

## Proyecto II: “Análisis Pinch y de Exergía para el Circuito de Síntesis de Amoniaco”

Alumno: Arvizu Cano Cristopher    Profesor: Enrique Bazúa Rueda    02/12/2019

### Actividad 1

A continuación, se muestran la comparación entre los resultados obtenidos en la simulación del proceso de amoniaco y los datos de diseño. Ver tabla 1 y tabla2.

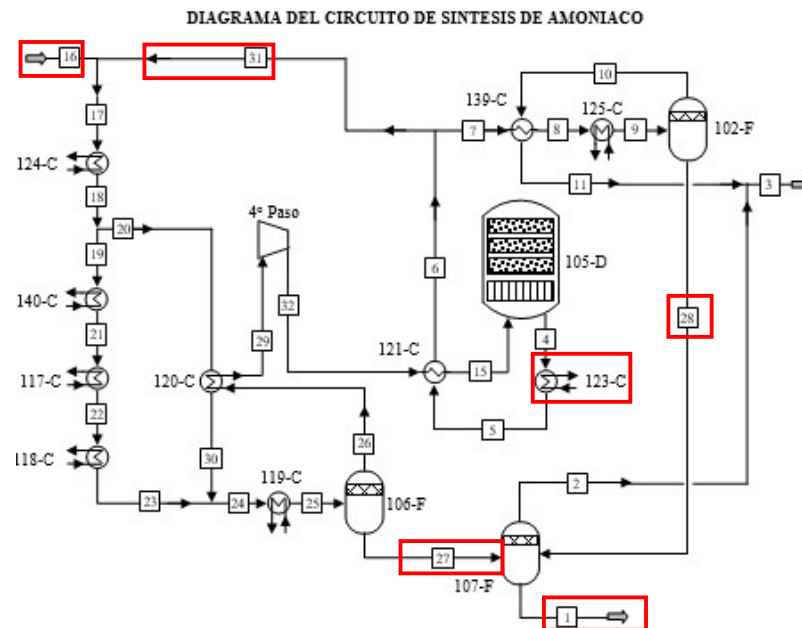


Fig 1. Diagrama del circuito de síntesis de amoniaco, se encierra las corrientes de proceso que se compararan en las tablas 1 y 2. (CASO BASE)

Los resultados obtenidos en la simulación en HYSYS para las corrientes 16, 31 y 27 se muestran en la Tabla 1. Los flujos de las corrientes muestran resultados muy cercanos a los reportados en los datos de diseño y difieren muy poco para el caso base. En cuanto a las variables temperatura y presión el paquete termodinámico Peng Robinson fue el que se ocupó para llevar a cabo la simulación. La columna Hysys en las Tablas 1 y 2 muestran los datos obtenidos en la simulación de las corrientes ver [Fig 1].

Tabla 1. Comparación entre los datos de diseño y los obtenidos en Hysys.						
Corriente Substancia	DISEÑO	HYSYS	DISEÑO	HYSYS	DISEÑO	HYSYS
	< 16 > kmol/h		< 31 > kmol/h		< 27 > kmol/h	
Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	5592.1	5592.1	11909.1	11913.4	11.82	11.4
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	1874.3	1874.3	4377.1	4416.7	5.22	4.2
Metano (CH <sub>4</sub> )	45.2	45.2	1858.0	1818.6	4.17	4.2
Argón (Ar)	25.6	25.6	1085.0	1065.9	1.32	1.4
Amoniaco (NH <sub>3</sub> )			4053.5	4056.2	3455.06	3456.0
Flujo (kmol/h)	7537.3	7537.2	23282.6	23270.7	3477.60	3477.13
T (°C)	108.9	108.9	43.9	40.5	-22.0	-22
P abs(bar)	156.2	156.2	156.7	156.7	153.2	153.2

<b>Tabla 2. Comparación entre los datos de diseño y los obtenidos en Hysys.</b>						
Corriente Substancia	DISEÑO	HYSYS	DISEÑO	HYSYS	DISEÑO	HYSYS
	< 1 > kmol/h		< 4 > kmol/h		< 28 > kmol/h	
Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	1.13	1.23	12172.4	12175.8	0.30	0.31
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	0.42	0.54	4473.9	4514.1	0.14	0.12
Metano (CH <sub>4</sub> )	1.02	1.48	1899.0	1859.6	0.16	0.15
Argón (Ar)	0.18	0.3	1109.0	1090.2	0.05	0.05
Amoniaco (NH <sub>3</sub> )	3528.15	3528.03	4143.1	4145.6	75.16	74.72
Flujo (kmol/h)	3530.90	3531.6	23797.4	23785.34	75.80	75.35
T (°C)	-21.0	-18.27	364.1	364.2	-11.0	-11.0
P abs(bar)	17.36	17.36	157.9	157.9	155.6	155.6

## Comparación de los resultados obtenidos

### Flujos

#### Corriente 1-Amoniaco

El separado 107-F tiene a la salida la corriente uno, el flujo de amoniaco en la simulación fue de 3528.03 kmol/h la misma reportada en los datos de diseño. Esta corriente tiene relevancia ya que esta es la producción de amónica en el esquema de síntesis de amoniaco. A pesar de la excelente estimación para el amoniaco esto no fue de la misma manera para Metano, H<sub>2</sub> y el Argón ya que se obtuvieron importantes diferencias en cuanto a la estimación por el simulador, Ver [Tabla. 2].

#### Corriente 4-Amoniaco

El reactor adiabático de conversión tiene a la salida la corriente 4. En esta corriente prácticamente se obtuvo lo especificado del flujo de amoniaco reportado en los datos de diseño, Ver [Tabla 2]. Por otro lado, las diferencias en los flujos de la corriente de Nitrógeno, Hidrógeno, Metano y Argón fueron de menores al 2%.

#### Corriente 31-Amonico

El proceso tiene una recirculación el cual está representado como la corriente 31. La solución de la corriente 31 en el esquema de simulación en Hysys se lleva a cabo incorporando la herramienta "Recycle" esto para lograr la convergencia. La cantidad de amoniaco recirculado es el mismo reportado en el diseño, de manera general para el H<sub>2</sub>, metano y argón fueron los esperados.

