasos del 1 al 5 para generar las cargas acumuladas de calor de las corrientes frías. La carga de calor al final del ultimo intervalo es la carga total debido a las corrientes frías H_C (Tabla 4.23 Columna 8). Posteriormente sumar el servicio mínimo de enfriamiento $Q_{C_{min}}$ (Calculado con la tabla problema) a todas las cargas de calor en los diferentes intervalos de temperatura. Esta operación desplazará la curva fría a la derecha por $Q_{C_{min}}$ (Tabla 4.23, columna 9). Graficar el flujo de calor acumulado (eje horizontal) contra la temperatura real (eje vertical), el resultado es **la curva compuesta fría** (Figura 4.17).

El beneficio principal de las curvas compuestas a demás de brindar la visualización de los servicios externos mínimos de calentamiento y enfriamiento, es que con ella es posible determinar la cantidad de calor que es posible recuperar. Para ello, se resta a la cantidad de calor total en el ultimo intervalo (H_H), la carga de servicios de enfriamiento mínima ($Q_{C_{min}}$).

Para el caso ejemplo la cantidad de recuperación de calor es de 450 kW ($510 \text{ kW} - 60 \text{ kW} = 450 \text{ kW}$).



Tabla 4.22: Algoritmo para la construcción de la curva compuesta caliente.

| Corriente | Temperaturas °C. | Orden °C | CP_{Flujo2} kW/°C | CP_{Flujo4} kW/°C | $\Sigma CP = CP_H$ kW/°C | Q_{neto_i} kW | $Q_{acumulado_i}$ kW |
|-------------|---------------------|-------------|------------------------|------------------------|-----------------------------|--------------------|-------------------------|
| 1(Fría) | 20 | 20 | | | | | |
| | 135 | 30 | | | | | 0 |
| 2(Caliente) | 170 | 60 | | 1.5 | 1.5 | 45 | 45 |
| | 60 | 80 | 3 | 1.5 | 4.5 | 90 | 135 |
| 3(Fría) | 80 | 135 | 3 | 1.5 | 4.5 | 247.5 | 382.5 |
| | 140 | 140 | 3 | 1.5 | 4.5 | 22.5 | 405 |
| 4(Caliente) | 150 | 150 | 3 | 1.5 | 4.5 | 45 | 450 |
| | 30 | 170 | 3 | | 3 | 60 | 510 |

Tabla 4.23: Algoritmo para la construcción de la curva compuesta fría.

| Corriente | Temperaturas °C. | Orden °C | CP_{Flujo1} kW/°C | CP_{Flujo3} kW/°C | ΣCP_C kW/°C | $Q_{neto_{C_i}}$ kW | $Q_{acumulado_i}$ kW | $Q_{acu} + Q_{Cmin}$ |
|-------------|---------------------|-------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|-------------------------|----------------------|
| 1(Fría) | 20 | 20 | | | | | 0 | 60 |
| | 135 | 30 | 2 | | 2 | 20 | 20 | 80 |
| 2(Caliente) | 170 | 60 | 2 | | 2 | 60 | 80 | 140 |
| | 60 | 80 | 2 | | 2 | 40 | 120 | 180 |
| 3(Fría) | 80 | 135 | 2 | 4 | 6 | 330 | 450 | 510 |
| | 140 | 140 | | 4 | 4 | 20 | 470 | 530 |
| 4(Caliente) | 150 | 150 | | | | | | |
| | 30 | 170 | | | | | | |

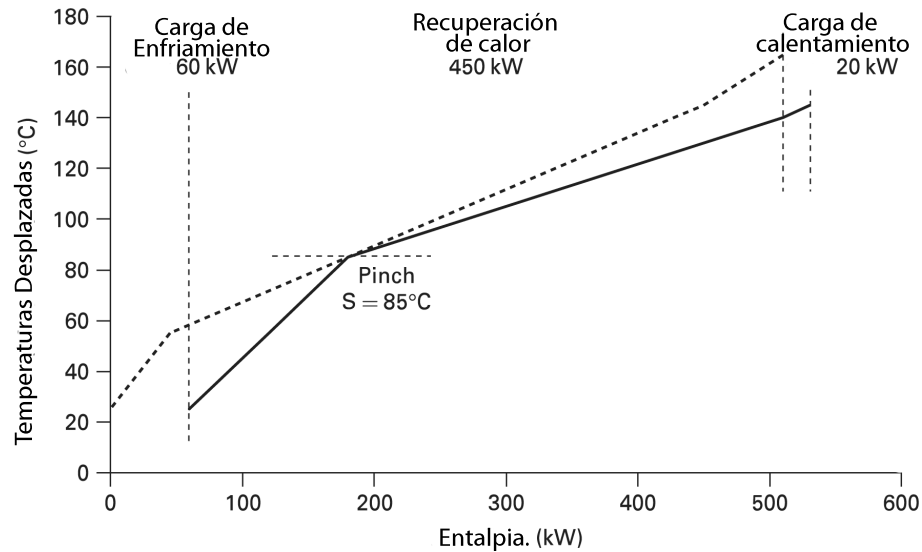


Figura 4.18: Curvas compuestas desplazadas para el ejemplo de cuatro corrientes.

Construcción de la curva compuesta desplazada. Esta curva es construida con el mismo algoritmo para construir las curvas compuestas fría y caliente y su objetivo es mostrar mas claramente que el proceso de intercambio de calor es dividido en dos zonas termodinámicamente diferentes por el punto pinch.

En esta, la curva compuesta caliente es desplazada hacia abajo por $\Delta T_{min}/2$ y la curva compuesta fría es desplazada hacia arriba por $\Delta T_{min}/2$. A continuación se muestra el proceso de calculo.

1. Llegado al punto 6 del algoritmo para la construcción de las curvas compuestas. Restar a las temperaturas de las corrientes calientes la cantidad de $\Delta T_{min}/2$. Gráficar el flujo de calor acumulado (eje horizontal) contra la temperatura desplazada (eje vertical), lo cual generará la **curva compuesta desplazada caliente**.
2. Llegado al punto 7 del algoritmo para la construcción de las curvas compuestas. Sumar a las temperaturas de las corrientes frías la cantidad de $\Delta T_{min}/2$. Gráficar el flujo de calor acumulado (eje horizontal) contra la temperatura desplazada (eje vertical), el resultado es la **curva compuesta desplazada fría**.

La figura que representa a las curvas compuestas desplazadas fría y caliente para el caso ejemplo se visualiza en la figura 4.18. Como se observa este gráfico divide el problema mas claramente en dos zonas termodinámicamente diferentes por el punto pinch.

Gran curva compuesta. Otro gráfico que es de mucha importancia en el análisis pinch es la gran curva compuesta. Esta representa la diferencia entre el calor disponible de las corrientes calientes y el calor requerido por las corrientes frías, relativo al pinch a una temperatura desplazada dada (intervalo). Por lo tanto la gran curva compuesta es una gráfica del flujo neto de calor contra la temperatura desplazada, la cual es una

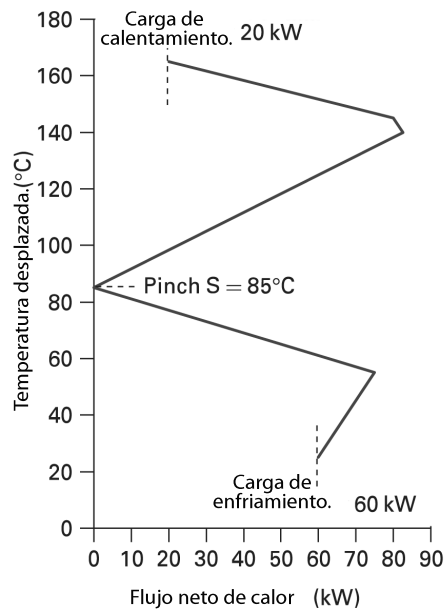


Figura 4.19: Gran curva compuesta para el problema ejemplo de cuatro corrientes

representación gráfica de la tabla problema (cascada de calor). La figura 4.19 representa la gran curva compuesta del problema ejemplo de cuatro corrientes.

A demás de que la gran curva compuesta da información de la cantidad total de servicios auxiliares de enfriamiento y calentamiento, esta indica también a que temperaturas se necesitan. No hay necesidad de suministrar todo el servicio de calentamiento en el intervalo de más alta temperatura, si se desea puede ser suministrado a una temperatura mas baja.

El pinch se visualiza mas fácilmente, siendo el punto en el que la transferencia de calor es cero y toca al eje vertical. Por otra parte podemos identificar las regiones de bajo flujo neto de calor e inclusive puntos pinch múltiples.

4.3.1.1. Las reglas de oro del análisis pinch.

La figura 4.20(a) representa la separación del problema en dos partes por el pinch. Por encima (en la región derecha) la cual la curva compuesta caliente transfiere todo su calor a la curva compuesta fría, dejando solo requerimientos de servicios auxiliares de calentamiento. Por lo tanto, la región por encima del pinch representa un *sumidero neto de calor*, con calor fluyendo dentro, pero no calor fluyendo afuera. Esto *involucra intercambio de calor y servicios de calentamiento, pero no servicios de enfriamiento*. Por el contrario, abajo del pinch solo enfriamiento es requerido, por lo tanto la región es una *fuentes de calor neto*, requiriendo *intercambio de calor y servicios de enfriamiento, pero no de calentamiento*.

Por consiguiente el problema se divide en dos zonas termodinámicamente diferentes, como se indica por los balances de entalpía en la figura 4.20(b). El calor Q_{Hmin} fluye hacia el interior del problema por encima del pinch y Q_{Cmin} fluye fuera por abajo del pinch, pero el flujo de calor a través del pinch es cero.

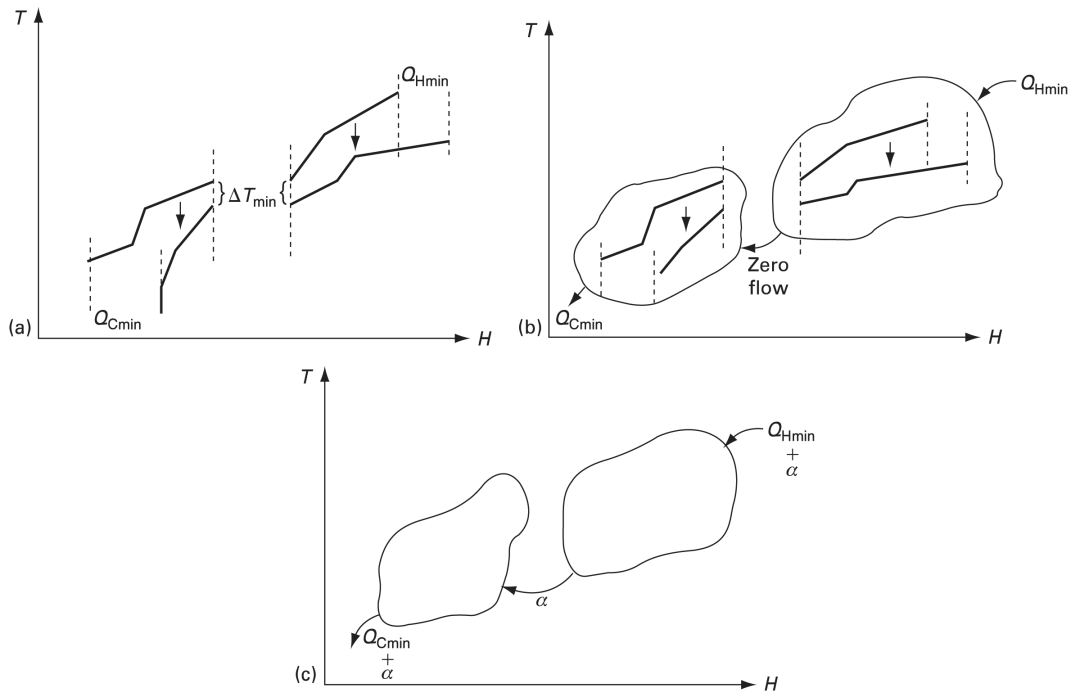


Figura 4.20: Reglas de oro del análisis pinch.

Por lo que podemos deducir que cualquier diseño de una red que intercambie un calor α a través del pinch, debe por equilibrio global de entalpía, requerir α mas del mínimo de servicios de calentamiento y enfriamiento, tal como lo muestra la figura 4.20(c). Como corolario, cualquier servicio de enfriamiento α por encima del pinch debe incurrir en un servicio de calentamiento extra α y viceversa por abajo del pinch.

Esto genera las **tres reglas de oro** para el diseñador deseando producir un diseño alcanzando los mínimos objetivos energéticos.

1. **No transferir calor a través del pinch.**
2. **No utilizar servicios de enfriamiento por arriba del pinch.**
3. **No utilizar servicios de calentamiento por abajo del pinch.**

4.3.1.2. Diseño de una red de intercambio de calor.

Una vez que se han determinado la temperatura pinch y los servicios mínimos de enfriamiento y calentamiento, procedemos con el diseño de la red de intercambiadores de calor. Para ello, nos valemos del *diagrama de rejilla*, el cual es un método gráfico que es de mucha ayuda ya que las corrientes son dibujadas como líneas horizontales. Las corrientes calientes son colocadas en la parte superior y las frías en la parte inferior. Las colocación o dirección inicia con la temperatura mas alta hasta la temperatura mas baja de izquierda a derecha. Los intercambiadores de calor son representados por dos círculos unidos con una línea vertical.

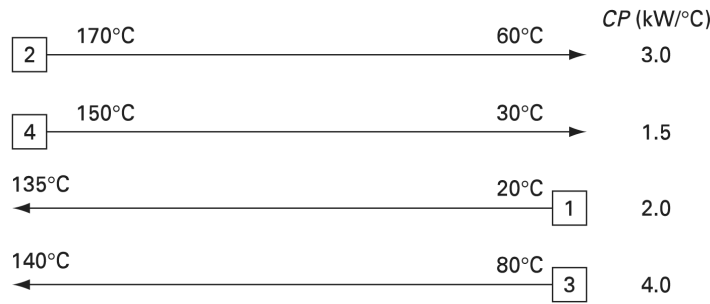


Figura 4.21: Diagrama de rejilla para el diseño de redes de intercambiadores de calor.

La rejilla es mucho más fácil de dibujar que un diagrama de flujo, especialmente porque los intercambiadores de calor se pueden colocar en cualquier parte sin volver a dibujar el sistema de corrientes. La rejilla representa la naturaleza de intercambio de calor a contracorriente, haciendo más fácil comprobar la factibilidad de la temperatura del intercambiador de calor. Finalmente, el punto pinch es fácilmente representado en la red por una línea vertical, mientras que no se puede representar en el diagrama de flujo.

El diseño de una red de intercambiadores obteniendo la máxima recuperación de calor y utilizando la mínima cantidad de servicios auxiliares, puede obtenerse a través del siguiente procedimiento:

1. Obtener el diagrama de rejilla inicial (Figura 4.21), el cual representa a todas las corrientes del proceso (La rejilla debe contener la información de temperaturas de entrada y salida de cada una de las corrientes, así como su flujo de capacidad calorífica).
2. Dividir el proceso en dos partes termodinámicamente diferentes por el punto pinch. Su representación en el diagrama de rejilla se visualiza por una línea vertical, la cual define la temperatura del pinch para las corrientes frías y calientes.

■ **Por arriba del punto pinch.**

Iniciar la red de intercambio de calor tratando de satisfacer todas las corrientes calientes llevándolas a su temperatura pinch, por el intercambio con las corrientes frías. La combinatoria de las corrientes calientes con las frías debe cumplir el siguiente criterio:

$$CP_{Caliente} \leq CP_{Fría} \quad (4.7)$$

De esta manera se asegura que solo servicios de calentamiento son utilizados por arriba del pinch, además del uso de una cantidad mínima de unidades.

Para nuestro caso ejemplo, de acuerdo con el criterio de la combinatoria de las corrientes por arriba del pinch, se observa que la corriente 2 requiere 240

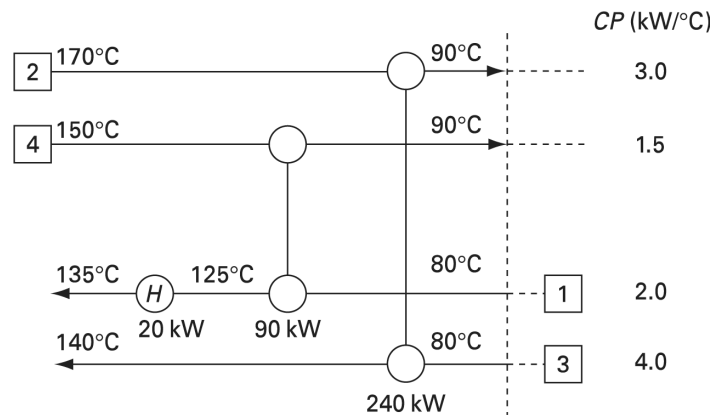


Figura 4.22: Diseño de la red de intercambio de calor por arriba del punto pinch para el ejemplo problema de cuatro corrientes.

kW de enfriamiento mientras que la corriente 3 requiere 240 kW de calentamiento, lo cual genera que ambas corrientes se satisfagan. Por otra parte otra combinación posible es la corriente 4 con la corriente 2. Recordando que por arriba del pinch hay que satisfacer las corrientes calientes, la corriente 4 ofrece 90 kW de calentamiento que transfiriéndolos a la corriente fría 1 es posible alcanzar una temperatura de 125°C. Como la corriente 1 aun no ha quedado satisfecha energéticamente, es necesario agregar en esta parte los 20 kW de calentamiento externo. El diseño final de la red por la parte superior del punto pinch se visualiza en la figura 4.22.

■ **Por abajo del punto pinch.**

De igual manera, en la zona inferior del punto pinch el objetivo se basa en solo utilizar servicios de enfriamiento, por lo que se deben satisfacer las necesidades energéticas de las corrientes frías llevándolas a su punto pinch por el intercambio de calor con las corrientes calientes.

Para ello, el criterio para combinar las corrientes calientes y frías por debajo del pinch es:

$$CP_{Fría} \leq CP_{Caliente} \tag{4.8}$$

De esta manera se asegura que solo servicios de enfriamiento serán utilizados por abajo del pinch, a demás del uso de una cantidad de unidades mínima.

Para nuestro ejemplo se observa que solo una corriente fría existe por debajo del pinch. De acuerdo con el criterio para la combinatoria de corrientes por debajo del punto pinch, la corriente 2 y la corriente 1 pueden ser combinadas. Si se satisface la corriente 2 (90kW), es posible que la temperatura de entrada al intercambiador de la corriente uno, por el balance de energía sea de 35°C. Como la corriente 1 tiene que ser calentada desde 20°C a 80°C (ahora 35°C por el intercambiador anterior), se suministra la necesidad energética con la corriente 4. Aunque esta combinación no sigue el criterio, es posible hacerlo

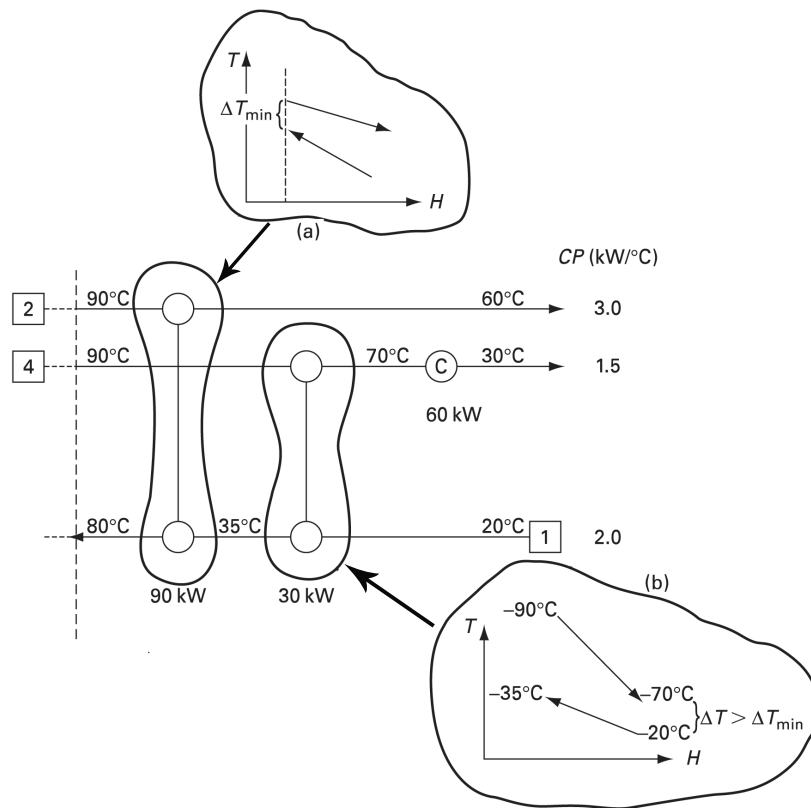


Figura 4.23: Diseño de la red de intercambio de calor por abajo del punto pinch para el ejemplo problema de cuatro corrientes.

debido a la falta de otra corriente fría (como resultado el $\Delta T_{\min} \neq 10^{\circ}\text{C}$ Figura 4.23(b)). Por lo tanto cumpliendo los requerimientos energéticos de la corriente 1 (30 kW), la temperatura de salida de la corriente 4 es de 70°C .

Como la corriente 4 no ha quedado satisfecha, puesto que es necesario enfriarla a 30°C , es aquí donde se hace uso de los servicios auxiliares de enfriamiento, en este caso 60kW. De esta manera todas las corrientes han quedado satisfechas, produciendo una red de intercambio de calor por debajo del pinch con la cantidad mínima de servicios auxiliares de enfriamiento, además de utilizar una cantidad mínima de equipos de intercambio de calor (Figura 4.23).

- Colocar juntos los diseños por arriba y abajo del pinch para generar una red global. La cual representa el diseño de la red de intercambio de calor con una máxima recuperación de calor y un uso mínimo de los servicios auxiliares de enfriamiento y calentamiento.

Para nuestro ejemplo, la red consta de 4 intercambiadores de calor proceso-proceso (recuperación de calor), un enfriador y un calentador con servicios auxiliares. La cantidad total de equipos es de 6 unidades (Figura 4.24).

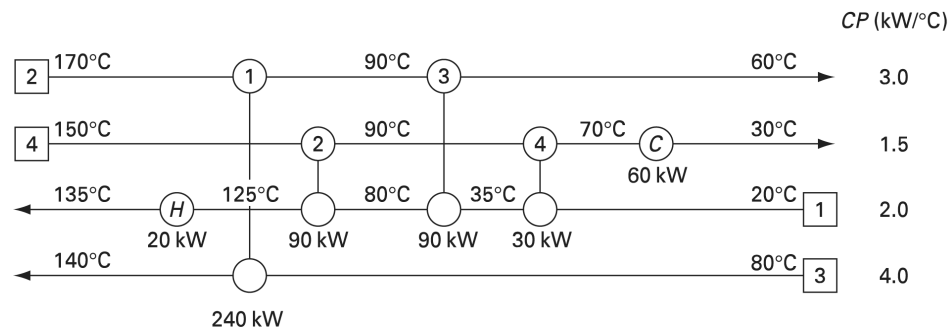


Figura 4.24: Red de intercambio de calor completa para el ejemplo problema de cuatro corrientes.

4.3.2. Análisis Pinch del caso de Estudio.

El análisis pinch del proceso de estudio se realiza con el software comercial **Aspen Energy Analyzer**, el cual contiene algoritmos que permiten calcular de manera directa el punto pinch, los requerimientos mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento, a demás de brindar muchas más posibilidades como la construcción directa de redes de intercambio de calor, etc. Básicamente la esencia del proceso de cálculo que el software utiliza es el mismo que se describe en la sección anterior con el ejemplo problema.

4.3.2.1. Extracción de datos.

El primer punto para realizar el análisis pinch se basa en conocer las propiedades de las corrientes que componen el proceso y definir cuales son frías y calientes. Para ello se visualiza que corrientes sin cambio en la composición requieren ser enfriadas (corrientes calientes) y que corrientes requieren ser calentadas (corrientes frías). Las corrientes elegidas corresponden solo a las secciones de reformación, purificación, síntesis (Figura 4.25), agua de caldera y generación de vapor; a demás de una corriente de gas natural que tiene que ser calentada, la cual se considera un requerimiento energético (Figura 4.26).

Una vez que se define la condición de la corriente (fría o caliente) y con esta sus temperaturas inicial y final, es necesario obtener el flujo de capacidad calorífica, el cual es calculado con la ecuación 4.9.

$$CP = M C_p \quad (4.9)$$

Donde CP es el flujo de capacidad calorífica ($\text{kJ}/^\circ\text{C h}$), M es flujo másico (kg/h) y C_p es la capacidad calorífica ($\text{kJ}/\text{kg } ^\circ\text{C}$). Se debe tener en cuenta que el proceso del análisis pinch utiliza el CP de las corrientes como constante, sin embargo se sabe que en procesos reales el C_p es función de la temperatura. Para evitar este problema las corrientes en las que el C_p varia en gran intensidad con la temperatura, se linealizan de forma que puedan ser representadas por intervalos de temperatura donde se pueda asumir un C_p constante, tal como lo muestra la figura 4.27.

La extracción de la información de cada corriente puede realizarse de manera sencilla debido a que se dispone de la simulación del caso de estudio en **Aspen Hysys**.