### Temperaturas

#### Corriente 1-FLASH 107-F

La temperatura a la salida del Flash 107-F, difirió de los datos de diseño en un 13%. Esta diferencia se debe al calculo que realiza el simulador para las corrientes de mezclado a la entrada del tanque Flash 107-F.

Las condiciones de presión no cambiaron y fueron las mismas en todo el proceso.

## Actividad 2

1. Un reactor adiabático al equilibrio (tres camas) con la configuración original (Reactor 1).

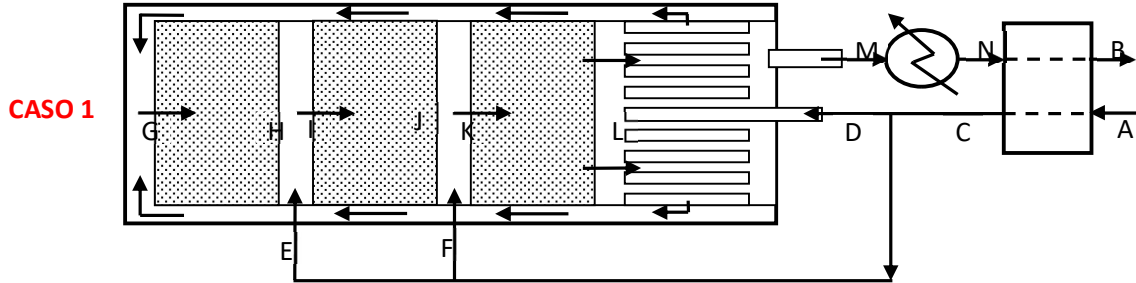


Fig 2. Reactor adiabático al equilibrio con tres camas (CASO 1).

2. Un reactor adiabático al equilibrio (tres camas) con la configuración de la planta modificada (Reactor 2).

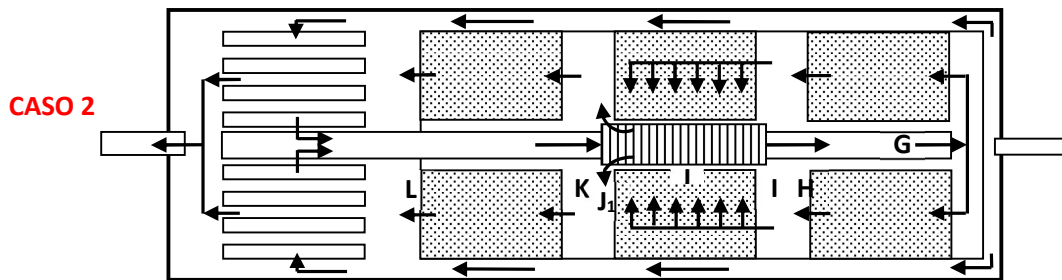


Fig 3. Caso base, un reactor adiabático al equilibrio (tres camas) con la configuración original (CASO 2).

3. Un reactor adiabático al equilibrio (tres camas) con la configuración del Reactor Topsoe S-250 (Reactor 3).

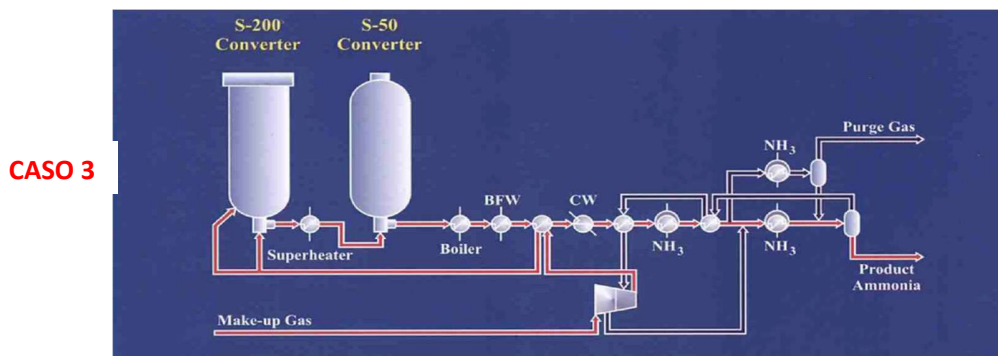


Fig 4. Reactor Topsoe S-250 (CASO 3).

Para los reactores al equilibrio la temperatura de entrada a cada cama son las siguientes: Primera a 400 °C, segunda a 400 °C y tercera a 380 °C. Las tres camas tienen un 95% de acercamiento al equilibrio.

### CONVERSIÓN DE H<sub>2</sub> EN CADA CASO

En la Tabla 3 se reportan las conversiones de hidrogeno para todos los casos. La mejor conversión de H<sub>2</sub> se reporta en la tercera modificación con un Reactor Topsoe S-250, esta se obtiene de restar la cantidad recirculada en la primera cama (corriente 4) y lo que se consume a la salida de las tres camas (corriente 15). Del Caso 1 la conversión es de 26.61%, con la configuración del Reactor Topsoe se incrementó la conversión a 32.91%, un aumento del 19.14%.

<b>Tabla3. Conversión de Hidrogeno por modificación hecha en el reactor.</b>			
<b>Kmol/h de H<sub>2</sub></b>	<b>Corriente 15 (kmol/h)</b>	<b>Corriente 4 (kmol/h)</b>	<b>(%) Conversión H<sub>2</sub></b>
Caso Base Una cama	17494.03	12175.84	<b>30.40</b>
Caso 1 Primera modificación	19792.47	14526.14	<b>26.61</b>
Caso 2 Segunda modificación	17204.03	11879.28	<b>30.95</b>
Caso 3 Tercera modificación	16241.99	10897.095	<b>32.91</b>

La síntesis de amoniaco tiene una reacción muy exotérmica, por lo que en el diseño del reactor se debe proteger la unidad del sobrecalentamiento, para asegurar el control de la temperatura óptima en la conversión. De las tres camas la mayor conversión ocurre en la primera, ya que hay mayor fuerza motora hacia el equilibrio, posteriormente esta disminuirá al pasar por las siguientes dos camas, debido al consumo de reactivo, ver [Tabla 4].