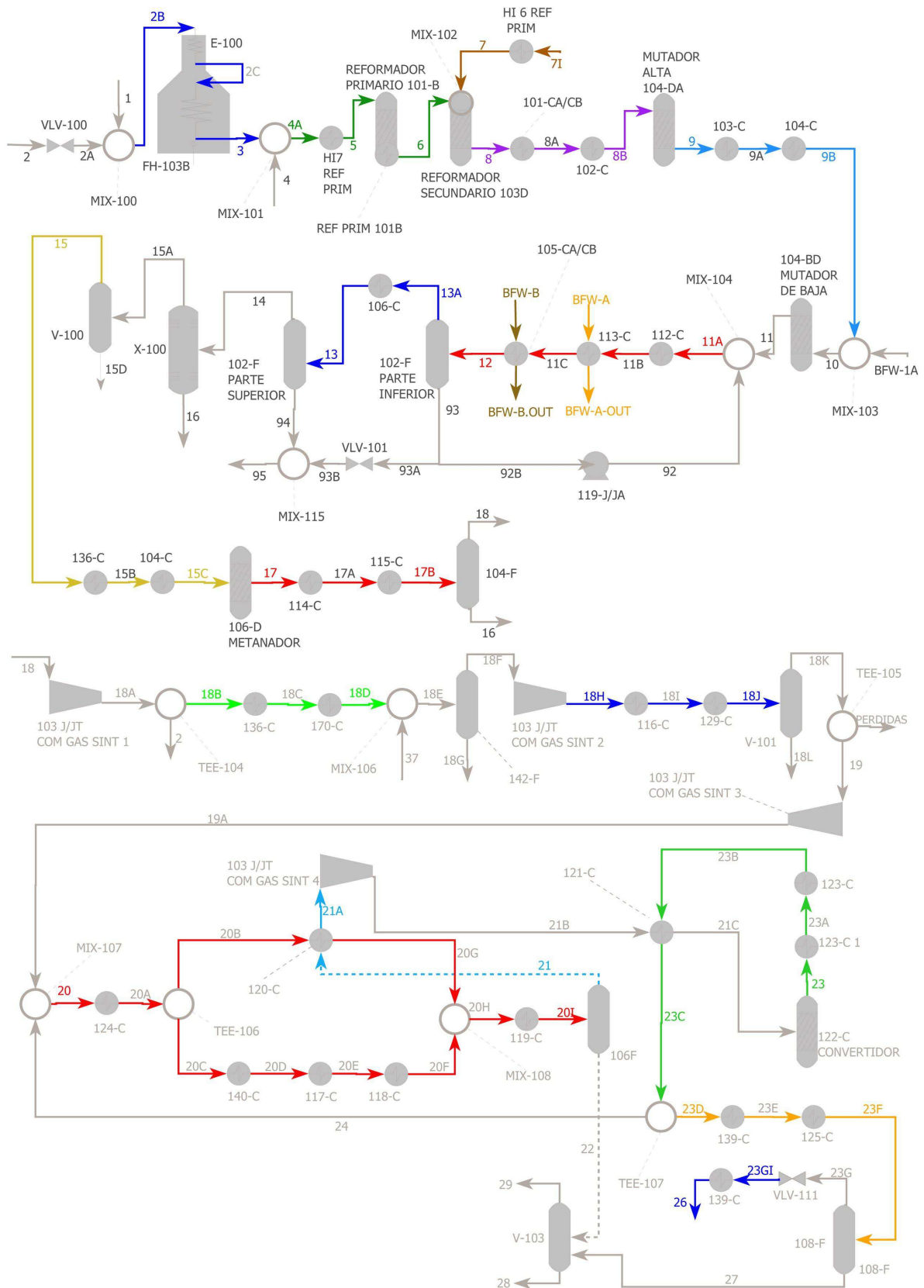


Figura 4.25: Selección de corrientes frías y calientes para la sección de reformación.

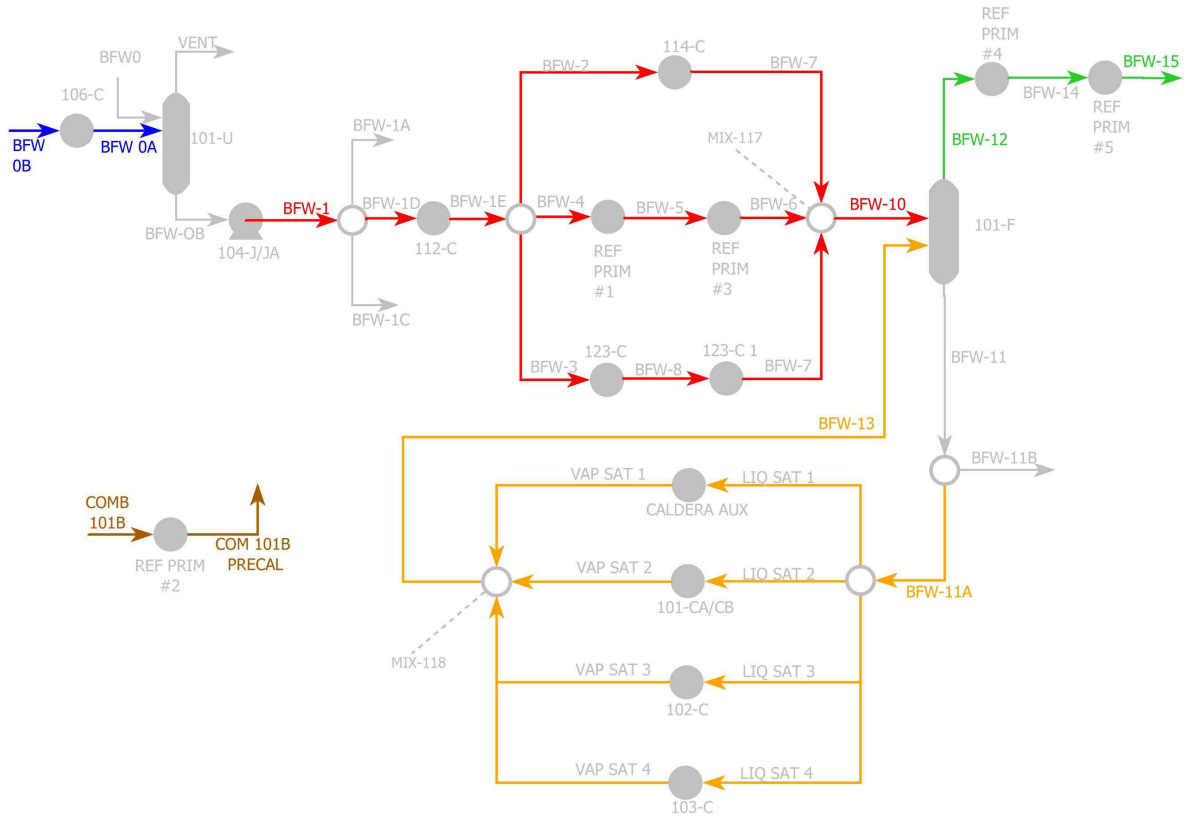


Figura 4.26: Selección de corrientes frías y calientes para la sección de agua de caldera y generación de vapor.

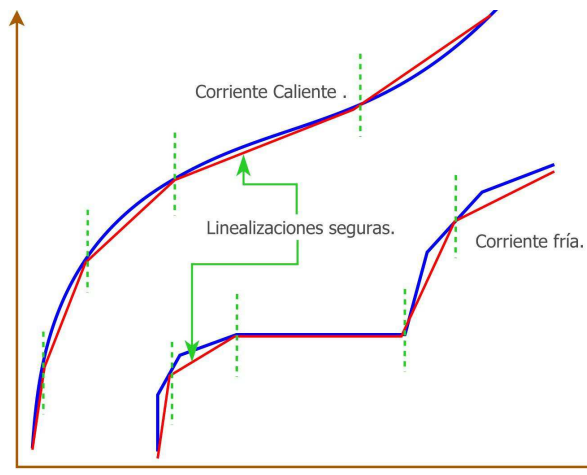


Figura 4.27: Linealización de corrientes con Cp variable.



Las propiedades necesarias de las corrientes de proceso calientes y frías se visualizan en la tabla 4.24. Como se observa las corrientes 3, 4, 5, 7, 9, 10, 14 y 17 tienen necesidad de ser divididas.

4.3.2.2. Servicios Auxiliares (Utilities).

Gases de combustión de gas natural están disponibles como servicio auxiliar de calentamiento para el proceso. Estos presentan una temperatura inicial de aproximadamente 1800°C y una temperatura final de 215°C , temperatura a la cual son descargados a la atmósfera. Una capacidad calorífica específica de $1.363 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$, representa muy bien el gradiente de entalpía entre la temperatura inicial y final.

Como servicios auxiliares de enfriamiento se cuenta con agua disponible a 32°C y 1 bar de presión. La temperatura final promedio de calentamiento es de 38.5°C . Para este intervalo de temperatura una capacidad calorífica específica de $4.315 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$ es suficiente.

Para el sistema de condensación de amoníaco en la sección de síntesis, servicios de refrigeración son requeridos. Para ello se cuenta con amoníaco saturado suministrado a diferentes condiciones (niveles) de presión.

El primer nivel se encuentra disponible a temperatura de -33°C . La energía que retira el amoníaco produce vapor a la misma temperatura de saturación, lo que genera una diferencia de temperatura cero. Sin embargo el proceso pinch considera forzoso una diferencia de temperatura mínima. Para ello se supone una diferencia de temperatura de entre 1 y 1.5°C . Para el caso del primer nivel de refrigeración la temperatura final es de -31.5°C . La capacidad calorífica específica para ese intervalo de temperatura se toma constante con $3.164 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$.

El segundo nivel de refrigeración ofrece amoníaco saturado a -20°C . La temperatura final de calentamiento considerada es -19°C . La capacidad calorífica del amoníaco para este intervalo de temperatura es de $3.240 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$.

El tercer nivel de refrigeración ofrece amoníaco saturado a -2.5°C . La temperatura final de calentamiento incrementa en 1°C , originando una temperatura de -1.5°C . La capacidad calorífica específica para este intervalo de temperatura es de $4.367 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$.

El cuarto nivel de refrigeración ofrece amoníaco saturado 17.50°C . La temperatura final de calentamiento considerada es de 18.5°C . La capacidad calorífica específica para este intervalo de temperatura es de $3.409 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$.

4.3.2.3. Estado actual de la red de intercambio de calor.

Realizando un análisis del proceso actual con base en la utilización de servicios auxiliares, se observa que el proceso puede ser dividido en dos zonas completamente independientes, una zona caliente (que utiliza servicios auxiliares de calentamiento y agua como servicios de enfriamiento) y una zona fría (que utiliza solo servicios de enfriamiento, tanto agua como refrigeración). Los criterios para separar el proceso son:

1. Detectar la primera corriente caliente que sea enfriada con servicios auxiliares de refrigeración. Las corrientes que se encuentren posteriores a esta corriente pertenecen a la zona fría y las anteriores a la zona caliente.



Tabla 4.24: Corrientes calientes y frías para el análisis pinch del proceso.

| No de Corriente | Corriente | Condición | Temperatura inicial (T _i) °C | Temperatura Final (T _f) °C | Flujo de Capacidad Calorífica (CP) kJ/°h | Entalpía kJ/h |
|-----------------|---------------------------|-----------|---|---|---|------------------|
| 1 | 8 a 8B | Caliente | 993.2 | 355.0 | 444672.77 | 283790524 |
| 2 | 9 a 9B | Caliente | 428.5 | 227.2 | 424629.03 | 85488932.5 |
| 3 | 23 a 23C | Caliente | 401.6 | 47.2 | 707375.71 | 250673515 |
| | | | 47.2 | 43.7 | 2301603.58 | 8227392.91 |
| 4 | 17 a 17-B | Caliente | 312.5 | 81.0 | 221289.97 | 51232134.3 |
| | | | 81.0 | 62.2 | 409332.75 | 7691362.28 |
| | | | 62.2 | 38.0 | 307860.48 | 7437909.13 |
| 5 | 11A a 12 | Caliente | 176.8 | 156.0 | 3551480.70 | 73775128.8 |
| | | | 156.0 | 146.8 | 2727626.16 | 25039608.2 |
| | | | 146.8 | 135.7 | 2249740.18 | 25039608.2 |
| | | | 135.7 | 125.6 | 1861200.97 | 18779517.8 |
| 6 | 13A a 13 | Caliente | 125.6 | 101.0 | 1176469.36 | 28941146.4 |
| 7 | 18B a 18D | Caliente | 121.8 | 47.8 | 214439.68 | 15878940.1 |
| | | | 47.8 | 39.2 | 249489.20 | 2130172.98 |
| 8 | 18H a 18J | Caliente | 114.4 | 7.2 | 231414.62 | 24812790.2 |
| 9 | 20 a 20I | Caliente | 51.6 | 43.6 | 927082.78 | 7454426.42 |
| | | | 43.6 | 39.1 | 943803.31 | 4265990.95 |
| | | | 39.1 | 8.0 | 2247131.74 | 69863325.8 |
| | | | 8.0 | -6.1 | 1888053.75 | 26564916.3 |
| | | | -6.1 | -22.0 | 1604278.70 | 25508031.3 |
| 10 | 23D a 23F | Caliente | 43.7 | 28.4 | 48406.73 | 740882.679 |
| | | | 28.4 | 11.0 | 38543.63 | 669888.338 |
| | | | 11.0 | -11.0 | 30490.88 | 669884.655 |
| 11 | 5 a 6 | Fría | 490.0 | 800.0 | 1014776.10 | 314580592 |
| 12 | 4A a 5 | Fría | 373.8 | 490.0 | 318967.88 | 37063804.3 |
| 13 | 7I a 7 | Fría | 213.3 | 489.0 | 83809.70 | 23103540.4 |
| 14 | BFW-12 a BFW-15 | Fría | 315.0 | 334.5 | 1799675.96 | 35039353.8 |
| | | | 334.5 | 368.6 | 1284433.79 | 43799192.3 |
| | | | 368.6 | 415.5 | 1004663.15 | 47178981.6 |
| | | | 415.5 | 476.1 | 856780.84 | 51903783.1 |
| 15 | 2B a 3 | Fría | 22.3 | 375.0 | 77583.95 | 27366185.7 |
| 16 | BFW11-A a BFW13 | Fría | 315.0 | 315.5 | 784845997.64 | 390310386 |
| 17 | BFW-1D a BFW10 | Fría | 115.8 | 235.6 | 1347825.27 | 161453707 |
| | | | 235.6 | 312.8 | 1580504.54 | 122072999 |
| 18 | 15 a 15C | Fría | 77.0 | 291.1 | 221764.84 | 47488105.4 |
| 19 | COM101B a COMB101B-PRECAL | Fría | 20.0 | 200.0 | 34819.05 | 6267429.67 |
| 20 | 21B a 21C | Fría | 23.5 | 145.6 | 741769.47 | 90501322 |
| 21 | BFW-A a BFW-A-OUT | Fría | 117.0 | 117.5 | 119485107.37 | 59742553.7 |
| 22 | BFW-B a BFW-B-OUT | Fría | 117.0 | 117.5 | 137717663.19 | 68858831.6 |
| 23 | BFW 0B a BFW-0A | Fría | 68.6 | 91.6 | 1258738.69 | 28941146.4 |
| 24 | 23GI a 26 | Fría | -12.4 | 40.6 | 11759.93 | 623838.241 |
| 25 | 21 a 21A | Fría | -22.0 | 15.2 | 760653.62 | 28313218.2 |

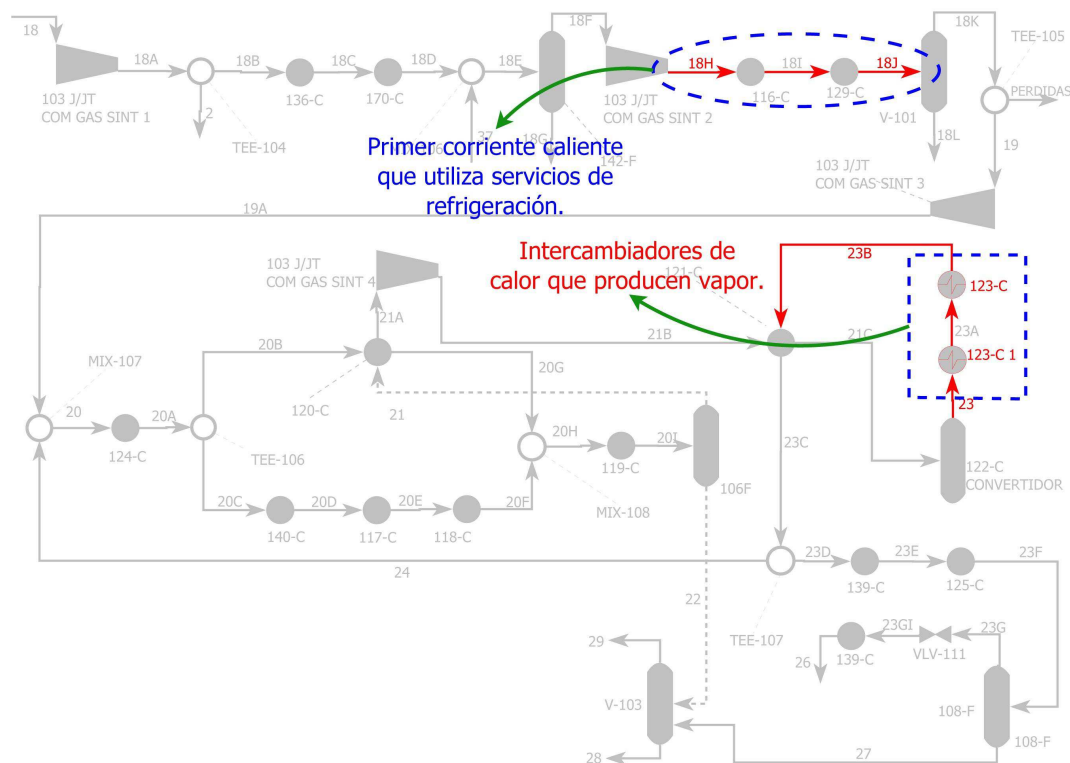


Figura 4.28: Aplicación de los criterios para separar el proceso en la zona caliente y fría.

- Los intercambiadores de calor que generan vapor pertenecen a la zona caliente. Por lo tanto las corrientes que interactúan con estos intercambiadores pertenecerán a la misma zona.

Siguiendo los criterios se determina que la primer corriente que utiliza servicios de refrigeración es la que va de 18H a 18J ubicada en la sección de síntesis. Ésta es enfriada con agua de 114.4 grad C a 40°C y posteriormente enfriada con amoniaco (que se encuentra disponible a -2.5°C) de 40°C a 7.22°C (Figura 4.28). Por otra parte los intercambiadores de calor ubicados posteriores a los efluentes de convertidor de síntesis (123-C1 y 123-C) pertenecen a la zona caliente, por lo tanto la corriente 23 a 23C tiene que ser dividida de 23 a 23B (que pertenece a la zona caliente) y de 23B a 23C (que pertenece a la zona fría).

Zona Caliente. Las corrientes que componen la parte caliente del proceso se visualizan en la tabla 4.25.

La red de intercambio de calor actual se encuentra compuesta por 12 intercambiadores de calor proceso-proceso, 11 calentadores (utilizando gases de combustión) y 3 enfriadores (utilizado agua) para un total de 26 unidades. El análisis de las unidades que componen la red mostrado en la tabla 4.26, muestra que la red se encuentra trabajando con un $\Delta T_{min} = 5,4^{\circ}C$, el cual se encuentra dentro del rango utilizado para procesos de baja temperatura ($3^{\circ}C - 5^{\circ}C$). Esta diferencia de temperatura se alcanza en el intercambiador 115-C que utiliza agua como medio de enfriamiento (Figura 4.29).



Tabla 4.25: Corrientes que existen en la parte caliente del proceso.

| No de Corriente | Corriente | Condición | Temperatura inicial (T_i) °C | Temperatura Final (T_f) °C | Flujo de Capacidad Calorífica (CP) kJ/°h | Entalpía kJ/h |
|-----------------|---------------------------|-----------|-------------------------------------|-----------------------------------|---|------------------|
| 1 | 8 a 8B | Caliente | 993.2 | 355.0 | 444672.77 | 283790524 |
| 2 | 9 a 9B | Caliente | 428.5 | 227.2 | 424629.03 | 85488932.5 |
| 3 | 23 a 23B | Caliente | 401.6 | 163.3 | 707375.71 | 168568416 |
| 4 | 17 a 17-B | Caliente | 312.5 | 81.0 | 221289.97 | 51232134.3 |
| | | | 81.0 | 62.2 | 409332.75 | 7691362.28 |
| | | | 62.2 | 38.0 | 307860.48 | 7437909.13 |
| | | | 176.8 | 156.0 | 3551480.70 | 73775128.8 |
| 5 | 11A a 12 | Caliente | 156.0 | 146.8 | 2727626.16 | 25039608.2 |
| | | | 146.8 | 135.7 | 2249740.18 | 25039608.2 |
| | | | 135.7 | 125.6 | 1861200.97 | 18779517.8 |
| | | | 125.6 | 101.0 | 1176469.36 | 28941146.4 |
| 6 | 13A a 13 | Caliente | 125.6 | 101.0 | 1176469.36 | 28941146.4 |
| 7 | 18B a 18D | Caliente | 121.8 | 39.2 | 218063.24 | 18009113.1 |
| 8 | 18H a 18I | Caliente | 114.4 | 40.0 | 231414.62 | 17227533.1 |
| 11 | 5 a 6 | Fría | 490.0 | 800.0 | 1014776.10 | 314580592 |
| 12 | 4A a 5 | Fría | 373.8 | 490.0 | 318967.88 | 37063804.3 |
| 13 | 7I a 7 | Fría | 213.3 | 489.0 | 83809.70 | 23103540.4 |
| 14 | BFW-12 a BFW-15 | Fría | 315.0 | 334.5 | 1799675.96 | 35039353.8 |
| | | | 334.5 | 368.6 | 1284433.79 | 43799192.3 |
| | | | 368.6 | 415.5 | 1004663.15 | 47178981.6 |
| | | | 415.5 | 476.1 | 856780.84 | 51903783.1 |
| 15 | 2B a 3 | Fría | 22.3 | 375.0 | 77583.95 | 27366185.7 |
| 16 | BFW11-A a BFW13 | Fría | 315.0 | 315.5 | 784845997.64 | 390310386 |
| 17 | BFW-1D a BFW10 | Fría | 115.8 | 235.6 | 1347825.27 | 161453707 |
| | | | 235.6 | 312.8 | 1580504.54 | 122072999 |
| 18 | 15 a 15C | Fría | 77.0 | 291.1 | 221764.84 | 47488105.4 |
| 19 | COM101B a COMB101B-PRECAL | Fría | 20.0 | 200.0 | 34819.05 | 6267429.67 |
| 21 | BFW-A a BFW-A-OUT | Fría | 117.0 | 117.5 | 119485107.37 | 59742553.7 |
| 22 | BFW-B a BFW-B-OUT | Fría | 117.0 | 117.5 | 137717663.19 | 68858831.6 |
| 23 | BFW 0B a BFW-0A | Fría | 68.6 | 91.6 | 1258738.69 | 28941146.4 |

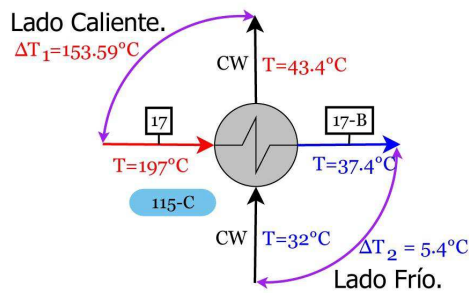


Figura 4.29: Cálculo de la diferencia de temperatura mínima para el intercambiador 115-C.