<b>Tabla 4. % de Conversión en cada reactor HYSYS</b>			
	<b>Cama 1</b>	<b>Cama 2</b>	<b>Cama 3</b>
Caso 1 Primera modificación	15.20	11.79	12.08
Caso 2 Segunda modificación	15.11	11.67	9.911
Caso 3 Tercera modificación	15.07	9.973	8.904

### PRODUCCIÓN DE AMONIACO

En el caso base la cantidad producida de amónico es de 3545 kmol/h de amoniaco (Corriente 4), en el Caso 1 ya configurados las tres camas de reacción la cantidad producida de amoniaco incrementa obteniendo una cantidad de 3510 kmol/h, utilizar tres camas catalíticas mejora en el desempeño de la conversión del amoniaco, la mejor producción se obtiene con una cantidad de 3563 kmol/h. Estos resultados se corresponden con los obtenidos por la conversión de hidrogeno y podemos afirmar que a mayor conversión de H<sub>2</sub> mayor producción de Amoniaco y esto ocurre en el Caso 3.

### Producción obtenida en todos los casos simulados

Tabla 4. Producción de amoniaco kmol/h			
	Corriente 4 (kmol/h)	Corriente 15 (kmol/h)	Producción kmol/h
Caso Base Una cama	4145.649	600.193	3,545.46
Caso 1 Primera modificación	4177.694	666.806	3,510.89
Caso 2 Segunda modificación	4144.274	594.439	3,549.83
Caso 3 Tercera modificación	4130.635	567.375	3,563.26

### Flujo de recirculación en todas las modificaciones

El flujo de recirculación fue disminuyendo a medida que evoluciono el esquema de simulación ver Tabla 5. De las tres modificaciones con un Reactor adiabático al equilibrio se recircula menor flujo utilizando el Reactor Topsoe S-250, utilizar un reactor de conversión nos permite recircular una cantidad intermedia entre la primera y segunda modificación.

Tabla 5. Flujo de recirculación total para cada modificación.		
Caso	Proceso	Recirculación kgmol/h
Caso Base Una sola cama	Reactor de conversión	23270.735
Caso 1 Primera modificación	Reactor adiabático al equilibrio con la configuración original	26458.315
Caso 2 Segunda modificación	Reactor adiabático al equilibrio planta modificada	22948.765
Caso 3 Tercera modificación	Reactor Topsoe S-250	21637.800

## CARGA TÉRMICA

### Primera modificación (CASO 1)

La primera modificación en los reactores adiabáticos utiliza corrientes de mezclado para alcanzar la temperatura de 400° y 380°C a la entrada de las camas, el enfriador a la salida de la cama 3 (123-C) ocupa una carga térmica de 3212 KW y 4440 KW, ver Tabla 6.

Tabla 6. Carga térmica de refrigeración necesaria		
Corriente	L-4	4-5
Equipo	123-C	123-C
Q (KW)	3212	4440

## Segunda modificación (CASO 2)

La segunda modificación consiste en agregar refrigerantes entre cada cama, antes de ingresar al primer reactor se añaden dos Heaters Q1 y Q2, el primer Heater tiene la característica de tener conectada su corriente de energía del enfriador E-102, mientras que el segundo Heater Q2 obtiene su carga térmica directamente del enfriador E-100, ver Tabla 7.

Tabla 7. Carga térmica de refrigeración utilizado por cada cama					
Corriente	D a D1	D1 a G	J a J1	L a 4	4 a 5
Equipo	Q1	Q2	E-100	E-102	123-C
Q (KW)	1737	2384	2384	1737	4558

## Tercera modificación (CASO 3)

La tercera modificación ocupa un solo Heater E-100 a la entrada del primer reactor el cual obtiene su carga térmica del enfriador E-106, posteriormente a la salida de la segunda cama ya que la reacción es exotérmica se enfría la corriente J con Super Heater y finalmente a la salida de la tercera cama la corriente 4 ingresa al enfriador BFW.

Tabla 8. Carga térmica de refrigeración utilizado por cada cama				
Corriente	D-G	H a I	J a J1	4 a 5
Equipo	E-100	E-106	Super Heater	BFW
Q (KW)	2611	2611	1917	2619

## POTENCIA DEL COMPRESOR (4° PASO)

La presión de los gases en la corriente 29 es de 153.2 bar y se incrementa con 4° Paso equipo compresor (K-100) a 163.2, condiciones necesarias antes de entrar a la primera cama. La potencia requerida en el compresor es de 2633 KW en este esquema de simulación con tres camas.

Tabla 9. Potencia del compresor en cada modificación realizada.			
Arreglo	P succión [bar]	P descarga [bar]	Potencia en KW
Una cama	153.2	164.1	1611
Primera modificación	153.2	164.1	2633
Segunda modificación	153.2	164.1	1868
Tercera modificación	153.2	164.1	1512

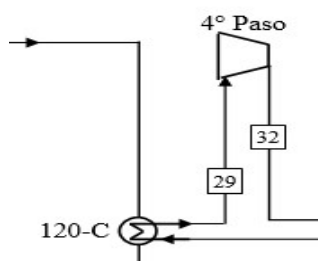


Fig 5. Compresor en el esquema de simulación en la síntesis de amoníaco

## IRREVERSIBILIDAD, TRABAJO EQUIVALENTE MÍNIMO Y ENTROPÍA.

La eficiencia basada en la primera ley de la termodinámica se puede dividir en dos, una energía que tiene el proceso más las pérdidas en la atmósfera. La eficiencia basada en la primera ley de la termodinámica expresa cuanta es la energía que utiliza el proceso con respecto a la energía que se suministra al proceso, lo ideal sería que todo lo que se suministra se aproveche.

La delta de exergías resulta ser el trabajo equivalente mínimo que requiere el sistema, es la mínima cantidad de energía en forma de trabajo que requiere un sistema para funcionar, si el proceso fuera reversible, es decir no hay irreversibilidades y no hay generación de entropía, y por consecuencia no hay trabajo perdido y todo se utiliza para que el proceso opere, este será la cantidad necesaria de trabajo, esto significa que es mínimo permitido y no se puede consumir menos que esta cantidad ya que el proceso no se llevaría a cabo, este será el trabajo contra el cual nos vamos a medir.