Tabla 4.26: Intercambiadores de calor existentes en la parte caliente del proceso.

| Intercambiador | Corriente Fria | Temperatura Inicial °C | Temperatura Final °C | Corrientes Calientes | Temperatura Inicial °C | Temperatura Final °C | Carga Termica kJ/h | Diferencia de Temperatura minima lado caliente. °C | Diferencia de Temperatura minima lado Fria. °C |
|---|----------------|---------------------------|-------------------------|----------------------|---------------------------|-------------------------|-----------------------|---|---|
| Intercambiadores de calor proceso-proceso | | | | | | | | | |
| 106-C | 23 | 68.61 | 91.60 | 6 | 125.60 | 101.00 | 2.894E+07 | 34.00 | 32.39 |
| 104-C | 18 | 98.32 | 291.14 | 2 | 327.90 | 227.20 | 4.276E+07 | 36.76 | 128.88 |
| 112-C | 17 | 115.81 | 126.22 | 5 | 176.77 | 172.82 | 1.403E+07 | 50.55 | 57.01 |
| 123-C | 17 | 126.22 | 214.40 | 3 | 266.40 | 163.30 | 7.293E+07 | 52.00 | 37.08 |
| 101-CA/CB | 16 | 314.99 | 315.49 | 1 | 993.20 | 398.89 | 2.643E+08 | 677.72 | 83.90 |
| 123-C1 | 17 | 214.40 | 316.14 | 3 | 401.60 | 266.40 | 9.564E+07 | 85.46 | 52.00 |
| 105-CA/CB | 22 | 117.02 | 117.52 | 5 | 156.00 | 125.60 | 6.886E+07 | 38.48 | 8.58 |
| 102-C | 16 | 314.99 | 315.52 | 1 | 398.89 | 355.00 | 1.952E+07 | 83.37 | 40.01 |
| 136-C | 18 | 77.00 | 98.32 | 7 | 121.83 | 99.78 | 4.729E+06 | 23.51 | 22.78 |
| 103-C | 16 | 314.99 | 315.47 | 2 | 428.53 | 327.90 | 4.273E+07 | 113.06 | 12.91 |
| 113-C | 21 | 117.02 | 117.52 | 5 | 172.82 | 156.00 | 5.974E+07 | 55.30 | 38.98 |
| 114-C | 17 | 126.20 | 287.76 | 4 | 312.47 | 197.04 | 2.554E+07 | 24.70 | 70.84 |
| Calor total recuperado. | | | | | | | 7.397E+08 | | |
| Intercambiadores de calor con servicios auxiliares de calentamiento. | | | | | | | | | |
| REF PRIM 6 | 13 | 213.33 | 489.00 | H | 884.32 | 824.16 | 2.310E+07 | 395.32 | 610.82 |
| REF PRIM 1 | 17 | 126.22 | 235.60 | H | 303.66 | 215.00 | 4.058E+07 | 68.06 | 88.78 |
| REF PRIM 2 | 19 | 20.00 | 200.00 | H | 317.35 | 303.66 | 6.267E+06 | 117.35 | 283.66 |
| REF PRIM 3 | 17 | 235.60 | 315.60 | H | 393.40 | 317.35 | 3.481E+07 | 77.80 | 81.75 |
| REF PRIM 77 | 12 | 373.80 | 490.00 | H | 980.83 | 884.32 | 3.706E+07 | 490.83 | 510.52 |
| E-100 | 15 | 22.27 | 131.10 | H | 712.06 | 226.62 | 8.443E+06 | 580.96 | 204.35 |
| FH-103B | 15 | 131.10 | 375.00 | H | 1800.00 | 712.06 | 1.892E+07 | 1425.00 | 580.96 |
| REF PRIM 44 | 14 | 314.99 | 385.00 | H | 601.72 | 393.40 | 9.536E+07 | 216.72 | 78.41 |
| REF PRIM 101B | 11 | 490.00 | 800.00 | H | 1800.00 | 980.83 | 3.146E+08 | 1000.00 | 490.83 |
| E-107 | 16 | 314.99 | 315.50 | H | 1800.00 | 666.94 | 6.379E+07 | 1484.50 | 351.95 |
| REF PRIM 5 | 14 | 385.00 | 476.10 | H | 824.16 | 609.15 | 8.257E+07 | 348.06 | 224.15 |
| Requerimiento de calentamiento externo. | | | | | | | 7.255E+08 | | |
| Intercambiadores de calor con servicios auxiliares de enfriamiento. | | | | | | | | | |
| 116-C | A | 32.00 | 39.30 | 8 | 114.44 | 40.00 | 1.723E+07 | 75.14 | 8.00 |
| 115-C | A | 32.00 | 43.45 | 4 | 197.04 | 38.00 | 4.082E+07 | 153.60 | 5.4 |
| 170-C | A | 32.00 | 34.63 | 7 | 99.78 | 39.24 | 1.328E+07 | 65.15 | 7.24 |
| Requerimiento de enfriamiento externo. | | | | | | | 7.133E+07 | | |



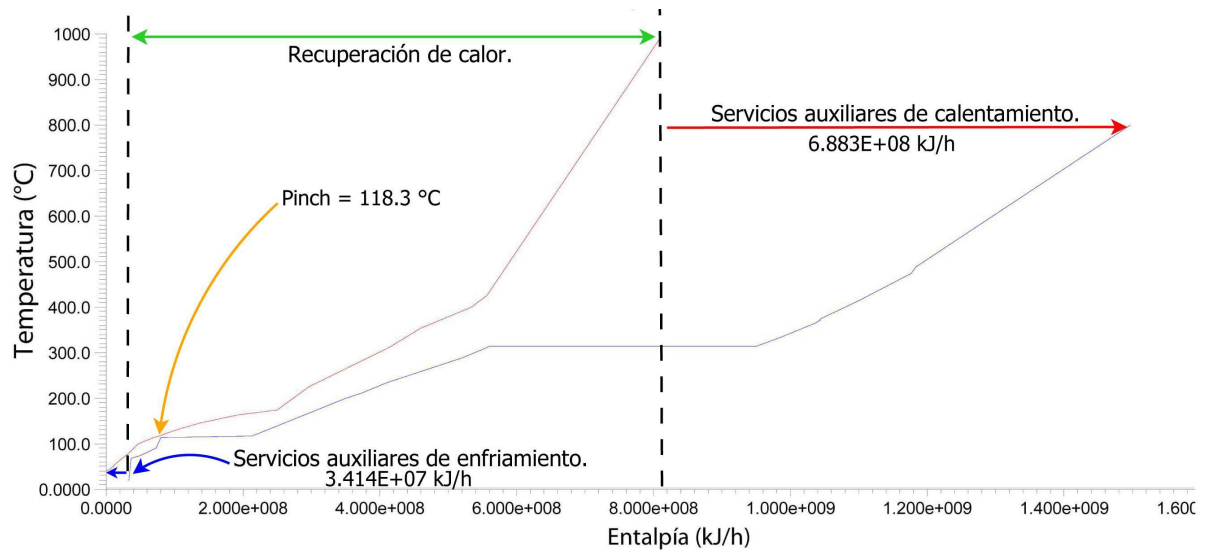


Figura 4.30: Curvas compuestas de la parte caliente del proceso.

Una vez encontrado el ΔT_{min} de la red actual, la aplicación del algoritmo de la tabla problema y las curvas compuestas (Tablas 4.27 y 4.28) determina que la temperatura pinch es de 118.3°C y que los servicios auxiliares mínimos de enfriamiento y calentamiento son de $3.414\text{e}7$ kJ/h y $6.883\text{e}8$ kJ/h respectivamente (Figura 4.30).

Tabla 4.27: Tabla problema para la sección caliente del caso de estudio.

| Temperatura Ajustada $^{\circ}\text{C}$ | Entalpia kJ/h | Temperatura Ajustada $^{\circ}\text{C}$ | Entalpia kJ/h | Temperatura Ajustada $^{\circ}\text{C}$ | Entalpia kJ/h |
|--|------------------|--|------------------|--|------------------|
| 990.70 | 6.883E+08 | 315.34 | 1.389E+08 | 119.33 | 7.097E+04 |
| 802.50 | 7.720E+08 | 309.97 | 1.356E+08 | 118.31 | 0.00 |
| 492.50 | 5.952E+08 | 293.64 | 1.292E+08 | 111.94 | 8.138E+06 |
| 491.50 | 5.954E+08 | 238.10 | 9.535E+07 | 98.50 | 2.843E+07 |
| 478.60 | 5.959E+08 | 224.70 | 9.029E+07 | 94.10 | 2.990E+07 |
| 426.03 | 5.531E+08 | 215.83 | 8.317E+07 | 79.50 | 1.638E+07 |
| 418.02 | 5.499E+08 | 202.50 | 7.359E+07 | 78.45 | 1.564E+07 |
| 399.10 | 5.398E+08 | 174.27 | 5.233E+07 | 71.11 | 1.185E+07 |
| 377.50 | 5.434E+08 | 160.80 | 9.003E+07 | 59.66 | 2.036E+07 |
| 376.30 | 5.435E+08 | 153.50 | 1.053E+08 | 45.28 | 2.958E+07 |
| 371.06 | 5.457E+08 | 144.32 | 1.169E+08 | 37.50 | 3.484E+07 |
| 352.50 | 5.481E+08 | 133.19 | 1.257E+08 | 36.74 | 3.518E+07 |
| 336.96 | 5.432E+08 | 123.10 | 1.297E+08 | 35.50 | 3.542E+07 |
| 317.99 | 5.275E+08 | 120.02 | 1.289E+08 | 24.77 | 3.421E+07 |
| 317.49 | 1.368E+08 | 119.52 | 1.246E+05 | 22.50 | 3.414E+07 |



Tabla 4.28: Datos para las curvas compuestas de la parte caliente del proceso.

| Curva compuesta Caliente. | | | | Curva compuesta Fría. | | | |
|---------------------------|------------------|-------------------|------------------|-----------------------|------------------|-------------------|------------------|
| Temperatura °C | Entalpía kJ/h | Temperatura °C | Entalpía kJ/h | Temperatura °C | Entalpía kJ/h | Temperatura °C | Entalpía kJ/h |
| 993.20 | 8.110E+08 | 62.16 | 1.778E+07 | 800.00 | 1.499E+09 | 117.52 | 2.137E+08 |
| 428.53 | 5.599E+08 | 47.78 | 6.941E+06 | 490.00 | 1.185E+09 | 117.02 | 8.430E+07 |
| 401.60 | 5.365E+08 | 40.00 | 8.049E+05 | 489.00 | 1.184E+09 | 115.81 | 8.228E+07 |
| 355.00 | 4.630E+08 | 39.24 | 3.823E+05 | 476.10 | 1.179E+09 | 91.60 | 7.419E+07 |
| 312.47 | 4.149E+08 | 38.00 | 0.000E+00 | 415.52 | 1.103E+09 | 77.00 | 5.093E+07 |
| 227.20 | 2.995E+08 | | | 375.00 | 1.046E+09 | 68.61 | 3.942E+07 |
| 176.77 | 2.527E+08 | | | 373.80 | 1.044E+09 | 22.27 | 3.421E+07 |
| 163.30 | 1.923E+08 | | | 368.56 | 1.038E+09 | 20.00 | 3.414E+07 |
| 156.00 | 1.648E+08 | | | 334.46 | 9.887E+08 | | |
| 146.82 | 1.377E+08 | | | 315.49 | 9.515E+08 | | |
| 135.69 | 1.102E+08 | | | 314.99 | 5.602E+08 | | |
| 125.60 | 8.919E+07 | | | 312.84 | 5.598E+08 | | |
| 121.83 | 8.392E+07 | | | 291.14 | 5.220E+08 | | |
| 114.44 | 7.201E+07 | | | 235.60 | 4.130E+08 | | |
| 101.00 | 4.723E+07 | | | 213.33 | 3.744E+08 | | |
| 80.95 | 3.385E+07 | | | 200.00 | 3.525E+08 | | |

De la información contenida en la tabla 4.26 se determina que los requerimientos energéticos auxiliares de enfriamiento y calentamiento de la parte caliente del proceso actual son de $7.133e7$ kJ/h y $7.255e8$ kJ/h respectivamente.

Comparando los requerimientos auxiliares mínimos teóricos con los utilizados por el proceso actual, se observa que los servicios de calentamiento actuales se encuentran un 5% arriba de los requerimientos mínimos. Mientras que los requerimientos de enfriamiento se encuentran en un 109% por arriba de los mínimos. Esto da indicio de un buen diseño de la red de intercambio de calor actual por parte de los servicios de calentamiento pero un mal diseño por parte de los de enfriamiento.

Como se observa en el diagrama de rejilla de la red actual (Figura 4.31), hay 6 intercambiadores que transfieren calor a través del pinch, estos son; 115-C, E-100, 106-C, 104-C, REF PRIM 2 y 136-C (Tabla 4.29). El elevado consumo de servicios auxiliares de enfriamiento se debe principalmente al intercambiador de calor **115-C**, que enfría la corriente caliente desde 197°C hasta 38°C pasando por la temperatura pinch (120.8°C), lo que indica que se utiliza enfriamiento por arriba del punto pinch a razón de $1.687E7$ kJ/h (**violación de la regla de oro del análisis pinch: No utilizar enfriamiento por arriba del punto pinch**), lo que ocasiona el gran consumo de agua de enfriamiento.

En general la red de intercambio de calor para la parte caliente del proceso se presenta como un buen diseño por lo que no se considera modificación alguna. En caso, contrario para reducir el consumo de servicios auxiliares de enfriamiento es neces-

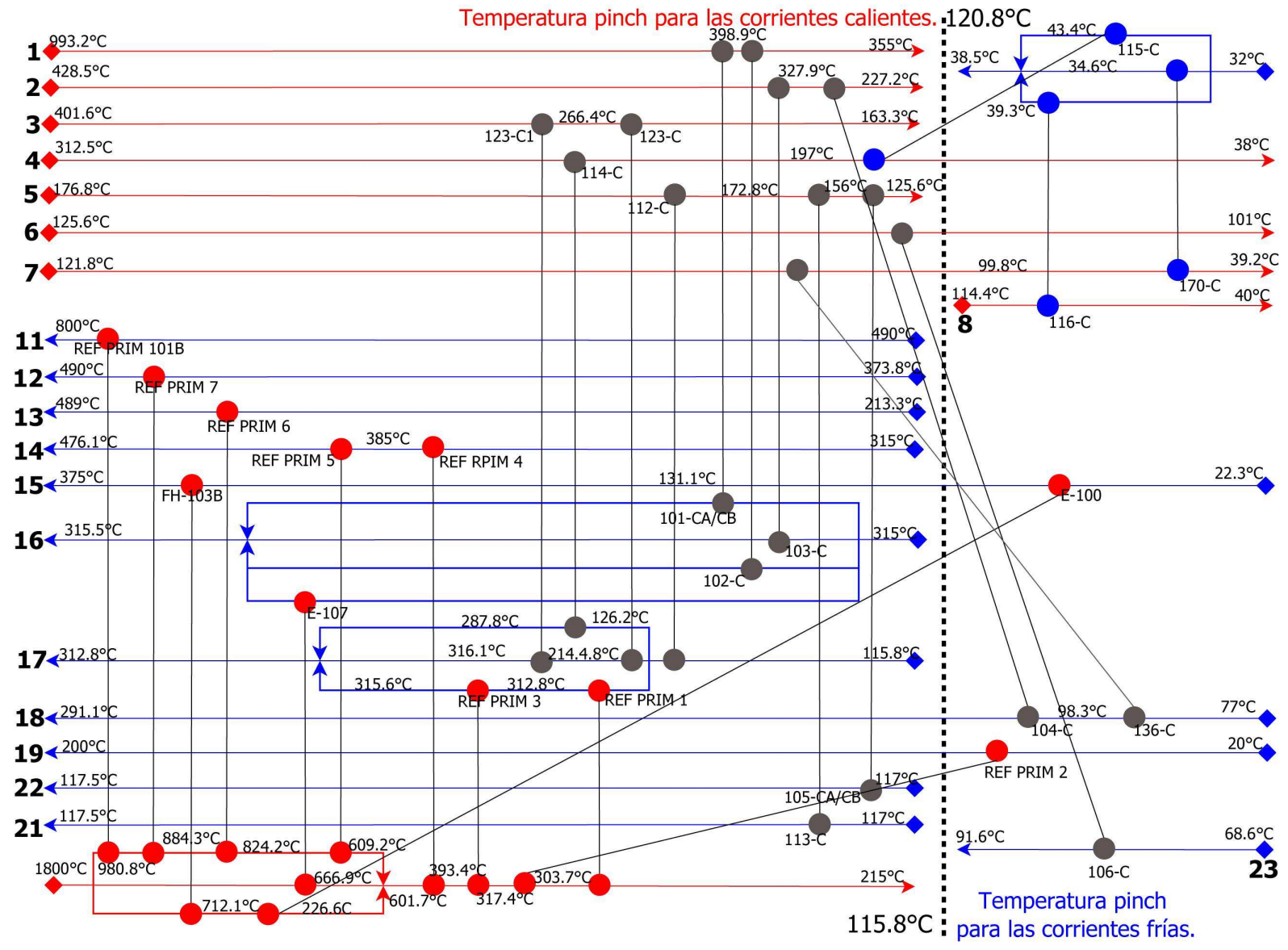


Figura 4.31: Diagrama de Rejilla de la parte caliente del proceso.



Tabla 4.29: Cargas térmicas que atraviesan el pinch en la parte caliente del proceso.

| | Corriente | Condición | CP kJ/h °C | ΔT_{pinch} °C | Carga termica que atraviesa. (KJ/h) |
|------------|-----------|-----------|---------------|--------------------------|--|
| 115-C | 4 | Caliente | 221289.97 | 197-120.8 | 1.687E+07 |
| E-100 | 15 | Fría | 77583.95 | 115.8-22.3 | 7.257E+06 |
| 106-C | 6 | Caliente | 1176469.36 | 125.6-120.8 | 5.633E+06 |
| 104-C | 18 | Fría | 221764.84 | 115.8-98.3 | 3.879E+06 |
| REF PRIM 2 | 19 | Fría | 34819.05 | 115.8-20 | 3.336E+06 |
| 136-C | 7 | Caliente | 218063.2381 | 121.8-120.8 | 2.180E+05 |

Tabla 4.30: Corrientes que existen en la parte fría del proceso. Notesé que se incluyen las segmentaciones de las corrientes con Cp variable.

| No | Corriente | Condición | Temperatura inicial (T _i) °C | Temperatura Final (T _f) °C | Flujo de Capacidad Calorifica (CP) kJ/°h | Entalpía kJ/h |
|----|-----------|-----------|--|--|--|------------------|
| 3 | 23B a 23C | Caliente | 163.3 | 47.2 | 7.074E+05 | 8.213E+07 |
| | | | 47.2 | 43.7 | 2.302E+06 | 8.227E+06 |
| 8 | 18I a 18J | Caliente | 40.0 | 7.2 | 2.314E+05 | 7.585E+06 |
| 9 | 20 a 20I | Caliente | 51.6 | 43.6 | 9.271E+05 | 7.454E+06 |
| | | | 43.6 | 39.1 | 9.438E+05 | 4.266E+06 |
| | | | 39.1 | 8.0 | 2.247E+06 | 6.986E+07 |
| | | | 8.0 | -6.1 | 1.888E+06 | 2.656E+07 |
| | | | -6.1 | -22.0 | 1.604E+06 | 2.551E+07 |
| 10 | 23D a 23F | Caliente | 43.7 | 28.4 | 4.841E+04 | 7.409E+05 |
| | | | 28.4 | 11.0 | 3.854E+04 | 6.699E+05 |
| | | | 11.0 | -11.0 | 3.049E+04 | 6.699E+05 |
| 20 | 21B a 21C | Fría | 23.5 | 145.6 | 7.418E+05 | 9.050E+07 |
| 24 | 23GI a 26 | Fría | -12.4 | 40.6 | 1.176E+04 | 6.238E+05 |
| 25 | 21 a 21A | Fría | -22.0 | 15.2 | 7.607E+05 | 2.831E+07 |

rio realizar un análisis mas detallado, considerando factores económicos y de diseño a detalle de las unidades de intercambio de calor para una evaluación mas objetiva.

Zona Fría. Las corrientes que componen la parte fría del proceso se visualizan en la tabla 4.30.

La red de intercambio de calor de la zona fría se encuentra compuesta por un total 10 unidades, 3 unidades que intercambian calor proceso-proceso y el resto son unidades enfriadoras que utilizan amoniaco en sus diferentes niveles de presión y agua como medios de refrigeración y enfriamiento respectivamente (Tabla 4.31). La primer característica de la red que es visible es la nula utilización de servicios de calentamiento externo.

Analizando los intercambiadores de calor que componen la red actual, se encuentra que la red esta trabajando con un $\Delta T_{min} = 3^{\circ}C$. Esta diferencia de temperatura se alcanza en el intercambiador de calor proceso-proceso 139-C. Por otra parte puede observarse que la cantidad de energía que esta siendo recuperada es de 1.193E8 kJ/h y

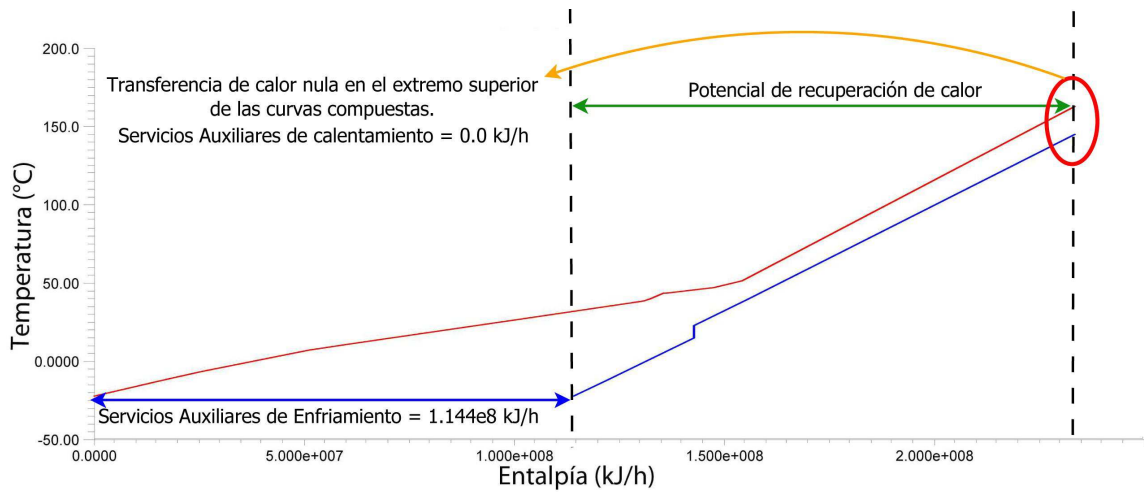


Figura 4.32: Curvas compuestas de la parte fría del proceso.

la cantidad de servicios auxiliares de enfriamiento y refrigeración son de $1.144E8$ kJ/h (Tabla 4.31).

El uso de un $\Delta T_{min} = 3^{\circ}C$ para el cálculo de la tabla problema en la parte fría del proceso, indica que los requerimientos mínimos de enfriamiento ideales para la red son de $1.144e8$ kJ/h y que el punto pinch es de $161.8^{\circ}C$ (Tabla 4.32). Como se mencionó anteriormente se observa un nulo uso de servicios auxiliares de calentamiento, una de las características principales de los **problemas tipo umbral** (Figura 4.32).

Comparando la cantidad de servicios auxiliares que utiliza la red actual con los requerimientos mínimos ideales, se observa una red con un muy buen diseño; ya que la red actual utiliza los requerimientos mínimos calculados con la tabla problema. Por otra parte, como se había mencionado anteriormente; el punto en el que se observa una transferencia de calor de cero; es donde se localiza el punto pinch. Sin embargo para los problemas tipo umbral, el punto pinch resulta irrelevante puesto que solo hay una zona en la que se puede realizar el intercambio de calor.

Cuando un proceso utiliza varios servicios auxiliares de calentamiento y/o enfriamiento (como es el caso), es posible determinar las cantidades máxicas de servicios auxiliares que se podrían utilizar, para ello se utiliza un proceso similar al de las curvas compuestas denominado **curva compuesta de servicios**. Este nuevo gráfico nos indicará la distribución sobre la utilidad de los distintos servicios auxiliares con los que se cuenta, las cantidades teóricas máxicas que se pueden utilizar y las diferencias mínimas de temperatura entre el las corrientes de proceso y los servicios auxiliares (en este caso llamados **pinch de servicios o utilities**).

El proceso para la construcción de la curva compuesta de utilities, se describe a continuación:

1. Como las corrientes de utilities se consideran corrientes frías, generamos las temperaturas ajustadas sumando a las temperaturas inicial y final de los servicios un $\Delta T_{min}/2$. De esta forma aseguramos que la curva compuesta de servicios toque en un punto a la gran curva compuesta.