### Metodología para el análisis de los distintos casos en proceso de síntesis de amoníaco

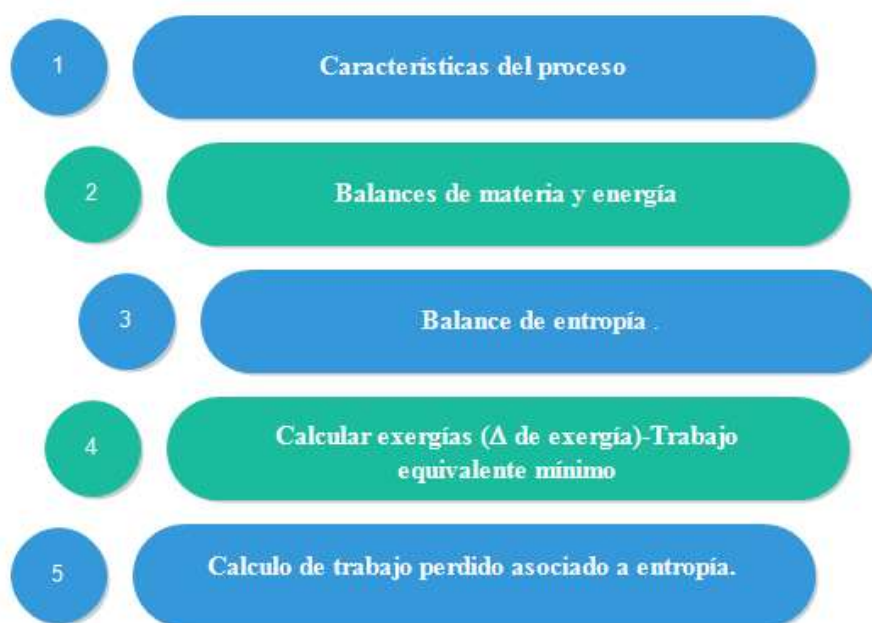


Fig 6. Diagrama de análisis de exergía

La cantidad de trabajo que se está dando al proceso se compara con el trabajo equivalente mínimo, siendo deseable que sean lo más cercano y las diferencia se dan por las irreversibilidades y por trabajo perdido, esta diferencia entre el consumo de energía en forma de trabajo real respecto al mínimo es la medida de nuestras irreversibilidades en el proceso y el área de oportunidad para mejorar el proceso.

Cada una de las contribuciones puede ser positiva o negativa, dependiendo del signo las consideraremos como un consumo o como un efecto útil. Si el trabajo es positivo se considera como un consumo de energía, el sistema está consumiendo el trabajo para llevar a cabo el

proceso. Pero si es negativo resulta ser un efecto útil ya que en este caso el proceso está entregando.

La exergía es como un potencial energético, cuando la delta de exergía es positiva, significa que las corrientes de salida tienen mayor exergía que las corrientes de entrada, entonces fue un efecto útil, ya que se aumenta el potencial energético de las corrientes de salida, por el contrario, si la delta de exergía es negativa implica un consumo de la exergía de las corrientes para producir algo.

La eficiencia basada en la segunda ley de la termodinámica se medirá, como el efecto útil entre el consumo. Parte de la energía suministrada se pierde como trabajo perdido por las irreversibilidades en el sistema.

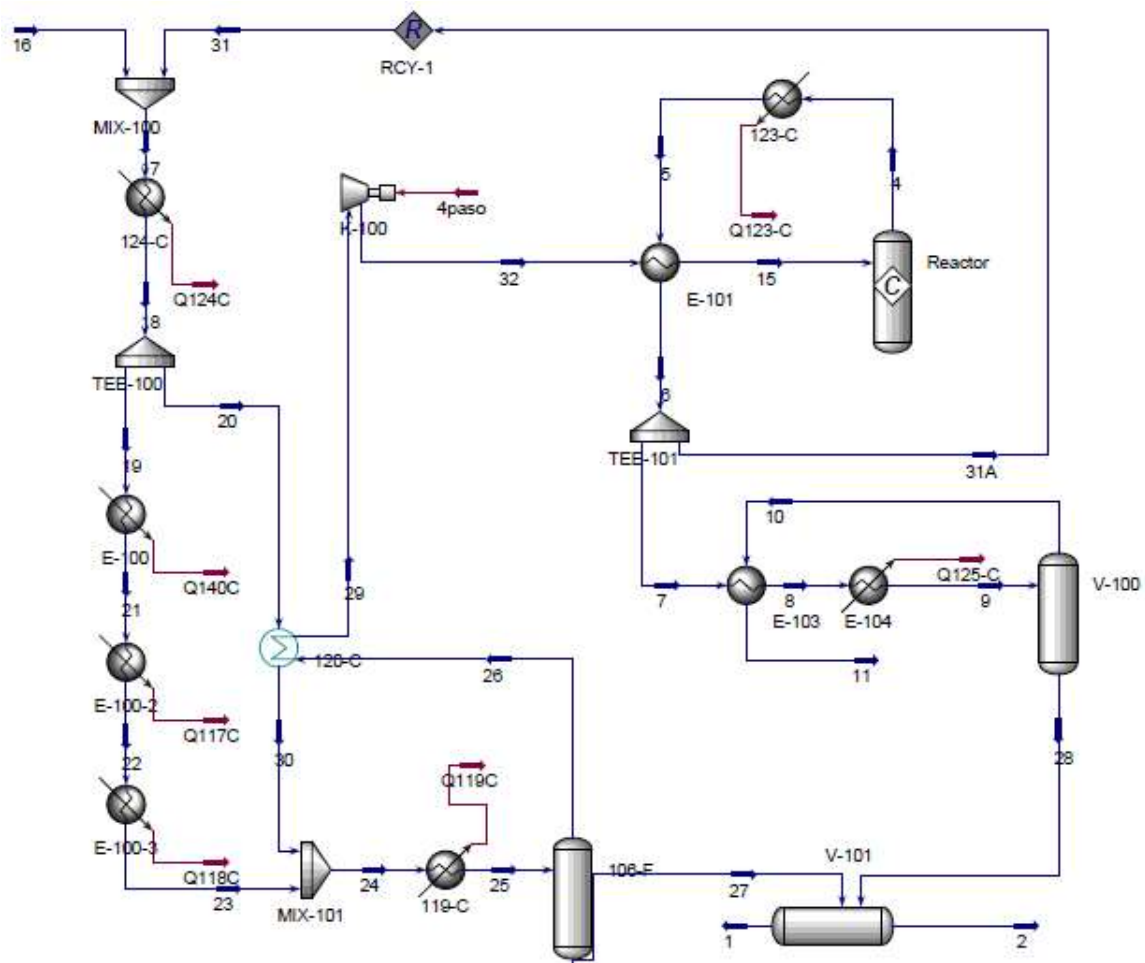


Fig 7. Representación del esquema de simulación de la síntesis de amoníaco en HYSYS.



## ANALISIS DE EXERGÍA

### Compresor

En la Tabla 10. Podemos ver los resultados obtenidos para el compresor, estos datos reflejan los valores obtenidos en cada modificación realizada al proceso de amoniaco, en el caso del reactor de conversión y en las tres configuraciones realizadas en el reactor adiabático al equilibrio con tres camas (CASO 1 a 3).

El trabajo equivalente mínimo es igual a la delta de exergías, si el equipo fuera reversible el trabajo necesario para alcanzar la presión de descarga en la corriente 32 sería igual al  $\Delta$ exergía, por ejemplo, para el Caso 1 ver [Fig.3]. El trabajo mínimo para alcanzar 164.1 bar a la descarga es de 1450.79 kWatt en el compresor, debido a las irreversibilidades y la eficiencia asociado al compresor, se requiere una cantidad extra de potencia para alcanzar la presión de descarga, esta potencia extra es el trabajo perdido es decir su sumamos  $W_p=667.80$  más  $W_{min}=1450.69$  kWatt, obtenemos la potencia real del compresor, es decir requerimos un 54 % extra del trabajo mínimo para alcanzar la presión de descarga.

A mayor diferencia de presión a la entrada y salida del compresor mayores son las irreversibilidades y por lo tanto mayor es el trabajo perdido, podemos observar en la Tabla 10, que el mayor trabajo perdido se da para el Caso 1, esto se debe a que hay que descargar 30554 kmol/h a una presión de 164.1 bar esto provoca mayor trabajo perdido ya que a mayor flujo se requiera descargar mayor potencia requiere la bomba y más ineficiente se vuelve caso contrario que en el Caso 3, ya que se descarga 25679.3 kmol/h, un menor flujo comparado con los casos anteriores, por consecuencia un trabajo perdido menor y una mayor eficiencia de segunda ley.

Cabe mencionar que parte de este análisis, no se encontró influencia en las temperaturas de entrada y de descarga en las corrientes 29 y 32, cabe destacar que en todos los casos la entalpia molar no vario significativamente, y siempre se manejó las mismas condiciones de presión a la entrada, así como de descarga para todos los casos, por lo que esta variable importante en el trabajo perdido no cambio,

Tabla 10. Balance de exergía compresor, todas las configuraciones, Pin=153.2 bar Pout=154.1bar										
	Entrada	Salida	Sge <sub>n</sub>	W <sub>p</sub>	W <sub>min</sub>	W <sub>eq</sub>	$\Delta$ exergía	W	Q	2da ley
Equipo	29	32	[kJ/s K]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	%
	Kmol/h									
Compresor	27372.48		1.49	446.30	1318.46	1764.8	1318.5	1764.8	0	74.71%
Compresor Caso 1	30554.41		1.66	498.42	1450.79	1949.2	1450.8	1949.2	0	74.43%
Compresor Caso 2	27000.57		1.47	440.17	1302.87	1743.0	1302.9	1743.0	0	74.75%
Compresor Caso 3	25679.30		1.40	419.25	1298.09	1717.3	1298.1	1717.3	0	75.59%

## Separador

En la Tabla 11. Podemos ver los resultados obtenidos para el **separador 107-F**, estos datos reflejan los valores obtenidos en cada modificación realizada al proceso de amoniaco, en el caso del reactor de conversión y en las tres configuraciones realizadas en el reactor adiabático al equilibrio con tres camas (CASO 1 a 3).

La cantidad de trabajo perdido asociado en el equipo de separación donde se obtiene el amoniaco (107-F), aumenta conforme se fueron realizado las modificaciones al proceso, es decir, en el caso del trabajo equivalente mínimo, no hay un efecto útil, este equipo consume y pierde entre 472.78 kw y 475.69 kW. El domo opera a -18.27 °C temperatura a la que sale el líquido separado, las corrientes 27 y 28 de entrada se encuentran a -22°C presión con 153.2 bar, y -11°C presión de 155.6 bar , las corrientes a la salida están en equilibrio y salen a la misma temperatura, las corrientes que se están recirculando y la proporción en kmol/h, provocan un mezclado de corrientes a distintas temperaturas generando el trabajo perdido ver Tabla 11.

<b>Tabla 11. Balance de exergía separador 107-F, <math>T_{27}=-22^{\circ}\text{C}</math> y <math>T_{28}=-11^{\circ}\text{C}</math>.</b>										
			<b>Sgen</b>	<b>Wp</b>	<b>Wmin</b>	<b>Weq</b>	<b><math>\Delta</math>exergía</b>	<b>W</b>	<b>Q</b>	<b>2da ley</b>
<b>Equipo</b>	Entrada	Salida	[kJ/s K]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	%
<b>Separador 107-F</b>	27/28	1/2	3.06	919.16	-472.78	446.39	-472.78	0	0	0%
Separador 107-F	27/28	1/2	3.02	904.75	-467.80	436.95	-467.80	0	0	0%
Separador 107-F	27/28	1/2	3.07	921.22	-473.58	447.64	-473.58	0	0	0%
Separador 107-F	27/28	1/2	3.09	927.31	-475.69	451.61	-475.69	0	0	0%

Lo que se observa es que mezclado de corrientes a diferente temperatura provoca, provoca pérdidas de trabajo y mientras mayor se la proporción en kmol/h que se estén mezclando mayor será el trabajo perdido, ver Tabla 12.

<b>Tabla 12. Flujos molar y temperatura a la entrada del separador107-F</b>				
	27		28	
	T entrada [C]	F entrada [kmol/h]	Tentrada [C]	F entrada [kmol/h]
Separador	-22	3475.54	-11	75.31
Caso 1	-22	3441.09	-11	73.75
Caso 2	-22	3481.07	-11	75.52
Caso 3	-22	3495.59	-11	76.17

## REACTORES E INTERCAMBIADORES DE CALOR

En la Tabla 10. Podemos ver los resultados obtenidos para el **circuito de síntesis para cada uno de los casos**, estos datos reflejan los valores obtenidos en el caso del reactor de conversión y en las tres configuraciones realizadas en el reactor adiabático al equilibrio con tres camas (CASO 1 a 3), se puede notar una importante disminución de trabajo perdido, la mejor configuración es la configuración del Reactor Topsoe S-250.