Tabla 4.31: Intercambiadores de calor existentes en la parte fría del proceso.

| Intercambiador | Corriente Fria | Temperatura Inicial °C | Temperatura Final °C | Corrientes Calientes | Temperatura Inicial °C | Temperatura Final °C | Carga Termica kJ/h | Diferencia de Temperatura minima lado caliente. °C | Diferencia de Temperatura minima lado Fria. °C |
|--|----------------------|---------------------------|-------------------------|----------------------|---------------------------|-------------------------|-----------------------|---|---|
| Intercambiadores de calor proceso-proceso | | | | | | | | | |
| 120-C | 25 | -22.00 | 15.22 | 9 | 42.78 | 5.29 | 2.831E+07 | 27.56 | 27.29 |
| 139-C | 24 | -12.44 | 40.61 | 10 | 43.66 | 30.77 | 6.238E+05 | 3.05 | 43.21 |
| 121-C | 20 | 23.55 | 145.56 | 3 | 163.33 | 43.66 | 9.036E+07 | 17.78 | 20.11 |
| Recuperación de calor | | | | | | | 1.193E+08 | | |
| 199-C | Refrigerante 1 | -33.00 | -30.17 | 9 | -7.20 | -22.00 | 2.374E+07 | 22.97 | 11.00 |
| 125-C | Refrigerante 1 | -33.00 | -32.83 | 10 | 30.77 | -11.00 | 1.457E+06 | 63.59 | 22.00 |
| 118-C | Refrigerante 2 | -20.00 | -19.00 | 9 | 1.00 | -15.40 | 1.810E+07 | 20.00 | 4.60 |
| 129-C | Refrigerante 3 | -2.50 | -2.11 | 8 | 40.00 | 7.22 | 7.585E+06 | 42.11 | 9.72 |
| 117-C | Refrigerante 3 | -2.50 | -0.89 | 9 | 24.00 | 1.00 | 3.143E+07 | 24.89 | 3.50 |
| 140-C | Refrigerante 4 | 17.50 | 18.50 | 9 | 42.78 | 24.00 | 2.387E+07 | 24.28 | 6.50 |
| 124-C | Agua de Enfriamiento | 32.00 | 38.50 | 9 | 51.62 | 42.78 | 8.209E+06 | 13.12 | 10.78 |
| Servicios auxiliares | | | | | | | 1.144E+08 | | |





Tabla 4.32: Tabla problema para la sección fría del caso de estudio.

| Temperatura Ajustada °C | Entalpia kJ/h | Temperatura Ajustada °C | Entalpia kJ/h |
|----------------------------|------------------|----------------------------|------------------|
| 161.83 | 0.000E+00 | 25.05 | 4.356E+07 |
| 147.06 | 1.045E+07 | 16.72 | 6.442E+07 |
| 50.12 | 7.235E+06 | 9.47 | 7.707E+07 |
| 45.73 | 1.116E+07 | 6.47 | 8.228E+07 |
| 42.16 | 2.005E+07 | 5.72 | 8.331E+07 |
| 42.11 | 2.006E+07 | -7.60 | 9.858E+07 |
| 42.08 | 2.007E+07 | -10.94 | 1.015E+08 |
| 38.50 | 2.093E+07 | -12.50 | 1.028E+08 |
| 37.56 | 2.137E+07 | -20.50 | 1.096E+08 |
| 26.85 | 4.038E+07 | -23.50 | 1.144E+08 |

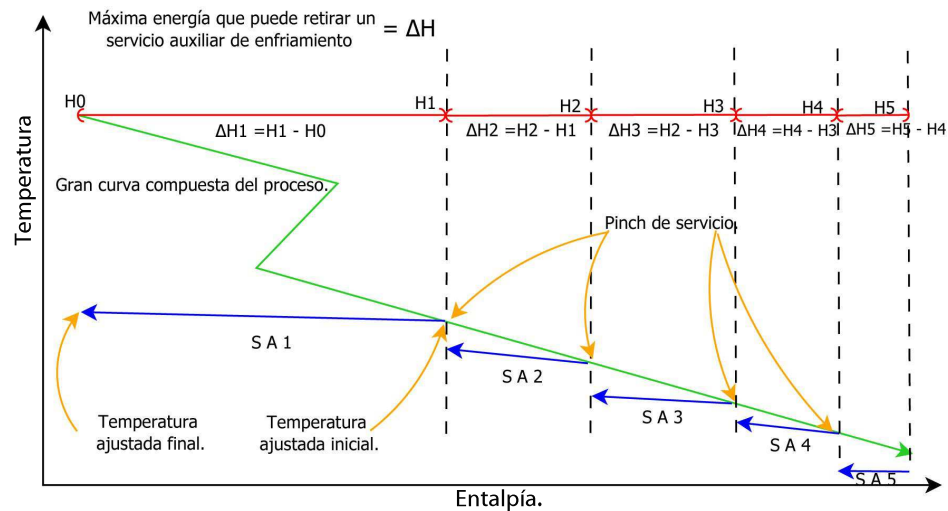


Figura 4.33: Pinch de servicios auxiliares.

- Determinar la cantidad de energía demandante que es posible cubrir con el primer servicio auxiliar (ΔH_i).

Procesando los servicios del mas caliente al mas frío. Se interpola en los datos de la gran curva compuesta del proceso, la temperatura inicial ajustada del servicio ($T_{inicial} + \Delta T_{min}/2$). El resultado de la primera interpolación es la cantidad de energía teórica máxima que es posible retirar con el primer servicio. A esta cantidad comúnmente se conoce como **objetivo de servicios** o **Utility Targets**.

Como se puede observar en la figura 4.33, la temperatura ajustada inicial que toca a la gran curva compuesta define lo que se conoce como punto **pinch de servicios** o **pinch de utilities**, un concepto importante para el diseño de rejilla de la red de intercambio de calor.



Tabla 4.33: Objetivos de Servicios Auxiliares ideales para la parte fría del proceso.

| Servicio | Temperatura Inicial °C | Temperatura Final °C | Capacidad Calorífica kJ/Kg °C | Carga Térmica Objetivo kJ/h | Flujo Masico Objetivo Kg/h | % |
|-------------------------------------|---------------------------|-------------------------|----------------------------------|--------------------------------|-------------------------------|----|
| Agua de enfriamiento | 32 | 38.5 | 4.315 | 2.858E+07 | 1.0189E+06 | 25 |
| Refrigerante 1 | -33 | -31.5 | 3.164 | 6.500E+06 | 1.3696E+06 | 6 |
| Refrigerante 2 | -20 | -19 | 3.240 | 1.687E+07 | 5.2068E+06 | 15 |
| Refrigerante 3 | -2.5 | -1.5 | 4.367 | 3.230E+07 | 7.3981E+06 | 28 |
| Refrigerante 4 | 17.5 | 18.5 | 3.409 | 3.013E+07 | 8.8407E+06 | 26 |
| Total de servicios de Enfriamiento= | | | | 1.144E+08 | | |

Para los siguientes servicios auxiliares se interpola de igual manera la temperatura ajustada inicial. A la entalpía calculada se le resta la entalpía interpolada del servicio anterior. El resultado es la cantidad de energía que puede ser retirada por cada servicio auxiliar de enfriamiento. Por ejemplo, como se observa en la figura 4.33 para el servicio auxiliar 2 (S A 2) la interpolación genera H2 y la interpolación del servicio anterior H1. La diferencia entre H2 y H1, definido como $\Delta H2$ es la cantidad de energía que puede retirarse con el servicio auxiliar 2. El proceso se repite hasta que la cantidad de energía de la gran curva compuesta sea cubierta por los distintos servicios auxiliares existentes.

- Una vez determinadas las cargas térmicas que cada servicio puede procesar, se procede a calcular la cantidad másica teórica ideal de cada servicio auxiliar de acuerdo con:

$$W_{servicio} = \Delta H_{servicio} / Cp \Delta T$$

donde $W_{servicio}$ es el flujo másico del servicio auxiliar (kg/h), Cp (kJ/kg°C) es la capacidad calorífica del servicio auxiliar y ΔT (°C) es la diferencia de temperatura final e inicial del servicio auxiliar.

Como puede observarse en la tabla 4.33, del total de servicios auxiliares de enfriamiento requeridos, el 28 % debe estar cubierto con el refrigerante 3 (3.230e7 kJ/h), el 26 % con el refrigerante 4 (3.013e7 kJ/h), el 25 % con agua de enfriamiento (2.858e7 kJ/h), el 15 % con el refrigerante 2 (1.687e7 kJ/h) y el resto (6.5e6 kJ/h) con el refrigerante 1.

Realizando una comparativa entre los servicios auxiliares utilizados por la red actual y los teóricos, se encuentra que aunque la red actual utiliza los mínimos teóricos determinados con la tabla problema (1.144e8 kJ/h), estos se encuentran distribuidos de manera ineficiente puesto que se presentan mayores consumos de los refrigerantes 1, 2 y 3, refrigerantes que necesitan una mayor carga energética para producirlos.

De acuerdo a los resultados y al diseño de rejilla de la red actual (Figura 4.34), el refrigerante 1 presenta un alarmante consumo de 287 % por arriba del consumo teórico,



al utilizarse $2.520e7$ kJ/h cuando el consumo ideal debería ser $6.500e6$ kJ/h. El consumo del refrigerante 3 se presenta con un 20% por arriba del consumo teórico al utilizarse $3.901e7$ kJ/h cuando el consumo ideal debería ser de $3.230e7$ kJ/h. Por otra parte el refrigerante 2 se presenta solo con un 7% por arriba del ideal mientras que el consumo del refrigerante 4 y el agua de enfriamiento se encuentran por debajo del mínimo teórico requerido.

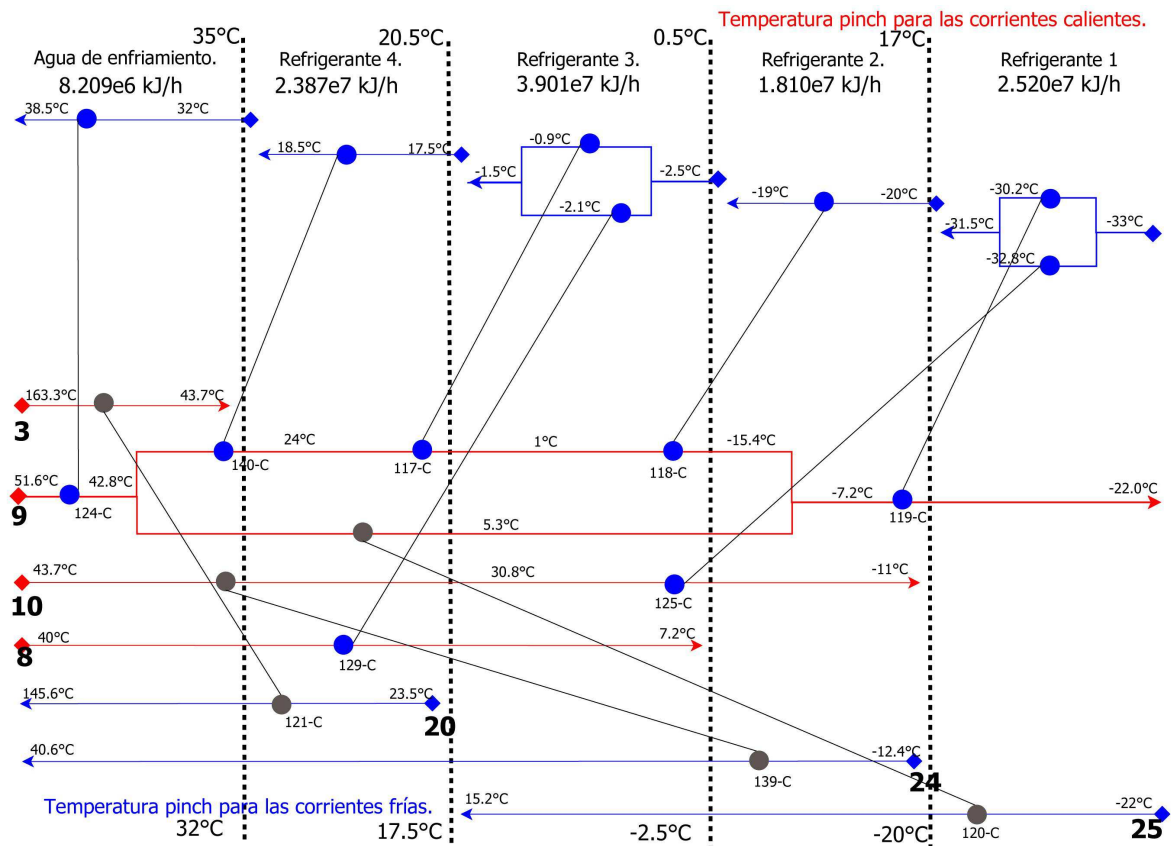


Figura 4.34: Diagrama de Rejilla de la sección fría del proceso.

La transferencia de calor a través de los pinch de servicio, no necesariamente se traduce en un consumo mayor de energía como en el caso del pinch normal, sino que este se ve reflejado en el cambio de un servicio por otro (mayor consumo); razón principal por la cual se está utilizando un consumo excesivo del refrigerante 1.

Un ejemplo de cálculo de la carga energética que se traspasa en un pinch se visualiza en la figura 4.35. El intercambiador de calor 140-C enfría una parte de la corriente caliente (corriente con flujo másico W_2) desde una temperatura de 42.8°C a 24°C , pasando por el punto pinch para corrientes calientes de 35°C . Como puede visualizarse la carga térmica del intercambiador está definida por la sumatoria de gradientes de entalpía (debido al C_p variable), definida desde 42.8°C hasta 39.1°C (ΔH_1) y de 39.1°C a 24°C (ΔH_2). Por otra parte, la carga que atraviesa el pinch de 35°C está definida por la suma del $\Delta H_1 + \Delta H_3$.

Como puede notarse en la figura 4.34 y en la tabla 4.34, de las unidades que compo-

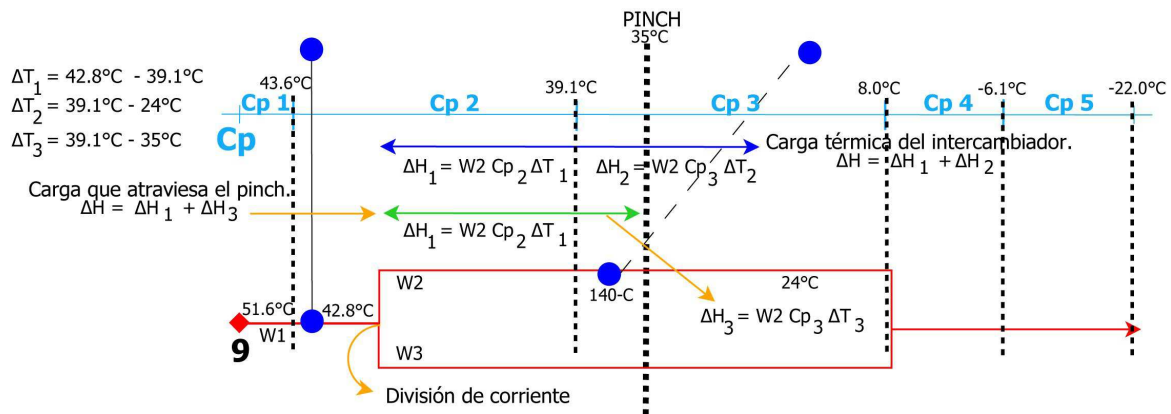


Figura 4.35: Cálculo de la carga térmica que traspasa un pinch de servicios.

Tabla 4.34: Cargas térmicas que atraviesan los pinch de servicios en la sección fría del proceso.

| T Pinch Equipo | Carga térmica que atraviesa los pinch de servicios. | | | | Total kJ/h | % |
|-------------------|---|------------------|------------------|------------------|------------------|---------------|
| | 35-32 °C | 20.5/17.5 °C | 0.5/-2.5 °C | -20/-17 °C | | |
| | kJ/h | kJ/h | kJ/h | kJ/h | | |
| 140-C | 8.073E+06 | 0.000E+00 | 0.000E+00 | 0.000E+00 | 8.073E+06 | 9.80 |
| 121-C | 6.259E+06 | 0.000E+00 | 0.000E+00 | 0.000E+00 | 6.259E+06 | 7.60 |
| 120-C | 4.561E+06 | 1.632E+07 | 1.483E+07 | 1.521E+06 | 3.724E+07 | 45.22 |
| 129-C | 1.157E+06 | 4.513E+06 | 0.000E+00 | 0.000E+00 | 5.670E+06 | 6.88 |
| 139-C | 3.178E+05 | 3.521E+05 | 1.169E+05 | 0.000E+00 | 7.867E+05 | 0.96 |
| 119-C | 0.000E+00 | 0.000E+00 | 0.000E+00 | 1.572E+07 | 1.572E+07 | 19.08 |
| 125-C | 0.000E+00 | 4.196E+05 | 1.106E+06 | 1.457E+06 | 2.983E+06 | 3.62 |
| 118-C | 0.000E+00 | 0.000E+00 | 6.032E+05 | 0.000E+00 | 6.032E+05 | 0.73 |
| 117-C | 0.000E+00 | 5.026E+06 | 0.000E+00 | 0.000E+00 | 5.026E+06 | 6.10 |
| Total | 2.037E+07 | 2.663E+07 | 1.666E+07 | 1.870E+07 | 8.236E+07 | 100.00 |

nen la red actual, 9 están transfiriendo calor a través de los puntos pinch de servicios. Entre las unidades más importantes a considerar se encuentra el intercambiador de calor proceso-proceso 120-C el cual atraviesa los cuatro puntos pinch con 3.724e7 kJ/h lo que equivale al 45.22 % del total. En segundo puesto con 19.08 % se ubica al intercambiador 119-C que transfiere una carga a través del punto pinch -20°C/-17°C a razón de 1.572e7 kJ/h, lo cual genera como resultado un uso mayor del servicio de refrigeración 1.

Generar nuevos diseños de redes de intercambiadores de calor para la parte fría del proceso no generará una reducción en los servicios auxiliares globales, pero si es posible generar nuevos diseños que hagan una redistribución más óptima de las cargas térmicas que cada servicio auxiliar debe cubrir. Para ello, se reducirán las cargas que atraviesan los pinch, principalmente aquellas que afectan a los servicios con más necesidad energética para producirlos como los refrigerantes 1 y 2. Debe tenerse en cuenta que una reducción de las cargas que atraviesan los pinch, tiene como consecuencia inherente un aumento en el número de unidades del intercambio de calor, tal como lo demuestra el siguiente apartado.



4.3.3. Diseño de una nueva red de intercambio de calor en la sección fría.

La cantidad de diseños de redes de intercambio de calor que se pueden proporcionar solo están delimitadas termodinámicamente, es decir; existe un numero muy grande de redes de intercambiadores de calor que se pueden diseñar. La elección del mejor diseño depende del equilibrio entre los costos de operación y capital, conceptos que por momento no se toman en consideración.

La construcción de la nueva red de intercambio de calor para la sección fría del proceso tiene como objetivo principal distribuir de una manera mas optima las cargas térmicas que cada servicio auxiliar puede cubrir.

El diseño de una red de intercambio de calor con características de problema tipo umbral, se diseña empezando por la parte en la que no hay transferencia de calor, en este caso; donde los servicios auxiliares de calentamiento son cero. El criterio para la combinatoria de corrientes calientes y frías es el mismo que se utiliza para diseñar por abajo del pinch, es decir $mCp_{fría} \leq mCp_{caliente}$. El diseño de la red toma en cuenta las siguientes consideraciones:

- Como se observa en la figura 4.32, las corrientes calientes actúan como un fuente neta de calor, por lo tanto el proceso de diseño debe satisfacer primero las corrientes frías.
- Los servicios auxiliares a utilizar son los mismos que el caso base.
- El nuevo diseño puede o no respetar el ΔT_{min} ($3^{\circ}C$), lo cual confiere la posibilidad de un uso menor de unidades de intercambio de calor.

Procedimiento de diseño.

1. Satisfacer completamente la corriente fría 20. Para ello, la carga térmica que debe ser suministrada es:

$$Q = m C_p \Delta T = 2,445E5 \frac{kg}{h} 3,03 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (145,6 - 23,5)^{\circ} C = 9,033E7 \frac{kJ}{h}$$

Se observa que la carga térmica de la corriente fría 20 es igual al de la corriente caliente 3, la cual se calcula como $Q = Q_1 + Q_2$ ¹³, donde:

$$Q_1 = m C_{p1} \Delta T_1 = 2,449E5 \frac{kg}{h} 2,89 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (163,30 - 47,28)^{\circ} C = 8,213E7 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_2 = m C_{p2} \Delta T_2 = 2,449E5 \frac{kg}{h} 9,40 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (47,28 - 43,65)^{\circ} C = 8,227E6 \frac{kJ}{h}$$

¹³Este calculo indica que la capacidad calorífica de la corriente para un intervalo de temperatura definido no es constante.



$$Q = Q_1 + Q_2 = 9,033E7 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El intercambiador resultante es el **E-200**, definido en el caso base como **121-C**.

- En el diseño base, la corriente caliente 9 esta siendo enfriada con agua hasta una temperatura de 42.1 °C en el intercambiador de calor **124-C**. Por comodidad este equipo permanecerá igual en el diseño nuevo, al cual re-nombraremos **E-201**.

La carga térmica que el agua de enfriamiento debe retirar se calcula como $Q = Q_1 + Q_2$, donde:

$$Q_1 = m C_{p1} \Delta T_1 = 3,054E5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} 3,04 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (51,62 - 43,58)^\circ\text{C} = 7,46E6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q_2 = m C_{p2} \Delta T_2 = 3,054E5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} 3,09 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (43,58 - 42,10)^\circ\text{C} = 1,397E6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q = Q_1 + Q_2 = 8,867e6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

- Se satisface la corriente fría 24 totalmente en un solo intercambiador de calor (**E-202**). La carga térmica que debe ser suministrada se calcula como:

$$Q = m C_p \Delta T = 3958,84 \frac{\text{kg}}{\text{h}} 2,97 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (40 - (-12,44))^\circ\text{C} = 6,238E5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Para encontrar la corriente caliente con la cual la corriente fría 24 puede ser combinada. Calculamos los mC_p de las corrientes calientes aun existentes (8,9,10) y los comparamos de acuerdo al criterio de combinación:

Para la corriente 8

$$m C_p = 6,635E4 \frac{\text{kg}}{\text{h}} 3,483 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} = 2,314E5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}$$

Para la corriente 9, debido al cambio en el C_p por la temperatura. Usamos un $C_{p\text{promedio}}$ para calcular mC_p :

$$m C_{p\text{promedio}} = 3,054E5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \left(\frac{3,04 + 3,09 + 7,36 + 6,18 + 5,25}{5} \right) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} = 1,522E6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}$$

Para la corriente 10 utilizamos nuevamente el promedio de los distintos C_p .

$$m C_{p\text{promedio}} = 5290 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \left(\frac{9,15 + 7,29 + 5,76}{3} \right) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} = 3,915E4 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}$$

Como puede observarse la corriente fría 24 con mC_p de **1.176E4 kJ/h°C** puede ser combinada con las corrientes calientes 8, 9 y 10 debido a que estas presentan mC_p mayores.



Debido a que el enfriamiento de la corriente 9 representa una mayor carga que las corrientes 8 y 10, procedemos a combinarla con la corriente fría 24. La temperatura de salida de la corriente 9 se calcula como:

$$T_{sal} = T_2 - \frac{\frac{Q}{h} - Cp_1 (T_3 - T_2)}{Cp_2}$$

$$T_{sal} = 39,06^\circ C - \frac{6,238E5 \frac{kJ}{h} \frac{h}{3,054e5 kg} - 3,09 \frac{kJ}{kg^\circ C} (42,1 - 39,06)^\circ C}{7,36 \frac{kJ}{kg^\circ C}} = 40,05^\circ C$$

Como se observa la corriente 9 se enfría de 42.1°C a 40.05°C, generando un gradiente de temperatura de apenas 2.05°C. Gradiente muy pequeño en comparación con la temperatura final de enfriamiento de la corriente (-22°C). Para brindar un mayor enfriamiento de la corriente suponemos una temperatura de salida de la corriente 9 de 20.1°C y determinamos la cantidad de flujo másico correspondiente para satisfacer la corriente 24 de la siguiente manera:

$$m = \frac{Q}{Cp_1 (T_3 - T_2) + Cp_2 (T_2 - T_1)}$$

$$m = \frac{6,238E5 \frac{kJ}{h}}{3,09 \frac{kJ}{kg^\circ C} (42,1 - 39,06)^\circ C + 7,36 \frac{kJ}{kg^\circ C} (39,06 - 20,1)^\circ C}$$

El flujo másico de la corriente 9 para cubrir la carga energética de la corriente 24 es de:

$$m_1 = 4,189E3 \frac{kg}{h}$$

Y el restante es de

$$m_2 = 3,054e5 - 4,189E3 = 3,012E5 \frac{kg}{h}$$

4. El flujo restante de la corriente 9 (m_2), se enfría con el refrigerante 4 hasta una temperatura de 21.4°C. La carga térmica que es necesaria retirar se calcula como $Q = Q_1 + Q_2$, donde:

$$Q_1 = m Cp_1 \Delta T_1 = 3,012E5 \frac{kg}{h} 3,09 \frac{kJ}{kg^\circ C} (42,1 - 39,06)^\circ C = 2,830E6 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_2 = m Cp_2 \Delta T_2 = 3,012E5 \frac{kg}{h} 7,36 \frac{kJ}{kg^\circ C} (39,06 - 21,4)^\circ C = 3,922E7 \frac{kJ}{h}$$



$$Q = Q_1 + Q_2 = 4,205E7 \frac{kJ}{h}$$

El intercambiador de calor resultante es el **E-203**.

5. Una vez frías, las sub-corrientes en las que se dividió la corriente caliente 9 (m_1 y m_2), son mezcladas nuevamente. La temperatura resultante del mezclado se obtiene con un balance de energía sobre el mezclador.

$$E_{Entrada} = E_{salida}$$

Donde $E_{Entrada}$ es la energía que entra al mezclador y esta definida por la suma de las entalpías de las corrientes que se mezclan y E_{salida} es la energía de la corriente de salida, por lo tanto:

$$H_1 + H_2 = H_{salida}$$

La entalpía H_1 corresponde al flujo de menor cantidad con valor de:

$$H_1 = m_1 C_p T = 4,189E3 \frac{kg}{h} 7,36 \frac{kJ}{kg^\circ C} 20,1^\circ C = 6,196E5 \frac{kJ}{h}$$

La entalpía H_2 corresponde al flujo de mayor cantidad con valor de:

$$H_2 = m_2 C_p T = 3,012E5 \frac{kg}{h} 7,36 \frac{kJ}{kg^\circ C} 21,4^\circ C = 4,735E7 \frac{kJ}{h}$$

Por lo tanto la entalpía de salida es de:

$$H_{salida} = 4,797E7 \frac{kJ}{h}$$

Y la temperatura final de mezclado es de:

$$T_{salida} = \frac{H_{salida}}{(m_1 + m_2) C_p} = \frac{4,797E7 \frac{kJ}{h}}{(4,189E3 + 3,012E5) \frac{kg}{h} 7,36 \frac{kJ}{kg^\circ C}} = 21,3^\circ C$$

6. Se enfría la corriente 10 hasta una temperatura de $21,5^\circ C$ con el refrigerante 4. La carga térmica que se retira de la corriente es $Q = Q_1 + Q_2$, donde:

$$Q_1 = m C_{p1} \Delta T_1 = 5,290E3 \frac{kg}{h} 9,15 \frac{kJ}{kg^\circ C} (43,6 - 28,35)^\circ C = 7,409E5 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_2 = m C_{p2} \Delta T_2 = 5,290E3 \frac{kg}{h} 7,29 \frac{kJ}{kg^\circ C} (28,35 - 21,10)^\circ C = 2,640E5 \frac{kJ}{h}$$



$$Q = Q_1 + Q_2 = 1,005E6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El intercambiador de calor resultante es el **E-204**.