Tabla 13. Balance de exergía en el circuito de síntesis para cada uno de los casos					
Exergía	Unidades	Cama 1	Cama 1-3 Caso 1	Cama 1-3 Caso 2	Cama 1-3 Caso 3
	Entrada	15	15	15	15
	Salida	4	4	4	4
Sgen	[kJ/s K]	49.6	52.56191551	49.18106446	0.967386489
<b>Wp</b>	<b>[kW]</b>	<b>14874.1</b>	<b>15768.6</b>	<b>14754.3</b>	<b>290.2</b>
Wmin	[kW]	-14874.1	-15768.6	-14754.1	-19465.4
Weq	[kW]	0.0	0.0	0.2	-19175.1
$\Delta$ exergía	[kW]	-14874.1	-15768.57247	-14754.13	-19465.36
W	[kW]	0	0	0	0
Q	[kW]	0	0.002185379	0	-19175
2da ley	%	0%	0%	0%	0%

### Cama 1

La corriente de entrada al reactor se precalienta con un intercambiador proceso a proceso, permitiendo alcanzar con este una temperatura de ingreso de 145.6 °C para posteriormente reaccionar en el reactor y salir a una temperatura mayor debido a lo exotérmico que es esta.

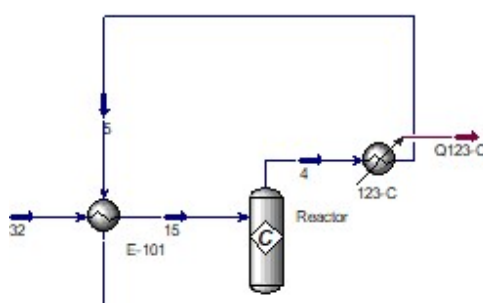


Fig 8. Esquema de simulación del reactor en HYSYS para el reactor de conversión (CASO BASE)

### REACTOR CASO 1

La corriente de entrada al reactor se divide en dos corrientes y se precalienta a 400°C utilizando un intercambiador de calor, condición necesaria a la entra de la primera cama. El

producto a la salida de la primera cama se enfría con un mezclado de corrientes utilizando una de las corrientes previamente divididas, la razón de esto es debido al aumento de temperatura por la exotermicidad de la reacción. Una vez enfriada vuelve a ingresar la corriente a la siguiente cama a  $400^{\circ}\text{C}$ , al igual que el caso anterior hay un aumento de temperatura a la salida de la cama 2, por lo que es necesario enfriar con la segunda corriente que se dividida garantizando los  $400^{\circ}\text{C}$  a la entrada de la tercera cama, finalmente el proceso de reacción termina enfriando la corriente de salida de la cama 3 con un enfriador.

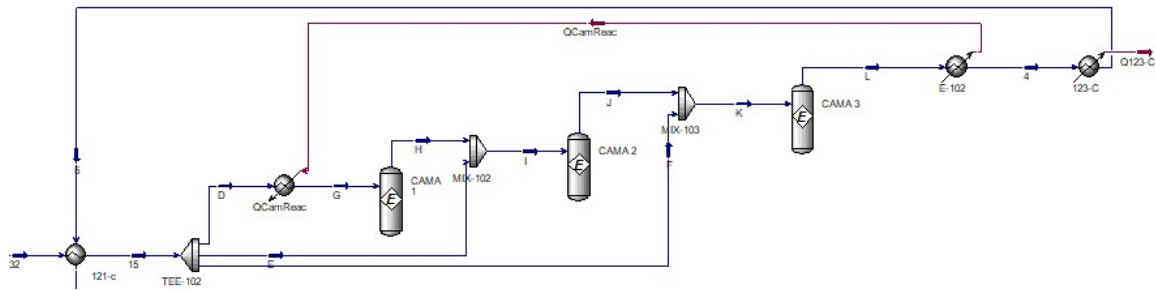


Fig 9. Esquema de simulación del reactor en HYSYS para un reactor adiabático al equilibrio (tres camas) con la configuración original (CASO 1).

## REACTOR CASO 2

La corriente de entrada al reactor se divide en una corriente y se precalienta a  $400^{\circ}\text{C}$  utilizando dos intercambiadores de calor, entra a la primera cama, la corriente de salida se enfría con un mezclado de corrientes de utilizando la corriente dividida, esto debido al aumento de temperatura por la exotermicidad de la reacción, vuelve a ingresar a  $400^{\circ}\text{C}$ , se vuelve a enfriar la corriente en un enfriador para ingresar a  $380^{\circ}\text{C}$ , ingresa a la última cama y el producto obtenido se enfría.

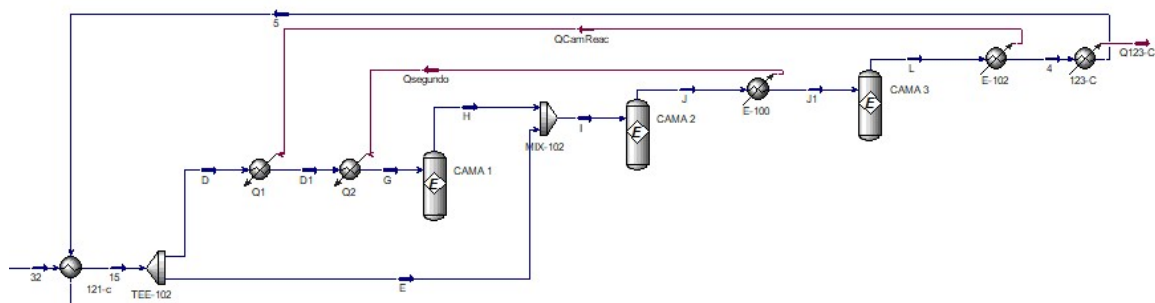


Fig 10. Esquema de simulación del reactor en HYSYS para un reactor adiabático al equilibrio (tres camas) con la configuración original (CASO 2).