7. Se satisface la corriente 10 completamente. La carga térmica que se tiene que retirar es $Q = Q_1 + Q_2$, donde:

$$Q_1 = m C_{p1} \Delta T_1 = 5,290E3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} 7,29 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (21,5 - 10,97)^\circ\text{C} = 4,059E5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q_2 = m C_{p2} \Delta T_2 = 5,290E3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} 5,76 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (10,97 - (-11,00))^\circ\text{C} = 2,640E5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q = Q_1 + Q_2 = 1,076E6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

La única corriente fría disponible para combinar las corrientes calientes es la corriente 25. La combinación entre el restante de la corriente 10 y 25, genera el intercambiador de calor **E-205**. La temperatura de salida de la corriente 25 es:

$$T_2 = T_1 + \frac{Q}{mCp} = -22^\circ\text{C} + 1,076E6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \frac{\text{h}}{2,449E5 \text{ kg}} \frac{\text{kg}^\circ\text{C}}{3,106 \text{ kJ}} = -20,59^\circ\text{C}$$

8. Para determinar el siguiente intercambio de calor entre las corrientes calientes 8 y 9 con la corriente fría 25, procedemos a aplicar el criterio para la combinación de corrientes $CP_{fría} \leq CP_{caliente}$.

Los valores de mCp de las corrientes caliente 8 y 9 (que se determinaron anteriormente) son de $2,314E5 \text{ kJ/h}^\circ\text{C}$ y $1,522E6 \text{ kJ/h}^\circ\text{C}$ respectivamente y el mCp de la corriente 25 es de $7,607E5 \text{ kJ/h}^\circ\text{C}$.

Como se puede observar, de acuerdo al criterio de combinación el intercambio de calor debe realizarse entre la corriente caliente 9 y la corriente fría 25. Por lo tanto, para enfriar la corriente 8 podemos utilizar los servicios auxiliares.

El primer intercambiador de calor (**E-206**) enfría la corriente 8 hasta $35,0^\circ\text{C}$ con agua retirando una carga térmica de:

$$Q = m C_p \Delta T_1 = 6,645E4 \frac{\text{kg}}{\text{h}} 3,48 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (40,0 - 35,0)^\circ\text{C} = 1,157E6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El segundo intercambiador de calor (**E-207**) enfría la corriente con el refrigerante 4 desde una temperatura de $35,0^\circ\text{C}$ hasta $20,5^\circ\text{C}$. La carga térmica que se retira es de:

$$Q = m C_p \Delta T_1 = 6,645E4 \frac{\text{kg}}{\text{h}} 3,48 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (38,58 - 20,5)^\circ\text{C} = 3,356E6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

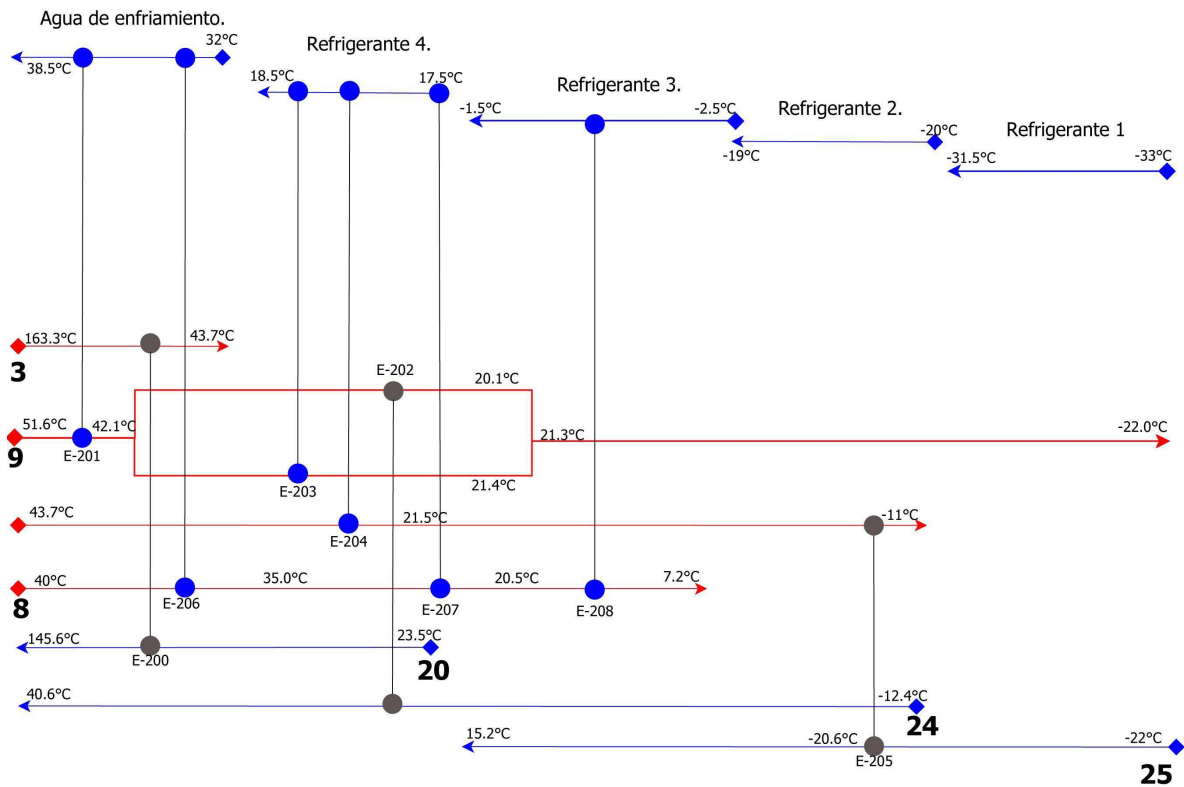


Figura 4.36: Diseño de la nueva red de intercambio de calor en la sección fría. Parte 1.

El tercer intercambiador de calor (**E-208**) enfía por completo la corriente con el refrigerante 3, el cual retira una carga térmica de:

$$Q = m C_p \Delta T_1 = 6,645E4 \frac{kg}{h} 3,48 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (20,5 - 7,2)^{\circ}C = 3,078E6 \frac{kJ}{h}$$

Los pasos de diseño 1 a 8 pueden verse en la figura 4.36.

9. La corriente 9 es la única corriente caliente que puede ser satisfecha con el refrigerante 1, el más frío de los servicios auxiliares. Por ello, enfiamos la corriente 9 desde una temperatura de $-17^{\circ}C$ hasta los $-22^{\circ}C$ necesarios para satisfacerla. La carga térmica que será retirada por el refrigerante 1 es de:

$$Q = m C_p \Delta T = 3,054E5 \frac{kg}{h} 5,25 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (-17 - (-22,0))^{\circ}C = 8,201E6 \frac{kJ}{h}$$

El intercambiador resultante es el **E-209**.

10. Posteriormente se enfía la corriente 9 con el refrigerante 2 desde una temperatura de $-6,2^{\circ}C$ hasta los $-17^{\circ}C$ en los que inicia el enfriamiento anterior. La carga térmica que es necesario retirar es:



$$Q = m C_p \Delta T = 3,054E5 \frac{kg}{h} 5,25 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (-6,2 - (-17,0))^{\circ}C = 1,728E7 \frac{kJ}{h}$$

El intercambiador resultante es el **E-210**.

11. Se calienta la corriente 25 desde una temperatura de $-20,6^{\circ}C$ a $-6,2^{\circ}C$. La carga térmica necesaria para este gradiente de temperatura es:

$$Q = m C_p \Delta T = 2,449E5 \frac{kg}{h} 3,11 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (-20,6 - (-6,2))^{\circ}C = 1,092E7 \frac{kJ}{h}$$

Esta carga térmica se obtiene de la corriente 9 en el intercambiador de calor **E-211**. La temperatura a la que ingresa la corriente 9 se calcula con un balance de energía, lo que da como resultado una temperatura de:

$$T_3 = T_2 + \frac{Q}{m} - \frac{C_{p1}(T_2 - T_1)}{C_{p2}}$$

$$T_{sal} = -6,1^{\circ}C - \frac{1,092E7 \frac{kJ}{h} \frac{h}{3,054E5 kg} - 5,25 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (-6,1 - (-6,2))^{\circ}C}{6,18 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}} = -0,4^{\circ}C$$

12. Calentamos la corriente fría 25 hasta satisfacerla completamente obteniendo la carga térmica siguiente:

$$Q = m C_p \Delta T = 2,449E5 \frac{kg}{h} 3,11 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (15,2 - (-6,2))^{\circ}C = 1,631E7 \frac{kJ}{h}$$

Se propone que la carga térmica sea suministrada por una parte de la corriente 9, manteniendo su intervalo de temperatura de $21,3^{\circ}C$ a $-0,4^{\circ}C$ constante. Por lo cual, solo resta calcular el flujo de materia que da origen a esta carga térmica, de la manera siguiente:

$$m_1 = \frac{Q}{(C_{p1}(T_3 - T_2) + C_{p2}(T_2 - T - 1))}$$

$$m_1 = \frac{1,631E7 \frac{kJ}{h}}{\left(7,36 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (21,3 - 7,97)^{\circ}C + 6,18 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (7,97 - (-0,4))^{\circ}C\right)} = 1,084E5 \frac{kg}{h}$$

Por lo tanto el flujo másico (m_1) necesario para satisfacer completamente la corriente 25 es del **35.51 %** del flujo másico de la corriente **9**. El intercambiador de calor resultante para esta operación es el **E-212**.

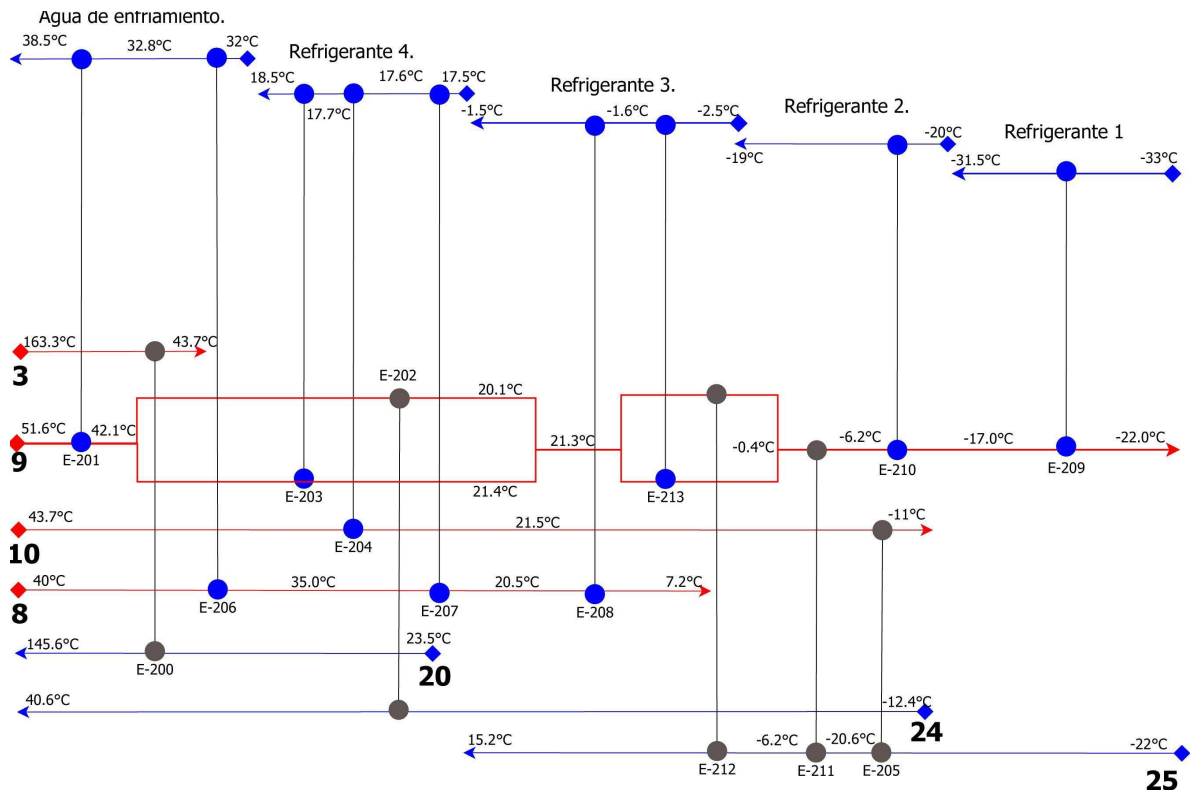


Figura 4.37: Diseño de la nueva red de intercambio de calor en la sección fría. Parte 2.

13. Por ultimo, el restante de la corriente caliente 9 se enfría con el refrigerante 3. La carga térmica a retirar por el servicio auxiliar es de:

$$Q = m_2 C_{p1} \Delta T_1 + m_2 C_{p2} \Delta T_2 = 1,969E5 \frac{kg}{h} 7,36 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (21,3 - (7,97))^{\circ}C$$

$$+ 1,969E5 \frac{kg}{h} 6,18 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (7,97 - (-0,4))^{\circ}C = 2,963E7 \frac{kJ}{h}$$

El intercambiador de calor resultante es el **E-213**.

14. Para el calculo de las temperaturas intermedias en los servicios auxiliares se realiza el siguiente procedimiento.

- Calcular el flujo másico del servicio con la carga térmica total que el servicio puede o debe cubrir.
- Calcular la temperatura intermedia con un balance de energía sobre el intercambiador de calor.

Las temperaturas intermedias de cada servicio auxiliar pueden visualizarse en la figura 4.37, que representa la nueva red de intercambio de calor completa.



Resultado final de la nueva red. Como puede observarse en la figura 4.37, la nueva red cuenta con 14 unidades, de las cuales 5 son intercambiadores de calor proceso-proceso y 9 son enfriadores que utilizan amoníaco y agua como medios de refrigeración y enfriamiento. De la tabla 4.35 observamos que la cantidad de calor que está siendo recuperada no varía en comparación con la cantidad de calor que se recupera en el caso base (1.193×10^8 kJ/h) y que los requerimientos auxiliares externos se mantienen constantes en ambos casos.

La diferencia de temperatura mínima alcanzada se registra en el intercambiador de calor E-213 con 2.06°C , lo cual en un análisis más detallado generaría una de las áreas más grandes de todos los intercambiadores que componen la red. En caso opuesto, la diferencia de temperatura más grande se registra en el intercambiador de calor E-205 con 42.09°C que registraría el área más pequeña. Por otra parte se visualiza en la mayoría de los intercambiadores una diferencia de temperatura mínima cercana a los 3°C . Realizando una comparativa entre la distribución de los servicios ideales, los utilizados en el caso base y los utilizados en este nuevo diseño (Tabla 4.36), se encuentra que la energía retirada por el agua de enfriamiento aumenta en un 6.3 % respecto al caso base al pasar de 8.209×10^6 kJ/h a 1.002×10^7 kJ/h. Aunque el nuevo diseño ocupa una cantidad mayor de agua de enfriamiento, esta aún resulta ser muy baja en comparación con los servicios ideales puesto que solo se alcanza a cubrir el 35.1 % de estos.

Por otra parte, el aspecto más importante de esta nueva red es la reducción en el consumo de refrigerante 1 en un 264.2 % respecto al caso base al disminuir de 2.520×10^7 kJ/h a 8.021×10^6 kJ/h. Este resultado importante ofrecerá **una reducción en el consumo de energía de compresión de sistema de refrigeración**, hecho que se verá más adelante en el análisis termodinámico de la nueva sección de síntesis.

Para los refrigerantes 2 y 3 se observa un cumplimiento de los servicios ideales casi en un 100 %. Comparados con el caso base, el nuevo diseño ofrece una disminución de casi un 5 % para el refrigerante 2 y casi un 20 % para el refrigerante 3.

Por otra parte, aunque se observan resultados favorables para el consumo de agua de enfriamiento, el refrigerante 1, el refrigerante 2 y el refrigerante 3, el nuevo diseño penaliza el refrigerante 4 en un 54 % por arriba de los requerimientos ideales.

Como puede observarse en la figura 4.38 y en la tabla 4.37, de las 14 unidades que componen la nueva red de intercambio de calor, 8 están transfiriendo energía a través de los puntos pinch de servicios. El más importante y que dan origen a la penalización en el consumo de refrigerante 4 es el enfriador E-203 que utiliza el refrigerante para retirar una carga de 1.181×10^7 kJ/h por encima del pinch de servicios de $35^\circ\text{C}/32^\circ\text{C}$, lo que equivale al 44.5 % del total de la energía que se transfiere a través de los pinch. Por otra parte, la carga térmica que el intercambiador de calor proceso-proceso E-200 transfiere a través del pinch, representa el 23.58 % del total, lo cual contribuye también a un uso mayor del refrigerante 4.

Comparando las cargas térmicas que atraviesan los pinch de servicios entre el diseño base y el diseño nuevo se observa una reducción del 8.91 % para el pinch de $35^\circ\text{C}/32^\circ\text{C}$, un 91.4 % para el pinch de $20.5^\circ\text{C}/17.5^\circ\text{C}$, un 74.85 % para el pinch de $0.5^\circ\text{C}/-2.5^\circ\text{C}$ y un **91.86 %** para el ubicado entre $-20^\circ\text{C}/-17^\circ\text{C}$ (Tabla 4.38). Como se aprecia la **reducción** más importante se realiza en el pinch de servicios de $-20^\circ\text{C}/-17^\circ\text{C}$, que da origen a la gran reducción en el uso del refrigerante 1 en el diseño nuevo. La reducción en las

Tabla 4.35: Intercambiadores de calor que componen la nueva red.

| Intercambiador | Corriente Fria | Temperatura Inicial °C | Temperatura Final °C | Corrientes Calientes | Temperatura Inicial °C | Temperatura Final °C | Carga Termica kJ/h | Diferencia de Temperatura minima lado caliente. °C | Diferencia de Temperatura minima lado Fria. °C |
|---|----------------|------------------------|----------------------|----------------------|------------------------|----------------------|--------------------|--|--|
| Intercambiadores de calor proceso-proceso | | | | | | | | | |
| E-200 | 20 | 23.55 | 145.52 | 10 | 163.30 | 43.66 | 9.033E+07 | 17.78 | 20.11 |
| E-202 | 24 | -12.44 | 40.61 | 9 | 42.08 | 20.14 | 6.238E+05 | 1.48 | 32.58 |
| E-205 | 25 | -22.00 | -20.59 | 10 | 21.50 | -11.00 | 1.076E+06 | 42.09 | 11.00 |
| E-211 | 25 | -20.59 | -6.22 | 9 | -0.42 | -6.23 | 1.092E+07 | 5.80 | 14.36 |
| E-212 | 25 | -6.22 | 15.22 | 9 | 21.35 | -0.44 | 1.631E+07 | 6.12 | 5.78 |
| Calor total recuperado | | | | | | | 1.193E+08 | | |
| Enfriadores con servicios auxiliares. | | | | | | | | | |
| E-201 | AE | 32.75 | 38.50 | 9 | 51.62 | 42.08 | 8.867E+06 | 13.12 | 9.33 |
| E-206 | AE | 32.00 | 32.75 | 8 | 40.00 | 35.00 | 1.157E+06 | 7.25 | 3.00 |
| Energía retirada por el agua de enfriamiento | | | | | | | 1.002E+07 | | |
| E-203 | R4 | 17.59 | 18.50 | 9 | 42.08 | 21.36 | 4.204E+07 | 23.58 | 3.77 |
| E-204 | R4 | 17.57 | 17.59 | 10 | 43.66 | 21.50 | 1.005E+06 | 26.06 | 3.93 |
| E-207 | R4 | 17.50 | 17.57 | 8 | 35.00 | 20.50 | 3.356E+06 | 17.43 | 3.00 |
| Energía retirada por el refrigerante 4 | | | | | | | 4.640E+07 | | |
| E-208 | R3 | -1.59 | -1.50 | 8 | 20.50 | 7.22 | 3.078E+06 | 22.00 | 8.82 |
| E-213 | R3 | -2.50 | -1.59 | 9 | 21.35 | -0.44 | 2.963E+07 | 22.94 | 2.06 |
| Energía retirada por el refrigerante 3 | | | | | | | 3.270E+07 | | |
| E-210 | R2 | -20.00 | -19.00 | 9 | -6.23 | -17.00 | 1.728E+07 | 12.77 | 3.00 |
| Energía retirada por el refrigerante 2 | | | | | | | 1.728E+07 | | |
| E-209 | R1 | -33.00 | -31.50 | 9 | -17.00 | -22.00 | 8.021E+06 | 14.50 | 11.00 |
| Energía retirada por el refrigerante 1 | | | | | | | 8.021E+06 | | |





Tabla 4.36: Comparación de la distribución de los servicios auxiliares de enfriamiento ideales, del diseño actual y del nuevo diseño.

| Servicio | Servicios Ideales kJ/h | Servicios Diseño Base kJ/h | Porcentaje de Uso % | Servicios Diseño Nuevo kJ/h | Porcentaje de Uso % |
|----------------------|---------------------------|-------------------------------|------------------------|--------------------------------|------------------------|
| Agua de enfriamiento | 2.858E+07 | 8.209E+06 | 28.7 | 1.002E+07 | 35.1 |
| Refrigerante 1 | 6.500E+06 | 2.520E+07 | 387.6 | 8.021E+06 | 123.4 |
| Refrigerante 2 | 1.687E+07 | 1.810E+07 | 107.3 | 1.728E+07 | 102.5 |
| Refrigerante 3 | 3.230E+07 | 3.901E+07 | 120.8 | 3.270E+07 | 101.2 |
| Refrigerante 4 | 3.013E+07 | 2.387E+07 | 79.2 | 4.640E+07 | 154.0 |

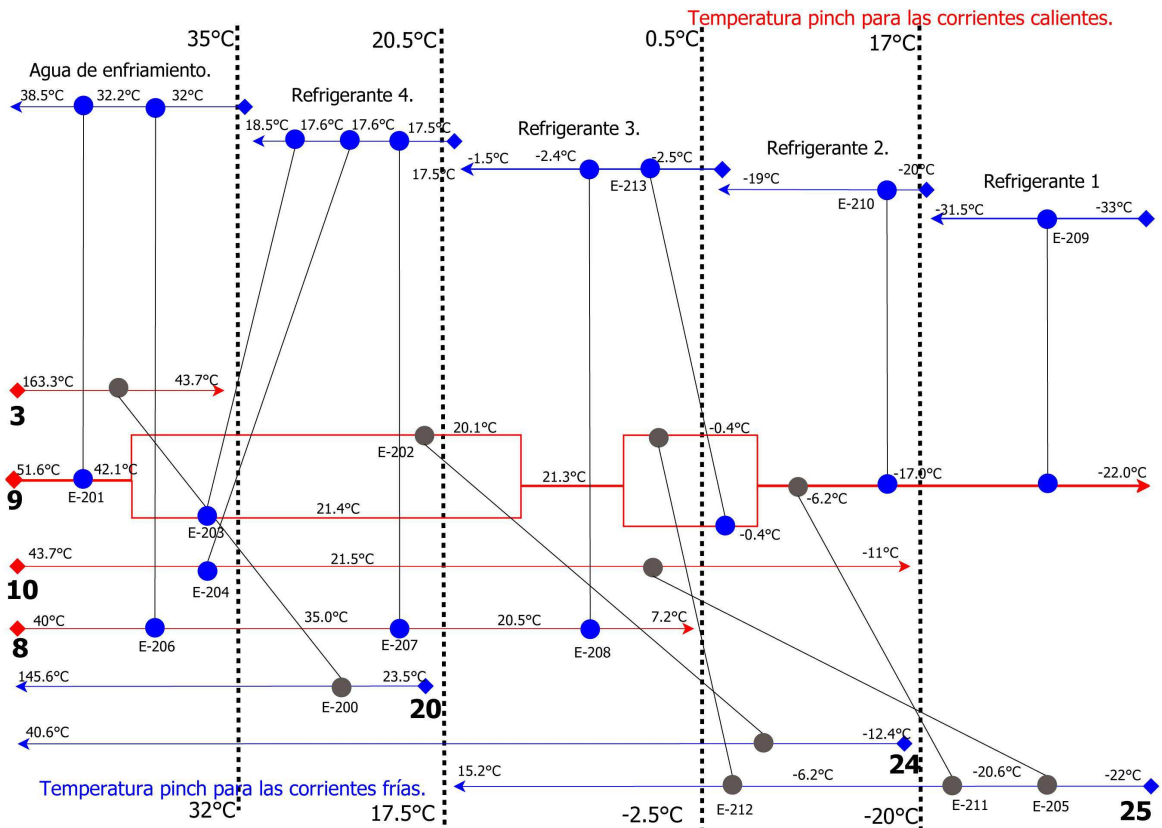


Figura 4.38: Diseño de rejilla de la nueva red de intercambio de calor en la sección fría.

cargas térmicas que atraviesan el pinch tiene como penalidad un uso de 4 unidades de intercambio adicionales.