## REACTOR CASO 3

La corriente de entrada al reactor tiene temperatura de  $400^{\circ}\text{C}$ , entra a la primera cama, la corriente de salida se enfría ya que es exotérmica la reacción, vuelve a entrar a  $400^{\circ}\text{C}$ , se vuelve a enfriar la corriente para ingresar a  $380^{\circ}\text{C}$ , y finalmente sale con una temperatura de  $433^{\circ}\text{C}$ . En caso para enfriar las corrientes entre reactores no se mezclaron corrientes.

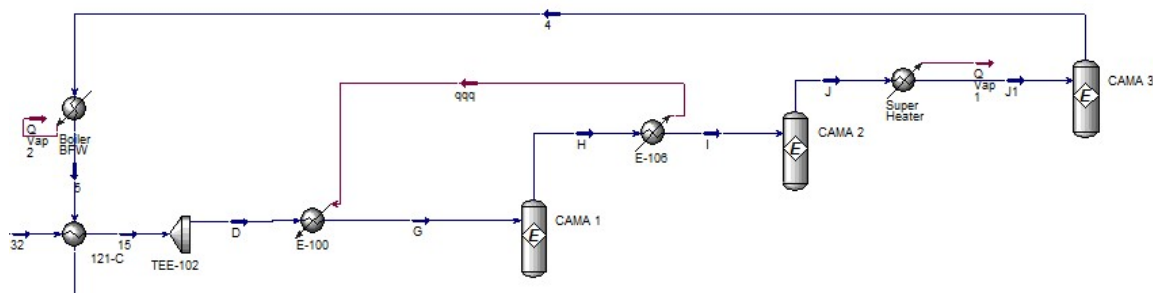


Fig 11. Esquema de simulación del reactor en HYSYS para un reactor adiabático al equilibrio (tres camas) con la configuración original (CASO 3).

## INTERCAMBIADORES

Resultados del balance de exergía para el intercambiador proceso-proceso 121-C, Ver [Tabla 14]. Se tomo como ejemplo este intercambiador ya que de los equipos de intercambio este es que presenta mayor trabajo perdido y se abordara el análisis en base a estos resultados de esta manera se podrán interpretar los demás.

Tabla 14. Balance de exergía en el intercambiador proceso-proceso 121-C										
Equipo	Entrada	Salida	Sgen [kJ/s K]	Wp [kW]	Wmin [kW]	Weq [kW]	$\Delta$ exergía [kW]	W [kW]	Q [kW]	2da ley %
Caso Base										
121-C HEATER	32	15	3.98	1192.70	4330.75	5523.45	4330.75	0	5523.45	78.41
121-C COOLER	5	6	3.30	990.14	-5420.08	-4429.93	-5420.08	0	-4429.93	81.73
CASO 1										
121-C HEATER	32	15	4.49	1347.61	4809.76	6157.37	4809.76	0	6157.37	78.11
121-C COOLER	5	6	3.83	1148.53	-6071.88	-4923.34	-6071.88	0	-4923.34	81.08
CASO 2										
121-C HEATER	32	15	3.91	1174.47	4274.92	5449.39	4274.92	0	5449.39	78.45
121-C COOLER	5	6	3.24	972.21	-5344.63	-4372.43	-5344.63	0	-4372.43	81.81
CASO 2										
121-C HEATER	32	15	6.51	1953.09	15945.12	17898.21	15945.12	0	17898.21	89.09
121-C COOLER	5	6	6.46	1937.56	-17958.87	-16021.31	-17958.87	0	-16021.31	89.21

Este es el equipo con mayor trabajo perdido, esto es debido al gradiente de temperatura entre las corrientes que entran y salen del equipo provocando que la generación de entropía sea mayor y además sabemos que el trabajo perdido es directamente proporcional a la generación de entropía.

En el intercambiador de calor, la carga térmica necesaria para calentar la corriente 32 es la calculada como trabajo equivalente mínimo, por ejemplo, para el Caso Base necesitaríamos para calentar la corriente 32 es 4330 kW, por otro lado, la generación de entropía asociada a

este proceso es grande debido al intercambio de calor, es decir a mayor gradiente de temperatura mayores son las irreversibilidades y por lo tanto el trabajo perdido. Ver [Tabla 15].

Tabla 15. Comparación en las temperaturas.				
Equipo	Entrada	T [C]	Salida	T [C]
Caso Base				
<b>121-C HEATER</b>	<b>32</b>	24.59	<b>15</b>	145.6
<b>121-C COOLER</b>	<b>5</b>	163.3	<b>6</b>	156.7
CASO 1				
<b>121-C HEATER</b>	<b>32</b>	21.33	<b>15</b>	145.6
<b>121-C COOLER</b>	<b>5</b>	163.3	<b>6</b>	36.5797666
CASO 2				
<b>121-C HEATER</b>	<b>32</b>	25.02	<b>15</b>	145.6
<b>121-C COOLER</b>	<b>5</b>	163.3	<b>6</b>	41.10452591
CASO 3				
<b>121-C HEATER</b>	<b>32</b>	35.26	<b>15</b>	285.26
<b>121-C COOLER</b>	<b>5</b>	313.82	<b>6</b>	50.26

El gradiente en los sobre calentadores, los gradientes son poco más pequeños y no hay un cambio de fase, el trabajo equivalente mínimo es de 432 kW, hay una generación de entropía los órdenes de magnitud son más pequeños, ya que las corrientes están más cercanas de temperatura, el trabajo perdido es el 9% comparado con el evaporador.

**CON BASE EN EL ANÁLISIS DEL PUNTO ANTERIOR, PROPONGA MODIFICACIONES AL PROCESO PARA MEJORAR EL DESEMPEÑO ENERGÉTICO. EVALÚE LAS MEJORAS LOGRADAS CON CADA MODIFICACIÓN.**

Se propone mejorar el gradiente de temperaturas, para el equipo 121-C (CASO 3), ya que de todos los intercambiadores es el que mayor trabajo perdido tiene, la modificación consistiría en agregar un enfriador a la salida de la corriente 5, Ver [Fig. 12], con tal de acercar la temperatura y disminuir el gradiente de temperaturas, por ende, las irreversibilidades y disminuir el trabajo perdido.