Tabla 4.37: Cargas térmicas que atraviesan los pinch de servicios para el nuevo diseño de la red.

| T Pinch Intercambiador | Carga termica que atraviesa el pinch de Servicios. | | | | Total kJ/h | % |
|---------------------------|--|----------------------|---------------------|-------------------|------------------|---------------|
| | 35-32 °C kJ/h | 20.5/17.5 °C kJ/h | 0.5/-2.5 °C kJ/h | /-20-17°C kJ/h | | |
| E-203 | 1.181E+07 | 0 | 0 | 0 | 1.181E+07 | 44.50 |
| E-200 | 6.259E+06 | 0 | 0 | 0 | 6.259E+06 | 23.58 |
| E-204 | 4.190E+05 | 0 | 0 | 0 | 4.190E+05 | 1.58 |
| E-202 | 6.349E+04 | 3.411E+05 | 1.169E+05 | 0 | 5.215E+05 | 1.96 |
| E-205 | 0 | 3.854E+04 | 7.251E+05 | 1.076E+06 | 1.839E+06 | 6.93 |
| E-213 | 0 | 1.226E+06 | 1.146E+06 | 0 | 2.372E+06 | 8.94 |
| E-211 | 0 | 0 | 0 | 4.456E+05 | 4.456E+05 | 1.68 |
| E-212 | 0 | 6.751E+05 | 2.202E+06 | 0 | 2.877E+06 | 10.84 |
| | | | | | 2.655E+07 | 100.00 |

Tabla 4.38: Comparación entre las cargas térmicas que atraviesan los pinch de servicios del diseño actual y diseño nuevo.

| T pinch | 35-32 °C | 20.5/17.5 °C | 0.5/-2.5 °C | /-20-17 °C |
|-------------------------|-------------|--------------|--------------|--------------|
| Carga Térmica | | | | |
| Diseño | kJ/h | kJ/h | kJ/h | kJ/h |
| Base | 2.037E+07 | 2.663E+07 | 1.666E+07 | 1.870E+07 |
| Nuevo | 1.855E+07 | 2.281E+06 | 4.190E+06 | 1.521E+06 |
| Reducción | 1.814E+06 | 2.435E+07 | 1.247E+07 | 1.717E+07 |
| Porcentaje de reducción | 8.91 | 91.44 | 74.85 | 91.86 |

4.3.4. Simulación y análisis termodinámico del proceso con la nueva red de intercambio de calor.

Una vez que se ha generado una nueva red de intercambiadores de calor (RIC), se procede a replicarla en la simulación original con el objetivo de realizar un análisis termodinámico y compararlo con el caso base.

La figura 4.39 representa la parte fría del proceso incluyendo la nueva red de intercambio de calor. Como se observa, la parte fría modificada esta compuesta por la sección de síntesis principalmente, por lo que la comparativa se realizará entre las secciones de síntesis original y modificada.

Para la simulación se toman los siguientes criterios:

- Las condiciones de operación del convertidor 122-C y el compresor de síntesis en cuarta etapa se mantienen iguales que en el caso base.
- La caída de presión de cada intercambiador de calor que componen la corriente caliente de 20 a 20I (Corriente 9 para el pinch) es de 0.49 bar.

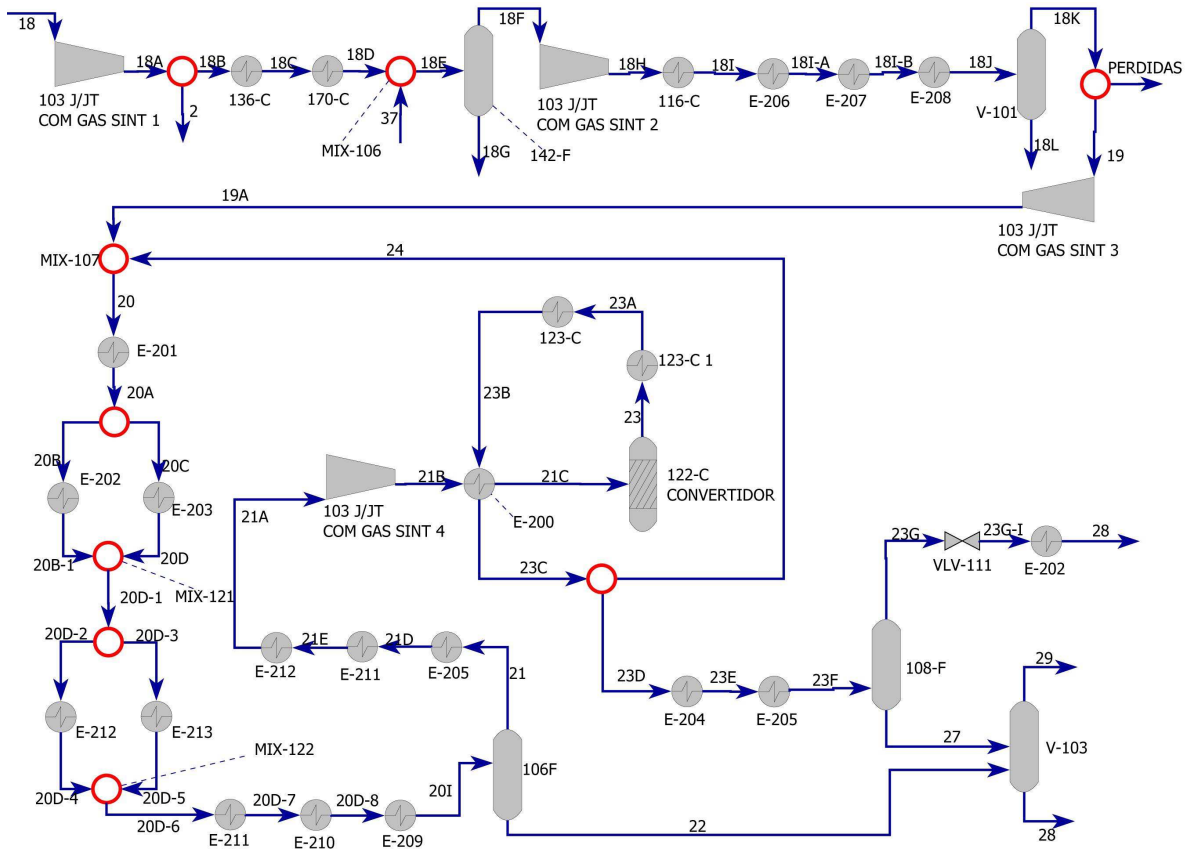


Figura 4.39: Diagrama de flujo de proceso de la nueva red de intercambio de calor en la sección fría del proceso.

- La caída de presión de cada intercambiador de calor que componen la corriente fría 21 a 21A (Corriente 25 para el pinch) es de 0.28 bar.
- La caída de presión de los intercambiadores de calor que componen la corriente 23D a 23F y 23GI a 26 (corriente 10 y 24 para el pinch) es de 0.24 bar.
- La caída de presión de los intercambiadores que componen la corriente 18I a 18J (corriente 8 para el pinch) es de 0.39 bar.
- La relación de división de la corriente 20A que da origen a los flujos 20B y 20C es de 0.0138 y 0.9862 respectivamente (resultado del diseño de la nueva red de intercambio de calor).
- La relación de división de la corriente 20D-1 que da origen a los flujos 20D-2 y 20D-3 es de 0.3550 y 0.6450 respectivamente.
- El proceso restante no sufre ningún cambio en la estructura, equipos y corrientes permanecen igual al caso base.

Las propiedades de las corrientes de proceso que componen a la nueva sección de síntesis se visualizan en la tabla 4.39.



Tabla 4.39: Propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso para la sección de síntesis modificada con una nueva red de intercambio de calor.

| Corriente | Flujo molar Kmol/hr | Temperatura °C | Presión Bar | Entalpía MW | Entropía MW/K | Exergía MW |
|-----------|------------------------|-------------------|----------------|----------------|------------------|---------------|
| 18I | 7627.79 | 40.00 | 8468.03 | -1.27 | 0.2098 | -62.77 |
| 18I-A | 7627.79 | 38.60 | 8429.03 | -1.36 | 0.2096 | -62.80 |
| 18I-B | 7627.79 | 19.50 | 8390.03 | -2.64 | 0.2054 | -62.86 |
| 18J | 7627.79 | 7.22 | 8351.03 | -3.44 | 0.2027 | -62.87 |
| 18K | 7614.62 | 7.22 | 8351.03 | -2.39 | 0.2025 | -61.76 |
| 18L | 13.17 | 7.22 | 8351.03 | -1.05 | 0.0002 | -1.10 |
| 19 | 7553.71 | 7.22 | 8351.03 | -2.37 | 0.2009 | -61.27 |
| 19A | 7553.71 | 108.89 | 19034.77 | 3.98 | 0.2052 | -56.18 |
| 20 | 27349.47 | 51.61 | 15609.28 | -75.61 | 0.8102 | -313.13 |
| 20A | 27349.47 | 42.78 | 15560.33 | -77.89 | 0.8033 | -313.38 |
| 20B | 376.13 | 42.78 | 15560.33 | -1.07 | 0.0110 | -4.31 |
| 20B-1 | 376.13 | 20.10 | 15511.37 | -1.25 | 0.0105 | -4.32 |
| 20C | 26973.33 | 42.78 | 15560.33 | -76.82 | 0.7923 | -309.07 |
| 20D | 26973.33 | 21.40 | 15511.37 | -88.67 | 0.7533 | -309.52 |
| 20D-1 | 27349.47 | 21.38 | 15511.37 | -89.92 | 0.7638 | -313.83 |
| 20D-2 | 9709.06 | 21.38 | 15511.37 | -31.92 | 0.2712 | -111.41 |
| 20D-3 | 17640.41 | 21.38 | 15511.37 | -58.00 | 0.4927 | -202.42 |
| 20D-4 | 9709.06 | 0.01 | 15462.42 | -36.42 | 0.2554 | -111.29 |
| 20D-5 | 17640.41 | -0.40 | 15462.42 | -66.30 | 0.4635 | -202.19 |
| 20D-6 | 27349.47 | -0.25 | 15462.42 | -102.72 | 0.7189 | -313.48 |
| 20D-7 | 27349.47 | -6.41 | 15413.46 | -105.78 | 0.7078 | -313.26 |
| 20D-8 | 27349.47 | -16.90 | 15364.51 | -110.56 | 0.6897 | -312.74 |
| 20I | 27349.47 | -22.00 | 15315.55 | -112.71 | 0.6814 | -312.46 |
| 21 | 23804.76 | -22.00 | 15315.55 | -44.10 | 0.6143 | -224.17 |
| 21A | 23804.76 | 15.20 | 15230.52 | -36.24 | 0.6438 | -224.97 |
| 21B | 23804.76 | 23.53 | 16409.53 | -34.59 | 0.6452 | -223.72 |
| 21C | 23804.76 | 145.56 | 16291.73 | -9.45 | 0.7167 | -219.54 |
| 21D | 23804.76 | -20.60 | 15287.21 | -43.80 | 0.6156 | -224.25 |
| 21E | 23804.76 | -6.20 | 15258.87 | -40.74 | 0.6275 | -224.68 |
| 22 | 3544.71 | -22.00 | 15315.55 | -68.61 | 0.0671 | -88.29 |
| 23 | 20234.26 | 401.49 | 15788.41 | -9.45 | 0.7626 | -232.99 |
| 23A | 20234.26 | 266.11 | 15728.70 | -36.25 | 0.7184 | -246.85 |
| 23B | 20234.26 | 163.33 | 15668.99 | -56.19 | 0.6776 | -254.82 |
| 23C | 20234.26 | 43.64 | 15609.28 | -81.33 | 0.6096 | -260.03 |
| 23D | 437.06 | 43.64 | 15609.28 | -1.76 | 0.0132 | -5.62 |
| 23E | 437.06 | 22.28 | 15585.15 | -2.03 | 0.0123 | -5.63 |
| 23F | 437.06 | -11.00 | 15561.02 | -2.33 | 0.0112 | -5.61 |
| 23G | 359.09 | -11.00 | 15561.02 | -0.85 | 0.0096 | -3.68 |
| 23GI | 359.09 | -12.14 | 13753.44 | -0.85 | 0.0097 | -3.71 |
| 24 | 19795.76 | 43.64 | 15609.28 | -79.59 | 0.5964 | -254.43 |
| 26 | 359.09 | 43.41 | 13729.31 | -0.67 | 0.0104 | -3.71 |
| 27 | 77.97 | -11.00 | 15561.02 | -1.48 | 0.0016 | -1.94 |
| 28 | 3579.25 | -18.33 | 1735.78 | -69.83 | 0.0688 | -90.00 |
| 29 | 43.42 | -18.33 | 1735.78 | -0.26 | 0.0015 | -0.71 |



4.3.4.1. Análisis termodinámico de la sección de síntesis con la nueva red de intercambio de calor.

El trabajo perdido para la sección de síntesis modificada se ubica con **26.61 MW**, de los cuales aproximadamente el 50 % (13.46 MW) esta siendo generado por el convertidor 122-C. Este trabajo perdido es resultado de las irreversibilidades propias de la reacción de síntesis de amoníaco. El segundo equipo con casi un 9.5 % (2.52 MW) es el mezclador MIX-107, el cual debe sus irreversibilidades a que mezcla corrientes con diferentes presiones (190.3 bar y 156.1 bar) y temperaturas (108.9°C y 43.64°C).

Como puede observarse en la tabla 4.40, el trabajo perdido se encuentra distribuido de una manera homogénea entre los equipos que conforman la nueva sección de síntesis.

En cuanto a equipos en los que ingresa trabajo mecánico como es el caso del compresor de síntesis en sus diferentes etapas, se muestra que la cantidad de trabajo perdido es mínima en comparación con el trabajo mecánico que ingresa al equipo. Por ejemplo, en el compresor en su primera etapa 103 J/JT COM GAS SINT 1, presenta una admisión de 4.97 MW como trabajo mecánico de los cuales 0.95 MW es trabajo perdido. La mayor contribución de trabajo perdido esta realizada por la tercera etapa 103 J/JT COM GAS SINT 1, debido a que presenta un mayor gradiente de presión (106.8 bares) que las otras etapas.

Si se compara el trabajo perdido de esta modificación con el del caso base, se encuentra que este se observa reducido en un 4.28 % al pasar de 27.80 MW del caso a 26.61 MW para esta modificación. Esta disminución se debe principalmente a que los intercambiadores de calor que componen la nueva red tienen diferencias de temperaturas mas pequeñas comparadas con el caso base.

El trabajo perdido en el compresor de refrigeración (Tabla 4.41) se visualiza con **5.08 MW**, del cual casi el 63 % (3.20 MW) se encuentra generado por el intercambiador de calor 127-C. La principal causa de este trabajo perdido se debe a que el intercambiador se encuentra enfriando todo el refrigerante que se procesa en el compresor de síntesis con una diferencia de temperatura grande entre el refrigerante y el agua de enfriamiento. Por otra parte, el trabajo perdido de las cuatro etapas del compresor de refrigeración complementan un 32.52 % del trabajo perdido total, el restante (4.56 %) es distribuido en los otros equipos con complementan el compresor de refrigeración.

En cuanto al trabajo de compresión total se visualizan **25.65 MW**, de los cuales el 68 % (**17.63 MW**) corresponden al compresor de síntesis y el restante 31.26 % (**8.02 MW**) es utilizado por el compresor de la sección de refrigeración. Si se comparan estos resultados con el caso base, se observa que el trabajo de compresión de la sección de síntesis no presentan ningún cambio, mientras que para el compresor de refrigeración se observa una reducción de 1.5 MW; resultado de una mejor distribución de la cargas térmicas que se procesan en la sección de síntesis.

Consumo de Vapor. Para un trabajo de compresión del 25.65 MW, la cantidad de vapor ha producir es de **15769.70 kmol/h**.

Consumo de combustible y eficiencia energética. Una vez que se ha modificado la cantidad de vapor a producir, los resultados indican que son necesarios **2353.69**

Tabla 4.40: Resultados del análisis termodinámico para la sección de síntesis modificada por una nueva red de intercambiadores de calor.

| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔEx MW | T_{ext} K | Q MW | W MW | Weq MW | Sgen MW/K | Weq min MW | Wp MW | %Wp |
|-------------------------------|----------------|------------------|--------------------|-------------------|----------------|---------|--------------|-----------|--------------|---------------|--------------|---------------|
| 103 J/JT COM GAS SINT 1 | Compresor | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | - | 0.00 | 4.97 | 4.97 | 0.0032 | 4.02 | 0.95 | 3.56 |
| 170-C | Intercambiador | 3.25 | 0.0104 | 0.20 | 338.32 | 3.25 | 0.00 | 0.43 | 0.0008 | 0.20 | 0.24 | 0.89 |
| MIX-106 | Mezclador | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0003 | -0.09 | 0.09 | 0.34 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 2 | Compresor | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | - | 0.00 | 4.65 | 4.65 | 0.0031 | 3.75 | 0.90 | 3.38 |
| 116-C | Intercambiador | 4.72 | 0.0152 | 0.25 | 349.05 | 4.72 | 0.00 | 0.76 | 0.0017 | 0.25 | 0.50 | 1.88 |
| E-206 | Intercambiador | 0.10 | 0.0003 | 0.00 | 312.45 | 0.10 | 0.00 | 0.01 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| E-207 | Intercambiador | 1.28 | 0.0044 | -0.01 | 302.10 | 1.28 | 0.00 | 0.04 | 0.0002 | -0.01 | 0.05 | 0.18 |
| E-208 | Intercambiador | 0.80 | 0.0029 | -0.06 | 286.47 | 0.80 | 0.00 | -0.02 | 0.0002 | -0.06 | 0.05 | 0.17 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 3 | Compresor | 6.35 | 0.0043 | 5.09 | - | 0.00 | 6.35 | 6.35 | 0.0043 | 5.09 | 1.26 | 4.74 |
| MIX-107 | Mezclador | 0.00 | 0.0086 | -2.52 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0086 | -2.52 | 2.52 | 9.47 |
| E-201 | Intercambiador | 2.28 | 0.0074 | 0.11 | 320.32 | 2.28 | 0.00 | 0.19 | 0.0003 | 0.11 | 0.08 | 0.30 |
| E-202 | Intercambiador | 0.18 | 0.0006 | 0.00 | 304.45 | 0.18 | 0.00 | 0.01 | 0.0000 | 0.00 | 0.01 | 0.04 |
| E-203 | Intercambiador | 11.86 | 0.0407 | -0.06 | 305.11 | 11.86 | 0.00 | 0.46 | 0.0018 | -0.06 | 0.52 | 1.97 |
| E-212 | Intercambiador | 4.50 | 0.0163 | -0.29 | 283.71 | 4.50 | 0.00 | -0.15 | 0.0005 | -0.29 | 0.14 | 0.53 |
| E-213 | Intercambiador | 8.30 | 0.0306 | -0.67 | 283.50 | 8.30 | 0.00 | -0.28 | 0.0013 | -0.67 | 0.39 | 1.47 |
| MIX-121 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| MIX-122 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| E-211 | Intercambiador | 3.06 | 0.0119 | -0.43 | 269.80 | 3.06 | 0.00 | -0.26 | 0.0006 | -0.43 | 0.16 | 0.62 |
| E-210 | Intercambiador | 4.78 | 0.0189 | -0.75 | 261.46 | 4.78 | 0.00 | -0.58 | 0.0006 | -0.75 | 0.17 | 0.63 |
| E-209 | Intercambiador | 2.15 | 0.0089 | -0.47 | 253.69 | 2.15 | 0.00 | -0.33 | 0.0005 | -0.47 | 0.14 | 0.51 |
| E-205 | Intercambiador | 0.30 | 0.0013 | -0.08 | 278.46 | 0.30 | 0.00 | -0.02 | 0.0002 | -0.08 | 0.06 | 0.24 |
| 103 J/JT COMP GAS SINT 4 (C1) | Compresor | 1.66 | 0.0014 | 1.25 | - | 0.00 | 1.66 | 1.66 | 0.0014 | 1.25 | 0.41 | 1.54 |
| E-200 | Intercambiador | 25.14 | 0.0715 | 4.19 | 373.44 | 25.14 | 0.00 | 5.41 | 0.0042 | 4.19 | 1.22 | 4.58 |
| 122-C CONVERTIDOR | Reactor | 0.00 | 0.0459 | -13.46 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0459 | -13.46 | 13.46 | 50.58 |
| 123-C1 | Intercambiador | 26.80 | 0.0497 | 12.22 | 604.43 | 26.80 | 0.00 | 13.80 | 0.0054 | 12.22 | 1.58 | 5.93 |
| 123-C | Intercambiador | 19.95 | 0.0451 | 6.74 | 486.06 | 19.95 | 0.00 | 7.92 | 0.0040 | 6.74 | 1.18 | 4.44 |
| E-204 | Intercambiador | 0.28 | 0.0009 | 0.00 | 305.98 | 0.28 | 0.00 | 0.01 | 0.0000 | 0.00 | 0.01 | 0.05 |
| V-103 | Separador | 0.00 | 0.0017 | -0.49 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0017 | -0.49 | 0.49 | 1.82 |
| VLV-111 | Valvula | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | 0.03 | 0.11 |
| Total | | | | | | | 17.63 | | | | 26.61 | 100.00 |





kmol/h de gas natural. De los cuales 849.59 kmol/h son utilizados como fuente calentamiento para la planta y el restante (1504.10 kmol/h) corresponde al gas natural utilizado como materia prima.

La alimentación a la planta en cantidades másicas es de 42513.15 kg/h de gas natural, mismos que representan 1870.58 GJ/h. Si la producción de amoníaco total es de 60.44 Tm NH₃/h, **la eficiencia energética** resultante es de **30.95 GJ/Tm NH₃**.

Emisiones de CO₂. La emisión de CO₂ que la planta produce es de **114.44 Tm CO₂/h**, de las cuales 41.31 Tm CO₂/h son producidas por la combustión de gas natural y las 73.13 Tm CO₂/h restantes son las debidas al proceso.

Considerando la producción de amoníaco antes utilizada, la emisión específica resultante es de **1.89 Tm CO₂/Tm NH₃**.

Consumo de agua de enfriamiento. La planta con la nueva red de intercambio de calor en la sección fría consume **5132.8 m³/h**, de los cuales aproximadamente el 60 % (2965 m³/h) esta siendo consumido por el intercambiador de calor 127-C. El resto se encuentra distribuido entre los enfriadores de la sección de síntesis y los inter-enfriadores del compresor de refrigeración.



Tabla 4.41: Resultados del análisis termodinámico para el compresor de refrigeración cuando la sección de síntesis tiene una nueva red de intercambiadores de calor.

| Nombre | Equipo | ΔH MW | ΔS MW/K | ΔEx MW | T_{ext} K | Q MW | W MW | Weq MW | Sgen MW/K | Weq min MW | Wp MW | %Wp |
|-------------------|----------------|------------------|--------------------|-------------------|----------------|---------|-------------|-----------|--------------|---------------|-------------|---------------|
| 105-J/JT-1ER PASO | Compresor | 0.20 | 0.0002 | 0.15 | - | 0.00 | 0.20 | 0.20 | 0.0002 | 0.15 | 0.05 | 1.04 |
| MIX-109 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.02 | 0.02 | 0.46 |
| 105-J/JT-2DO PASO | Compresor | 1.26 | 0.0010 | 0.98 | - | 0.00 | 1.26 | 1.26 | 0.0010 | 0.98 | 0.28 | 5.48 |
| 167-C | Intercambiador | 0.55 | 0.0018 | 0.03 | 324.99 | 0.55 | 0.00 | 0.05 | 0.0001 | 0.03 | 0.03 | 0.51 |
| MIX-110 | Mezclador | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0001 | -0.03 | 0.03 | 0.65 |
| 105-J/JT-3ER PASO | Compresor | 2.28 | 0.0016 | 1.81 | - | 0.00 | 2.28 | 2.28 | 0.0016 | 1.81 | 0.47 | 9.31 |
| 128-C | Intercambiador | 1.90 | 0.0062 | 0.09 | 334.21 | 1.90 | 0.00 | 0.23 | 0.0005 | 0.09 | 0.14 | 2.75 |
| MIX-111 | Mezclador | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | - | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.0000 | -0.01 | 0.01 | 0.18 |
| 105-J/JT-4TO PASO | Compresor | 4.27 | 0.0029 | 3.42 | - | 0.00 | 4.27 | 4.27 | 0.0029 | 3.42 | 0.85 | 16.69 |
| 127-C | Intercambiador | 34.90 | 0.1126 | 1.89 | 343.23 | 34.90 | 0.00 | 5.09 | 0.0109 | 1.89 | 3.20 | 62.92 |
| Total | | | | | | | 8.02 | | | | 5.08 | 100.00 |



Capítulo 5

Resultados.

5.1. Implementación de un pre-reformador.

La disminución en el trabajo perdido por la integración de un pre-reformador se muestra con un **4.75 %** al disminuir de 55.99 MW del caso base a **53.61 MW** para el proceso modificado (Figura 5.1). Esta reducción se debe principalmente al trabajo perdido eliminado en el reformador primario. Siendo el trabajo perdido del caso base de 11.55 MW y 7.52 MW para el caso modificado, la reducción se presenta con casi 4 MW. Esta disminución es posible debido a que las reacciones de craqueo catalítico de los hidrocarburos pesados (que antes se realizaban en el reformador primario) se realizan a mas baja temperatura en el pre-reformador.

Como puede notarse, aunque agregar un pre-reformador se traduce en un equipo adicional de proceso, éste no resulta de gran relevancia en el aumento de trabajo perdido puesto que solo produce **1.57 MW** que representan tan solo el **2.9 %** del trabajo perdido total de la sección de reformación modificada.

Por otra parte, beneficios adicionales resultan de gran importancia:

- Se observa una disminución de la carga térmica del reformador primario en un **16.63 %** al bajar de 87.38 MW del caso base a 72.85 MW del proceso al que se le ha integrado un pre-reformador, lo cual resulta en un equipo de menor tamaño.
- La reducción en el consumo de vapor proporciona ahorros de energía significativos, además de eliminar el riesgo de formación de carbón en el reformador primario por una temperatura de alimentación mas alta.
- La temperatura de los efluentes del reformador secundario se incrementa, lo cual puede proporcionar una calidad de vapor mas alta. Para el caso base 993°C y 1003°C para el caso en el que se ha agregado un pre-reformador.

La implementación de un pre-reformador ofrece una reducción en el consumo de vapor en un **5.36 %** al disminuir de 16690.62 kmol/h del caso base a 15795.62 kmol/h para el caso en el que se ha integrado un pre-reformador.



CAPÍTULO 5. RESULTADOS.

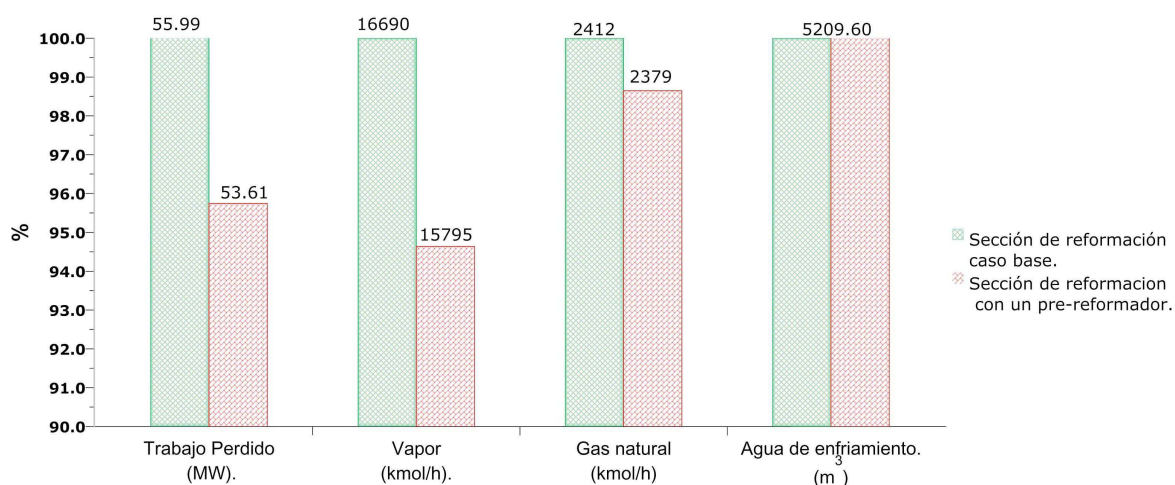


Figura 5.1: Resultados de la implementación simulada de un pre-reformador. Parte 1.

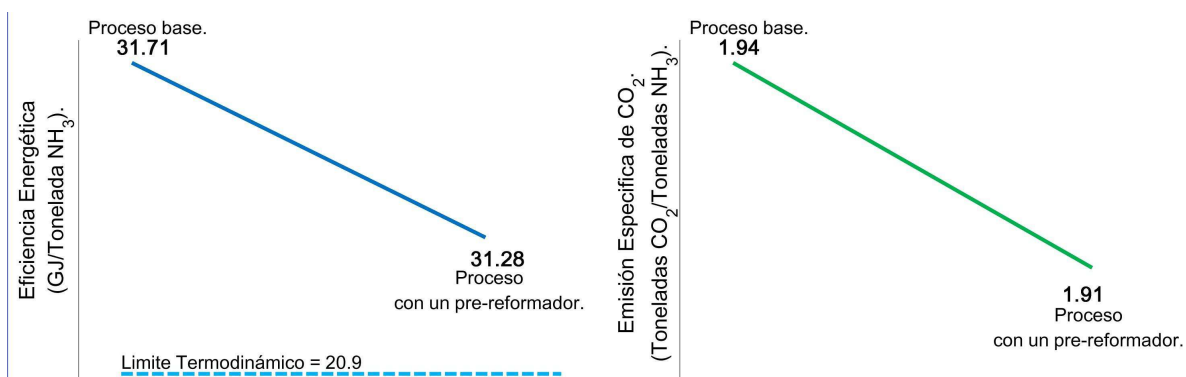


Figura 5.2: Resultados de la implementación simulada de un pre-reformador (Eficiencia energética y emisiones de CO₂).

En cuanto al consumo de gas natural, se presenta **un ahorro en casi un 1.36 % (32.60 kmol/h)** que equivale a 591.39 kg/h¹. Este resultado es generado directamente por la reducción en el consumo de vapor de proceso en 895 kmol/h (5.36%). Por otra parte, no se observan variaciones en el consumo de agua de enfriamiento.

Comparando la eficiencia energética del caso base y del caso modificado (Figura 5.2), se observa que la eficiencia energética de la planta modificada por la integración de un pre-reformador se visualiza mejorada en **0.43 MW/Tm NH₃** producido. Aunque se observa que esta mejora en la eficiencia de la planta es pequeña pero **significativa**, se debe tener muy en cuenta que esta eficiencia se obtiene de una pequeña reducción en el consumo de vapor de proceso y no confiere un resultado único que represente el máximo potencial de implementar un pre-reformador.

El aumento de la eficiencia energética de la planta por la integración de un pre-reformador, conlleva inherentemente una reducción en las emisiones de CO₂ en **0.03**

¹Para el cálculo del flujo de gas ahorrado, se toma en consideración que el peso molecular del gas natural utilizado es de 18.06 kg/kmol

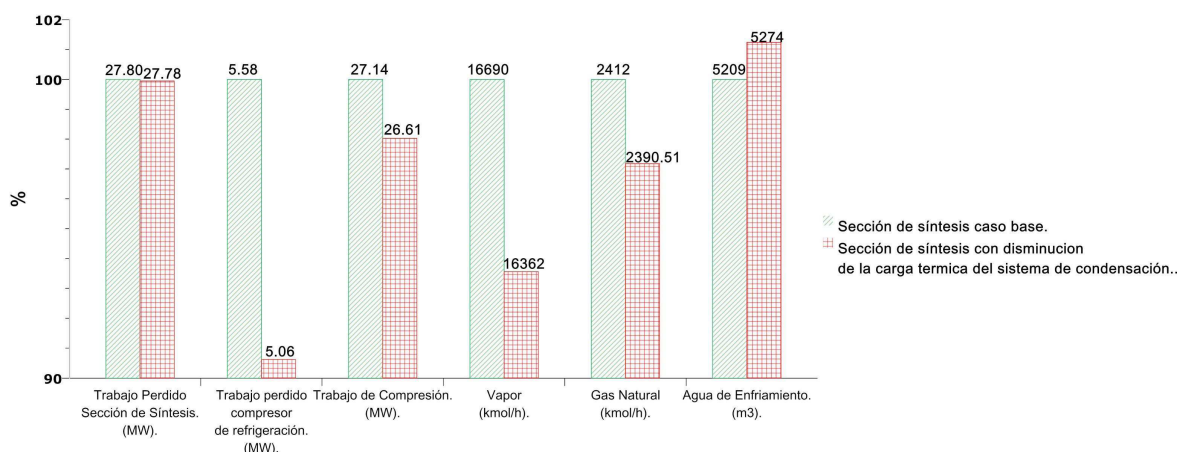


Figura 5.3: Resultados de la reducción de las cargas térmicas del sistema de condensación de amoníaco.

T_m CO₂/T_m NH₃ producido.

La idea de implementar un reformador sirve como base para verificar que efectivamente podemos reducir el trabajo perdido de equipos de proceso en la sección de reformación, dando como resultado un aumento en la eficiencia energética; pero se requiere un estudio mas detallado para poder cuantificar el máximo potencial de la integración de un pre-reformador a esta planta de amoníaco.

5.2. Reducción de la carga térmica en el loop de síntesis.

La reducción de las cargas térmicas en el sistema de condensación de amoníaco ofrece una reducción en el trabajo perdido de la sección de síntesis de aproximadamente un 0.05 % al disminuir de **27.80 MW** del caso base a **27.78 MW** para el caso modificado (Figura 5.3). Esta reducción de trabajo perdido se distribuye entre los equipos que componen la sección de síntesis.

Por otra parte la reducción de trabajo perdido en el compresor de refrigeración se presenta aproximadamente con un **9 %** al disminuir de **5.58 MW** en el caso base a **5.06 MW** para el caso modificado. Esta disminución se realiza principalmente en el intercambiador de calor 127-C, ya que disminuye el flujo másico de amoníaco que tiene que ser enfriado en este equipo de proceso.

El trabajo de compresión total disminuyó en aproximadamente un **2 %** al bajar de **27.14 MW** para el caso base a **26.61 MW** para el caso modificado.

Para la sección de síntesis se observa una reducción de **0.06 MW** al disminuir de **17.63 MW** a **17.57 MW**, este resultado se debe a que el nuevo flujo no pasa por el sistema de condensación de amoníaco y así se evita ingresarlo a la cuarta etapa del compresor de síntesis. Aunque el nuevo flujo pasa a un nuevo compresor, este evita las caídas de presión que se generan al pasar por los intercambiadores de calor 140-C, 117-C

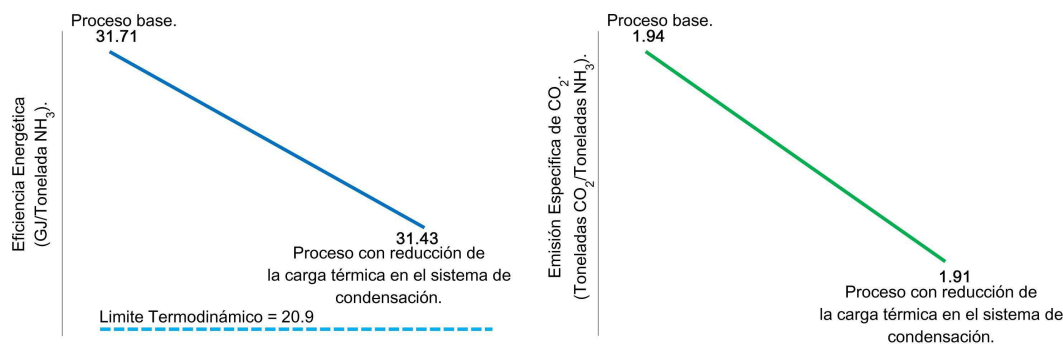


Figura 5.4: Resultados de la reducción de carga térmica en el sistema de condensación de amoníaco.(Eficiencia energética y emisiones de CO₂).

y 118-C, por lo que se necesita una menor cantidad energética para ser comprimido a la presión de alimentación al reactor.

En el compresor de refrigeración se disminuye de 9.51 MW del caso base a 9.04 MW para el diseño modificado. Esta disminución se debe principalmente a la reducción de la cantidad de amoníaco que ingresa en cada etapa del compresor de refrigeración, principal beneficio de la reducción de la carga térmica del sistema de condensación de amoníaco.

En cuestión del consumo de vapor, la disminución en el trabajo de compresión de la sección de síntesis y refrigeración, se traduce directamente a producir casi un **2.0 % menos vapor** que el caso base, al disminuir de **16690.62 kmol/h** a **16362.0 kmol/h** de vapor.

La disminución en el consumo de vapor para generar potencia ofrece un ahorro en el **consumo de gas natural de 21.49 kmol/h (388.11 kg/h)**, lo que equivale a una reducción del 0.89 % del gas natural del caso base al del caso modificado.

Los resultados para el **consumo de agua de enfriamiento** indican un ligero incremento de un **1.24 %** al subir de **5209.6 m³/h** del caso base a **5274 m³/h** para el caso modificado. Esto es resultado de un incremento en la carga térmica del intercambiador de calor 124-C encargado de iniciar el proceso de condensación de amoníaco en la corriente de reciclo.

Como lo indica la reducción en el consumo de combustible, la **eficiencia energética** se observa favorecida al disminuir de 31.71 GJ/Tm NH₃ del caso base a **31.43 GJ/Tm NH₃** del caso modificado (Figura 5.4).

El incremento de la eficiencia de la planta lleva consigo una reducción de **0.03 Tm CO₂/ Tm NH₃** producido.

5.3. Re-ubicación de la corriente de alimentación al loop de síntesis.

Como se observa en la figura 5.5, la modificación presenta una reducción en el trabajo perdido de la sección de síntesis en un **9.01 %** al disminuir de 27.80 MW del caso base a **25.29 MW** del caso modificado. El motivo de esta reducción se debe principalmente

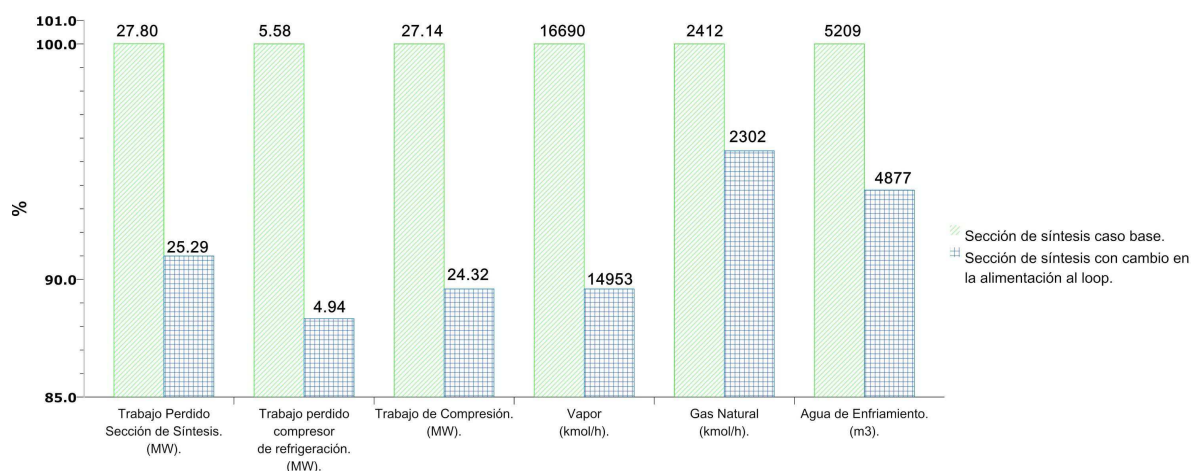


Figura 5.5: Resultados del cambio de alimentación al loop síntesis de amoníaco.

a que el sistema de condensación de amoníaco no procesa el gas de reposición (corriente de alimentación) al loop de síntesis, esto confiere la reducción de las cargas térmicas que se transfieren en los enfriadores, a demás de la reducción del trabajo en la cuarta etapa del compresor de síntesis.

Como las cargas térmicas disminuyen en el sistema de condensación de amoníaco, esto genera de igual manera una reducción en el trabajo perdido del compresor de refrigeración en un **11.47 %**. La disminución se realiza de 5.58 MW del caso base a **4.94 MW** para el caso modificado. Esto es posible debido a que se reduce la cantidad de amoníaco que ingresa al compresor.

En cuanto al trabajo de compresión total, se muestra una reducción del **10.41 %** disminuyendo de 27.14 MW para el caso base a **24.31 MW** para el caso modificado. En la sección de **síntesis** se reducen aproximadamente **1.80 MW**, que es resultado de la reducción del flujo que ingresa a la cuarta etapa del compresor de síntesis, a demás de la disminución en la presión de salida de los efluentes del tercer paso del compresor.

Para la sección de refrigeración se observa una disminución en el trabajo de compresión de **1.02 MW**, resultado de la disminución de las cargas térmicas en el sistema de condensación, lo que reduce la cantidad de amoníaco que ingresa al compresor de refrigeración.

Las reducciones en la cantidad de trabajo mecánico en la sección síntesis y refrigeración se traducen a producir un **10.41 % menos vapor**, al pasar de 16690 kmol/h del caso base a **14953 kmol/h** para la planta modificada.

Por otra parte la reducción en el consumo de gas natural como combustible no se hace esperar, puesto que se visualiza una **reducción del 4.54 %** al bajar de **2412 kmol/h** del caso base a **2302 kmol/h** para la planta modificada. Es decir, se presenta un **ahorro de 110 kmol/h (1974.38kg/h)** de gas natural, hecho que hace posible una inminente **eliminación de operación de la caldera auxiliar**.

Como se observa en la figura 5.6, la **eficiencia energética neta** de la planta con re-ubicación de la alimentación al loop es de **30.21 GJ/Tm NH₃**. Por lo tanto, la planta con la medida implementada consume 1.5 GJ menos por tonelada de amoníaco

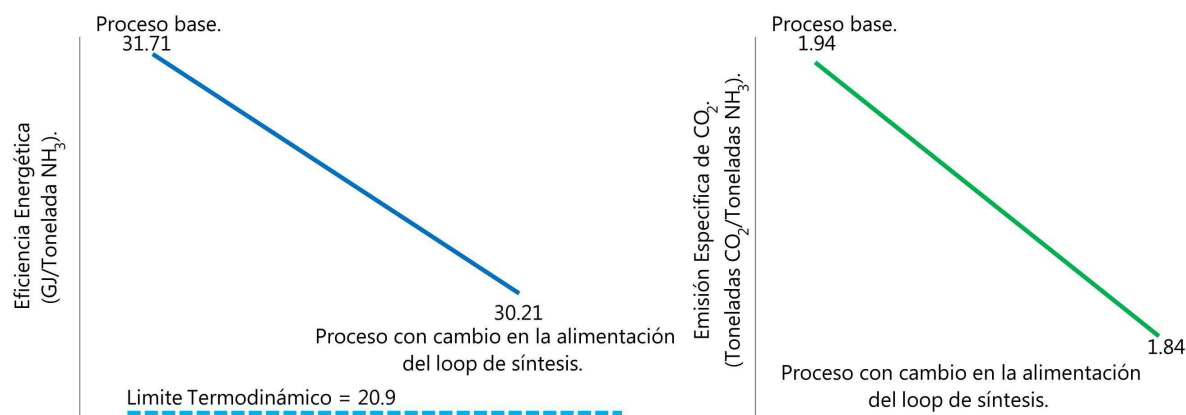


Figura 5.6: Resultados del cambio en la alimentación al loop de amoniaco.(Eficiencia energética y emisiones de CO₂).

producido que el caso base.

En cuanto al consumo de agua de enfriamiento, se hace visible una reducción del **6.4 %** respecto al caso base, al bajar de **5209.6 m³/h** a **4877.2 m³/h** para la planta modificada. Esto es posible debido a la reducción principalmente de las cargas térmicas de enfriamiento del intercambiador de calor 124-C en la sección de síntesis y la reducción de las cargas térmicas de los inter-enfriadores del compresor de refrigeración, principalmente el equipo 127-C.

Comparando las emisiones específicas de planta base con la planta modificada, se observa una disminución en aproximadamente **0.1 Tm CO₂/Tm NH₃** producido. Esta reducción se lleva de **1.94 Tm CO₂/Tm NH₃** para el caso base a **1.84 Tm CO₂/Tm NH₃** para el caso modificado.

5.4. Re-ubicación simultanea de las corrientes de alimentación y purga en el loop de síntesis.

El trabajo perdido para esta nueva modificación tipológica se ubica con **25.21 MW** que comparado con el caso base (27.80 MW) presenta una disminución del **9.31 %**. Como se observa en la figura 5.7, el re-ubicar la corriente de purga presenta un adicional en la reducción del trabajo perdido que cuando se re-ubica solo la alimentación. Esto es posible por la eliminación de equipos de proceso que la re-ubicación de la corriente de purga elimina.

El trabajo perdido en la sección de refrigeración de igual manera se observa beneficiado puesto que se observa una reducción de **0.01 MW** adicionales cuando se re-ubica también la corriente de purga. EL trabajo perdido de la sección de refrigeración se ubica con **4.93 MW**. La reducción adicional se debe a que se procesa una menor cantidad de amoniaco en el compresor de refrigeración, por la eliminación de intercambiador de calor 125-C, equipo que en el caso base procesa la purga para la recuperación de amoniaco.



CAPÍTULO 5. RESULTADOS.

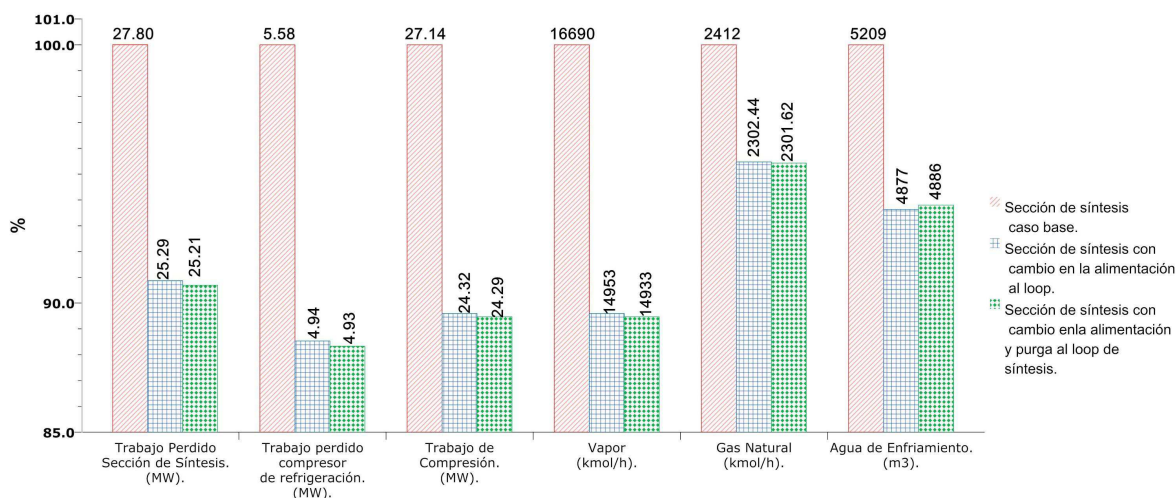


Figura 5.7: Resultados de la re-ubicación simultanea de las corrientes de alimentación y purga al loop síntesis.

Por otra parte el trabajo de compresión total se reduce aproximadamente en un **10.53 %** al bajar de **27.14 MW del caso base a 24.29 MW para el caso modificado**. Como se observa en la figura 5.7, el re-ubicar adicionalmente la corriente de purga junto con la corriente de alimentación genera una reducción adicional en el trabajo de compresión total. La disminución adicional es de **0.03 MW**, resultado de la reducción del flujo másico que procesan los compresores de síntesis (en su cuarta etapa) y refrigeración.

La reducción en el trabajo de compresión total se traduce a producir un **10.53 % menos vapor**, al pasar de **16690 kmol/h** del caso base a **14933 kmol/h** para la planta modificada. El re-ubicar la corriente purga en combinación con la corriente de alimentación al loop, produce una reducción adicional en el consumo de vapor de **19 kmol/h**.

La reducción en el consumo de gas natural se visualiza con un **4.58 %** al bajar de **2412 kmol/h** del caso base a **2301.62 kmol/h** para la planta modificada. La reducción adicional de gas natural por la re-ubicación de la corriente de purga se muestra con la mínima cantidad de **0.81 kmol/h**.

Como se observa en la figura 5.8, la eficiencia energética de la planta con la re-ubicación simultanea de las corrientes de alimentación y purga al loop de síntesis es de **30.20 GJ/Tm NH₃**. Comparando esta eficiencia con la obtenida cuando se re-ubica solo la corriente de alimentación al loop, se observa que la hay una reducción de adicional de **0.01 GJ** por cada tonelada de amoniaco que se procesa.

Por otra parte, la cantidad de **agua de enfriamiento** aumenta cuando se re-ubica simultáneamente la corriente de purga y alimentación. El aumento se visualiza con **9 m³/h**, lo que genera un consumo total de **4886 m³/h**. Este resultado se presenta por el aumento de la carga térmica del intercambiador de calor 124-C, resultado de la re-ubicación de la corriente de purga posterior al sistema de condensación.

La reducción en el consumo de combustible debido a la re-ubicación simultanea de las corrientes de alimentación y purga del loop de síntesis lleva consigo una reducción

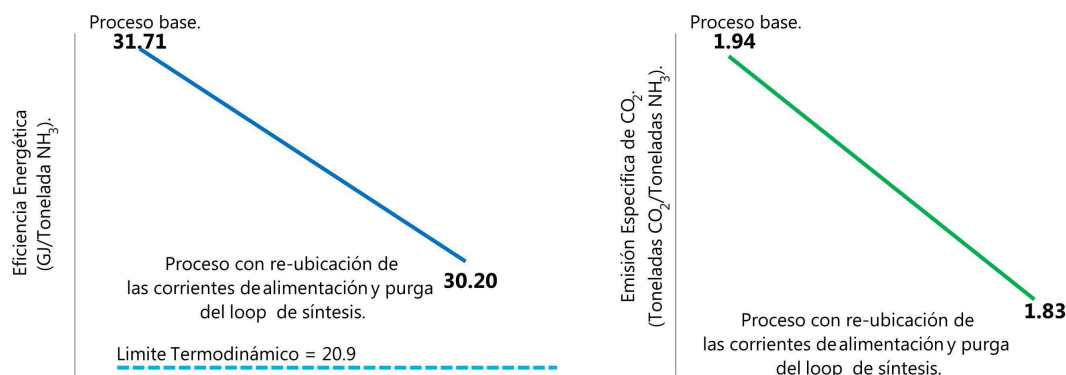


Figura 5.8: Resultados de la re-ubicación de las corrientes de alimentación y purga del loop de amoníaco.(Eficiencia energética y emisiones de CO₂).

de aproximadamente 4.58 % en las emisiones de CO₂, al disminuir de 117.3 Tm CO₂/h para el caso base a 111.90 Tm CO₂/h para la planta modificada. La emisión específica resultante es de **1.83 Tm de CO₂/Tm de NH₃**.

5.5. Integración de turbinas generadoras de potencia.

El trabajo perdido en la sección de síntesis para esta nueva modificación presenta un alarmante **incremento del 44 %** al pasar de **27.80 MW** del caso base a **40.05 MW** para el caso modificado (Figura 5.9). Este incremento es obtenido principalmente en el intercambiador de calor 124-C, el cual enfría la corriente de proceso con un diferencial de temperatura de 239°C, bastante alto si se compara con el caso base de 8.84°C. La diferencia de temperatura esta determinada por la condición de mantener constantes los parámetros de operación al convertidor 122-C (Temperatura fija).

Es importante hacer notar que el impacto en el **incremento de trabajo perdido** en esta sección, no se traduce solo en el consumo de combustible que ingresa a la planta, sino que se visualiza reflejado de igual manera en el **consumo del fluido de utilidad** del intercambiador de calor 124-C, hecho que se visualiza posteriormente.

Para la sección de refrigeración, el trabajo perdido muestra una ligera disminución de **0.1 MW** al pasar de 5.58 MW del caso base a **5.48 MW** para el caso modificado. La reducción se ubica principalmente sobre el intercambiador de calor 127-C debido a que procesa una menor cantidad de amoníaco.

Por otra parte el trabajo de compresión total se muestra reducido en un **16.91 %** al reducir de 27.14 MW del caso base a **22.55 MW** para el caso modificado. La reducción se observa principalmente en el loop de síntesis al disminuir de **17.62 MW** del caso base a **12.98 MW** del proceso modificado. La principal causa de esta disminución se debe a la cantidad de energía que la turbina K-103 proporciona, energía que es liberada por la expansión directa de los efluentes del convertidor de síntesis, además de la pequeña contribución de energía que la turbina K-104 proporciona por la expansión de la corriente de purga. Por otra parte, se visualiza una penalidad de 0.06 MW en la

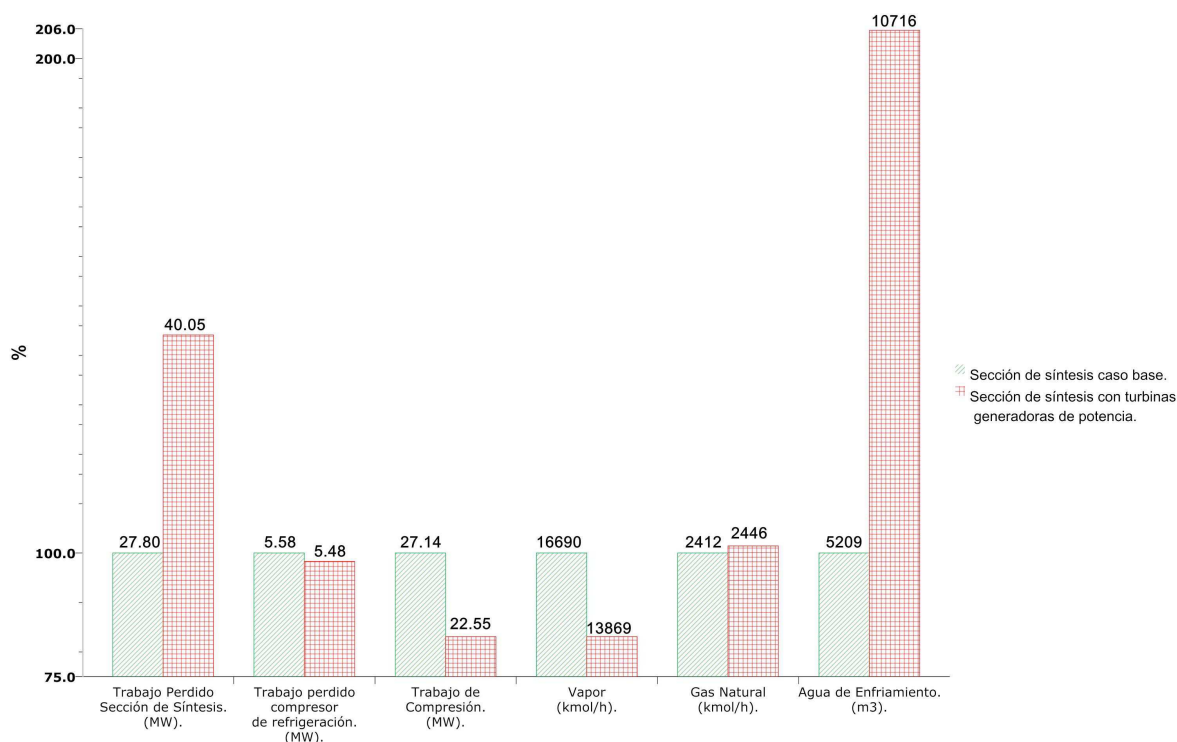


Figura 5.9: Resultados de la integración de turbinas generadoras de potencia al loop síntesis.

energía de compresión en la sección de refrigeración. Estos resultados concuerdan con los resultados obtenidos en , donde especifica un gran ahorro en la energía de compresión en la sección de síntesis.

La reducción en el trabajo de compresión total de la sección de síntesis y refrigeración se traduce a producir un **16.91 % menos vapor**. Por lo que disminuye de **16690 kmol/h** del caso base a **13868 kmol/h** para la planta modificada, es decir; se presenta un ahorro de 2821.96 kmol/h de vapor.

Por otra parte, aunque la implementación de un ciclo Braytón brinda una gran reducción en el consumo de vapor, éste no es suficiente como para brindar una reducción en el consumo de combustible debido a lo siguiente:

La carga térmica que los efluentes del convertidor de síntesis proporcionan en el caso base es de 46.78 MW (26.83 MW del intercambiador 123-C1 y 19.95 del intercambiador 123-C). Por otra parte, la carga térmica del agua que no se calienta en la integración del ciclo Braytón es de 12.62 MW, por lo que aun hay una necesidad de 34.16 MW para el agua restante que si debe calentarse. Si se realiza la integración de la carga térmica del agua que no se vaporiza (18.12 MW) para el calentamiento de agua, aun hay una necesidad de 16.04 MW. Por lo tanto se puede concluir que, la carga térmica del agua que no se calienta y vaporiza es mucho menor que la carga térmica del agua que si debe ser calentada. Esto se refleja en la siguiente desigualdad.

$$Q_{cal} + Q_{vap} < Q_{cal\ resto}$$

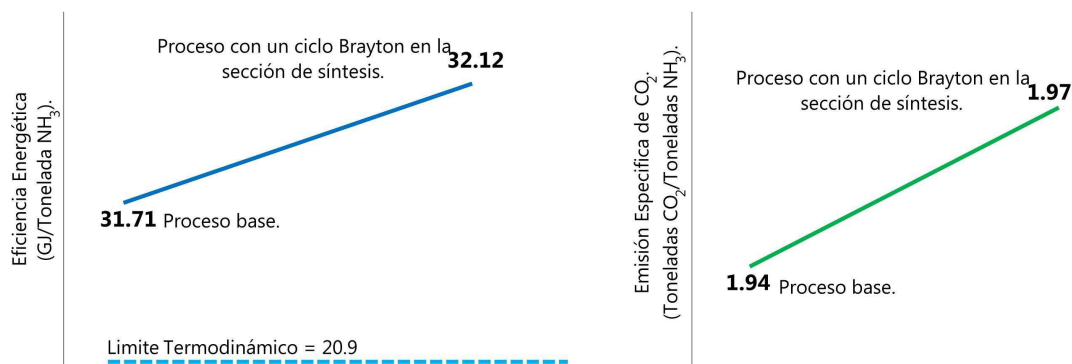


Figura 5.10: Resultados de la integración de un ciclo Braytón en el loop de síntesis.

donde Q_{cal} y Q_{vap} es la carga de calentamiento y vaporización del agua que se ahorra en la integración del ciclo braytón. $Q_{cal\ resto}$ es la carga térmica del agua que si debe calentarse después de implementar el ciclo Brayton. Por lo tanto la desigualdad queda como:

$$12,62MW + 18,12MW < 46,78MW$$

$$30,74MW < 46,78MW$$

Realizando la integración de calor de todo el proceso para cubrir la carga energética del calentamiento de agua de caldera, se observa un **incremento** en el **consumo de gas natural** en un **1.41 %**. Es decir incrementamos de **2412 kmol/h** del caso base a **2446 kmol/h** para la planta modificada, es decir se presenta un **incremento de 34 kmol/h (618 kg/h) de gas natural**. Lo anterior indica que no se obtiene ningún ahorro en el consumo de gas natural por la implementación de un ciclo Brayton en la sección de síntesis. Este resultado es muy importante debido a que los resultados obtenidos son basados en el proceso global y no solo de forma local, lo que ayuda a evaluar de manera mas objetiva la integración de un ciclo Brayton en la sección de síntesis.

Comos se observa en la figura 5.10, la eficiencia energética de la planta con la implementación de un ciclo Braytón es de **32.12 GJ/Tm NH₃**. Por lo tanto, la planta consume 0.41 GJ más que el caso base por cada tonelada de amoniaco producido con un ciclo Brayton en el loop de síntesis.

El ligero incremento en el consumo de combustible genera 0.03 Tm CO₂/Tm NH₃ producido. Por lo que la emisión especifica resultante es de **1.97 Tm CO₂/Tm NH₃ producido**.

El impacto mas notable y de gran importancia al integrar un ciclo Brayton en el loop de síntesis, se visualiza en el consumo de agua de enfriamiento puesto que se observa un alarmante aumento de un 105.5%, resultado del gran aumento del trabajo perdido en el intercambiador de calor 124-C.

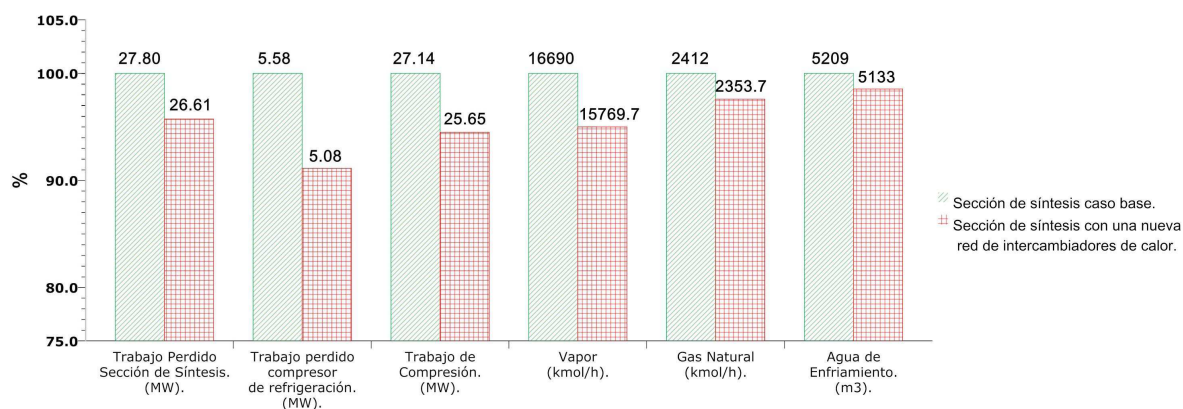


Figura 5.11: Resultados de la sección de síntesis con una nueva red de intercambiadores de calor.

5.6. Integración térmica del proceso por el análisis del punto de pliegue (Análisis Pinch).

La nueva red de intercambiadores de calor en la sección de síntesis reduce el trabajo perdido en un **4.28 %** al bajar de 27.80 MW del caso base a **26.61 MW** para el caso modificado. Esta reducción se debe principalmente a que el diseño de una red de intercambiadores de calor con el análisis pinch, tiene su fundamento en reducir las temperaturas promedio de las corrientes entre las cuales se realiza en intercambio de calor. Lo cual se considera como una medida primaria para reducir el trabajo perdido en un intercambiador de calor.

La nueva red en la sección de síntesis tiene como impacto la reducción en un **8.89 %** el trabajo perdido del compresor de refrigeración. La reducción se realiza desde 5.58 MW para para el caso base a **5.08 MW** para el caso modificado. Este resultado es obtenido debido a que re-distribuyen de manera mas eficiente las cargas térmicas en el sistema de condensación de amoniaco, lo cual genera una reducción en la cantidad de amoniaco que tiene que ser procesada por el compresor de refrigeración.

Los resultados para el **trabajo de compresión total**, visualizan una **reducción** de aproximadamente un **5.52 %**. Esta reducción se observa al disminuir de 27.14 MW del caso base a **25.65 MW** para el caso que contempla la nueva red. Esta reducción se ubica solo en la sección de refrigeración puesto que el análisis pinch no involucra cambios en energía mecánica del proceso. El trabajo de compresión en la sección de refrigeración disminuye en respecto al caso base de 9.51 MW a **8.02 MW**. Esta disminución es el principal resultado del diseño de una nueva red de intercambiadores de calor en la sección de síntesis.

La reducción en el trabajo de compresión en la sección de refrigeración se traduce a producir un **5.52 %** menos vapor que en el caso base. Este se reduce de 16690 kmol/h en el caso base a **15769.7 kmol/h** para el caso modificado.

Para una cantidad de 15769.7 kmol/h de vapor, la cantidad de **gas natural** utilizado por la planta es de **2353.69 kmol/h**, comparando esta cantidad con el caso base se observa una reducción de **58.31 kmol/h (1048.73 kg/h)** que equivalen a un **2.42 %**

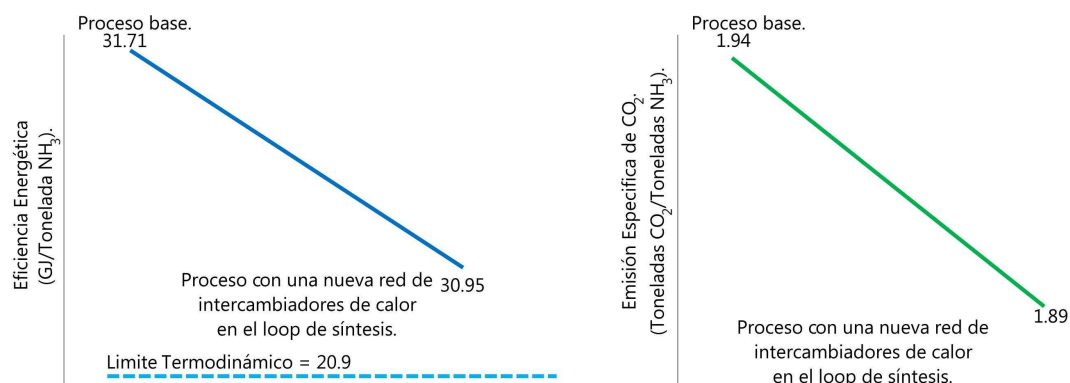


Figura 5.12: Resultados de la sección de síntesis con una nueva red de intercambiadores de calor (Eficiencia energética y emisiones de CO₂).

del caso base. Como se observa en la figura 5.12, esta reducción aumenta la **eficiencia energética** a **30.95 GJ/Tm NH₃**. Comparando esta nueva eficiencia con la del caso base, se observa que por cada tonelada de amoníaco producido en la nueva planta se utilizan 0.76 GJ menos que el caso base.

Por otra parte, la reducción en el consumo de combustible produce una **decremento** en las emisiones de CO₂ de aproximadamente **0.047 Tm CO₂/ Tm NH₃** producido.

El consumo de **agua de enfriamiento** también se observa beneficiado con una reducción en un **1.47 % (76.8 m³)**. Esta se observa al reducir de 2509 m³ del caso base a **2133 m³** para el caso modificado. Esta reducción es posible principalmente debido a que los enfriadores que se encuentran entre cada etapa del compresor de refrigeración procesan una menor cantidad de vapor que en el caso base.

Un resumen del impacto de las modificaciones que se implementaron en la planta puede visualizarse en la tabla 5.1.

Tabla 5.1: Tabla resumen con los resultados más importantes de las modificaciones.

| Caso | Trabajo perdido MW | Consumo de combustible. kg/h | Ahorro kg/h | % | Eficiencia energética GJ/Tm NH ₃ | Aumento en la eficiencia energética GJ/Tm NH ₃ | Vapor kmol/h | Ahorro kmol/h | Agua de enfriamiento m ³ | Ahorro |
|-------------------------------------|--------------------------|------------------------------------|----------------|-------|---|---|-----------------|------------------|---|------------|
| Sección de Reformación. | | | | | | | | | | |
| Base | 55.99 | 43561.88 | | | 31.71 | | 16690 | | 5209 | |
| Pre-reformador | 53.61 | 42970.49 | 591.39 | 1.36 | 31.28 | 0.43 | 15795 | 895 | 5209 | - |
| Sección de Síntesis | | | | | | | | | | |
| Base | 27.80 | 43561.88 | | | 31.71 | | 16690 | | 5209 | |
| Reducción de cargas térmicas | 27.70 | 43178.09 | 383.79 | 0.88 | 31.43 | 0.28 | 16362 | 328 | 5274 | -65 |
| Cambio en la alimentación | 25.29 | 41587.5 | 1974.38 | 4.53 | 30.21 | 1.5 | 14953 | 1737 | 4877 | 332 |
| Cambio en la alimentación y purga | 25.21 | 41572.63 | 1989.25 | 4.57 | 30.2 | 1.51 | 14933 | 1757 | 4886 | 323 |
| Integración de un ciclo de potencia | 40.05 | 44179.93 | -618.05 | -1.42 | 32.12 | -0.41 | 13869 | 2821 | 10716 | -5507 |
| Análisis Pinch | 26.61 | 42513.15 | 1048.73 | 2.41 | 30.95 | 0.76 | 15770 | 920 | 5133 | 76 |





Capítulo 6

Conclusiones y perspectivas a futuro.

Durante la realización de este trabajo y después de hacer un análisis a los resultados obtenidos se llegó a las siguientes conclusiones.

- Se realizó la simulación de la planta de amoníaco en Aspen Hysys que representara lo más posible la planta real y que no presentara problemas de divergencia en la solución a cambios tipológicos posteriores. El resultado fue una simulación capaz de ofrecer una gran flexibilidad al cambio en su estructura, sin diverger en los resultados de nuevas configuraciones.
- Se realizó un análisis termodinámico de la planta para determinar su estado actual en cuanto a trabajo perdido, eficiencia energética, emisiones de CO₂ y consumo de agua de enfriamiento.
- Se realizó una revisión bibliográfica para determinar las medidas actuales que se están implementando en plantas de amoníaco para aumentar su eficiencia energética. El resultado fue la implementación de un reactor adiabático de baja temperatura en la sección de reformación e implementación de un ciclo Brayton en la sección de síntesis.

Las modificaciones tipológicas de la planta como re-ubicación de las corrientes de alimentación y purga al loop de síntesis, dependen exclusivamente de la configuración que una planta presente y no son aplicables a todas las plantas de amoníaco.

Por otra parte, el análisis pinch puede ser aplicado a cualquier planta; ya que es considerada una herramienta fundamental del diseño de procesos, la cual se basa en cargas energéticas propias de un proceso.

Otras investigaciones se centran sobre modificaciones a nivel de equipo y no a nivel de planta que es lo que se busca.

- Debido a que la simulación se diseñó de manera muy estable, se implementaron las medidas de ahorro de energía en la planta de amoníaco satisfactoriamente.



Posteriormente se realizaron nuevos análisis termodinámicos de la planta modificada.

- Se compararon los resultados del análisis termodinámico del caso base y de los casos modificados, con el fin de encontrar las ventajas y desventajas de cada una de las medidas implementadas. Como se observa en el capítulo anterior, la medida que ofrece mayores resultados es la re-ubicación simultánea de las corrientes de alimentación y purga del loop de síntesis, seguidas de la implementación de un pre-reformador y el análisis pinch. Aunque debe tenerse en cuenta que se debe evaluar cada modificación más detalladamente considerando el aspecto económico y técnico (Ingeniería de detalle).

Un resultado muy importante en el caso de la implementación de un ciclo Brayton, es que se como lo mencionan los autores del artículo **“Integration of a turbine expander with an exothermic reactor loop—Flow sheet development and application to ammonia production”**, el trabajo de compresión en la sección de síntesis presenta una gran reducción con respecto al caso base, pero su éxito depende de la configuración global de la planta y no de forma local, tal como se muestra en nuestros resultados. Por lo que para nuestro caso la implementación del ciclo Brayton no es de relevancia para el ahorro de energía.

Con base en las conclusiones mencionadas anteriormente, se concluye que aunque la planta de amoníaco es un proceso que se ha estudiado arduamente en las cuestiones energéticas, aun hay mucho trabajo por realizar y como prueba son los resultados satisfactorios que se obtuvieron con este trabajo.

6.1. Perspectivas a futuro.

- Puede evaluarse una modificación tipológica en el que se involucren el análisis pinch y la re-ubicación de las corrientes de alimentación y purga. Esta nueva estructura podría brindar más beneficios que si se trabajan por separado.
- Puede desarrollarse un análisis técnico y económico para las modificaciones que involucran la re-ubicación de las corrientes alimentación y purga al loop de síntesis o el caso en el que se implementa una nueva red de intercambiadores de calor. Esto definirá de manera más objetiva los beneficios potenciales de cada una de las medidas seleccionadas.
- Una vez realizado el análisis más objetivamente, implementar la medida en la planta real.



Bibliografía

- [1] AASBERG-PETERSEN KIM, CHRISTENSSE S. THOMAS, STUB NIELSEN CHARLOTTE, DYBKJAER IB., *Recent developments in autothermal reforming and pre-reforming for synthesis gas production in GTL applications*. Fuel Processing Technology 2003;83:253-162.
- [2] APPL MAX. *Ammonia, Principles and industrial Practice*. Wiley-Vch, Germany 1999.
- [3] BALMER T. *Thermodynamic Tables to Accompany, MODERN ENGINEERING THERMODYNAMICS*. Elsevier, U.S.A 2011.
- [4] BAZÚA RUEDA E. RODOLFO, BARRAGÁN ARROCHE FERNANDO. *Bases Termodinámicas para el uso eficiente y ahorro de la energía en procesos*. Facultad de Química UNAM, enero 2006.
- [5] CENGEL A. YUNUS, BOLES A. MICHAEL. *Termodinámica*. 6ta ed. McGRAW-HILL, México D.F 2009.
- [6] CHRISTENSEN VANG PETER. *Revamping ammonia plants to follow feedstock situation and market demands*. Haldor Topsoe, Lyngby, Denmark 2001.
- [7] DE PONTES M, ESPINOZA RL, NICOLAIDES CP, SCHOLTZ JH, SCURRELL MS. *Natural Gas Conversion IV*. Elsevier, The Netherlands 1997.
- [8] GREEFF IL, VISSER JA, PTASINSKI KJ, JANSSEN FJJG. *Integration of a turbine expander with an exothermic reactor loop—Flow sheet development and application to ammonia production*. Energy 2003;28:1495-1509.
- [9] HALDOR TOPSOE. *Prereforming catalyst*. U.S.A 2011.
- [10] INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. *Natural gas Information*. IEA, France 2011.
- [11] INTERNATIONAL FERTILIZER INDUSTRY ASSOCIATION (IFA). *Energy Efficiency and CO2 emissions in ammonia production, 2008-2009 Summary Report*. IFA, Paris France 2009.
- [12] JUNG-IL YANG, JAE-HONG RYU, KWAN-YOUNG LEE, NAM-JO JUNG, JI CHAN PARK, DONG HYUN CHUN, HAK-JOO KIM, JUNG HOON YANG, HO-TAE LEE, INHO CHO, HEON JUNG. *Combined pre-reformer/reformer system utilizing monolith catalysts for hydrogen production*. Hydrogen energy 2011;36:8850-8856.



BIBLIOGRAFÍA

- [13] KEMP C. IAN. *Pinch analysis and process Integration. A user guide on process Integration for the efficient use of energy*. 2da ed. Elsevier, USA 2007.
- [14] LIU KE, SONG CHUNSHAN, SUBRAMANI VELU. *Hydrogen and Syngas Production and purification Technologies*. AIChE Wiley, U.S.A 2010.
- [15] MAXWELL G.R. *Synthetic Nitrogen Products. A Practical Guide to the Products and Processes*. Springer, USA 2004.
- [16] MORAN MJ, SHAPIRO HN. *Fundamentals of engineering thermodynamics*. New York: John Wiley & Sons Inc, 1995.
- [17] NATURAL RESOURCES CANADA. *Pinch analysis: For the efficient use of energy, wáter & hidrogen*. Canada, Canada 2003.
- [18] PATEL, M.R., SHAH, C.N., MEHTA, B.P.S. *Pre-reformer, the solution for increasing plant throughput*. IFFCO, India.
- [19] RAFIQL ISLAM, CHRISTOPH WEBER, LEHMANN BIANCA, ALFRED VOSS. *Energy Efficiency improvements in ammonia production-perspectives and uncertainties*. Energy 2005;30:1487-2504.
- [20] SATO NORIO. *Chemical energy and Exergy: An introduction to chemical thermodynamics for engineers*. Elsevier 2004.
- [21] SHEKHAWAT DUSHYANT, J. SPIVEY JAMES, BERRY A. DAVID. *Fuel Cells: Technologies for fuel processing*. Elsevier, España.
- [22] SMITH, VAN NESS, ABBOTT *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*. 5ta Ed. McGRAW-HILL, México D.F 1996.