**ANÁLISIS “PINCH” DEL CIRCUITO DE SÍNTESIS PARA EL CASO 3 UTILIZANDO LA HERRAMIENTA “ENERGY ANALYZER”.**

La técnica o análisis Pinch nos permite analizar y verificar preliminarmente que la red de intercambio de calor requerida o ideal. Con la ayuda del software realizamos la selección de 4 diseños que pasaremos a analizar y comparar a continuación:

### DISEÑO 1

El presente diseño requiere 15 unidades de intercambio con 119 corazas o intercambiadores, que representa un área de 4.328 m<sup>2</sup>. La configuración de esta red se muestra en el Anexo A.

### DISEÑO 2

El presente diseño requiere 22 unidades de intercambio con 134 corazas o intercambiadores, que representa un área de 4.438 m<sup>2</sup>. La configuración de esta red se muestra en el Anexo B.

### DISEÑO 3

El presente diseño requiere 19 unidades de intercambio con 119 corazas o intercambiadores, que representa un área de 4.381 m<sup>2</sup>. La configuración de esta red se muestra en el Anexo C.

### DISEÑO 4

El presente diseño requiere 18 unidades de intercambio con 121 corazas o intercambiadores, que representa un área de 4.365 m<sup>2</sup>. La configuración de esta red se muestra en la Fig 12.

### COMPARACIÓN DE LOS DISEÑOS

A continuación, se muestra la tabla 15, una tabla comparativa para los 4 diseños expresados en porcentaje que resume las características de cada red de intercambio de calor propuesta

Tabla 15. Cuadro comparativo de las redes de intercambio de calor por "Energy Analyzer"								
DISEÑO	ÍNDICE DE COSTO TOTAL (Cost/s)	ÁREA (m <sup>2</sup> )	UNIDAD (%)	CORAZA (%)	ÍNDICE DE COSTO DE CAPITAL (%)	CALENTAMIENTO (kJ/h)	ENFRAMIENTO (KJ/h)	ÍNDICE DE COSTOS DE OPERACIÓN (%)
DIS. 1	0.026	4.328	15	119	1.07e6	0	4.319e8	-6.248e-2
DIS. 2	0.021	4.438	22	134	1.13e6	0	2.710e8	-7-237e-2
DIS. 3	0.0179	4.381	19	118	1.08e6	0	2.710e8	-7-237e-2
DIS. 4	0.0175	4.365	18	121	1.07e6	0	2.710e8	-7-237e-2

El diseño 4 respecto al objetivo Pinch es el más cercano para reducir los costos operativos, necesita menor área en la ubicación de equipos y una selección correcta de la configuración de la red para realizar una inversión de capital menor comparado a otros diseños. En la figura 14 se muestran el arreglo de corrientes y equipos de intercambio

La "Tecnología Pinch" presenta una metodología para el análisis sistemático de los procesos químicos y los servicios auxiliares con la ayuda de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica. Con la ecuación de energía de la Primera Ley de la Termodinámica se calculan los cambios de entalpía en las corrientes que pasan por los intercambiadores de calor. La Segunda Ley determina la dirección del flujo de calor, es decir, el calor sólo puede influir en la dirección de caliente a frío. En la práctica una corriente caliente sólo puede ser enfriada a una temperatura definida por el acercamiento mínimo de temperaturas (mínima

diferencia permitida,  $\Delta T_{min}$ ) del intercambiador. El nivel de temperatura en el cual  $\Delta T_{min}$  se observa en el proceso, es llamado “Punto Pinch”. El Pinch define la fuerza motriz mínima permitida en un intercambiador de calor.

**CON BASE EN EL ANÁLISIS DEL PUNTO ANTERIOR INDIQUE LAS POSIBILIDADES DE MEJORA PARA DISMINUIR EL CONSUMO ENERGÉTICO DEL PROCESO.**

El objetivo principal del análisis Pinch es lograr ahorros financieros mediante la mejor integración de calor del proceso (maximizar el proceso mediante la recuperación de calor y la reducción de las cargas externas de servicios auxiliares).

### CURVAS COMPUESTAS

Curvas compuestas (caliente y fría) combinadas. Se utilizan para predecir los objetivos de: mínima energía requerida (servicios auxiliares de calor y enfriamiento), mínima área de transferencia de calor requerida y número mínimo de unidades de intercambiadores requeridos.

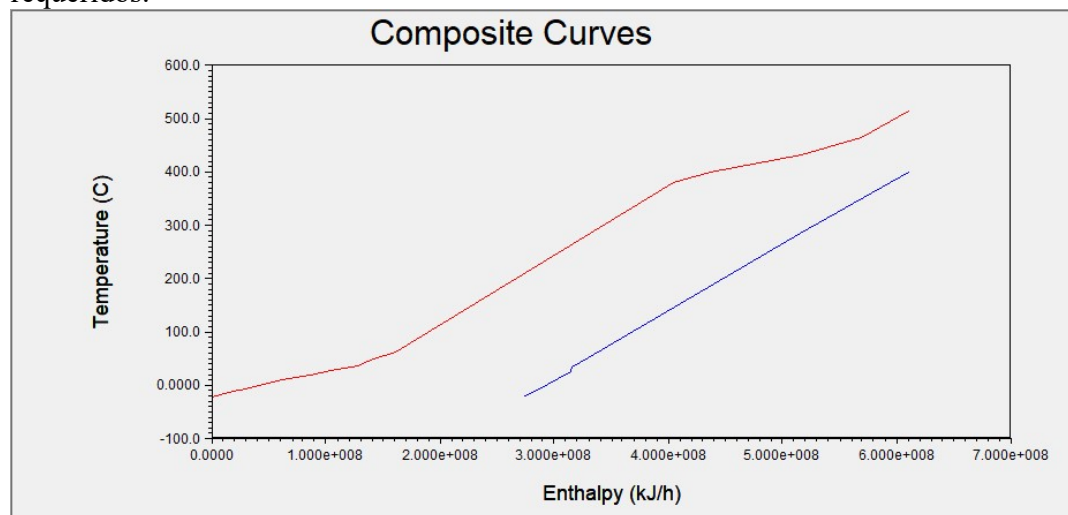


Fig 12. Curvas compuestas frías y calientes (CASO 3).

### GRAN CURVA COMPUESTA

Gran curva compuesta. Sirve para seleccionar los niveles apropiados de los servicios públicos (maximizar los servicios auxiliares más baratos) para atender la demanda energética.

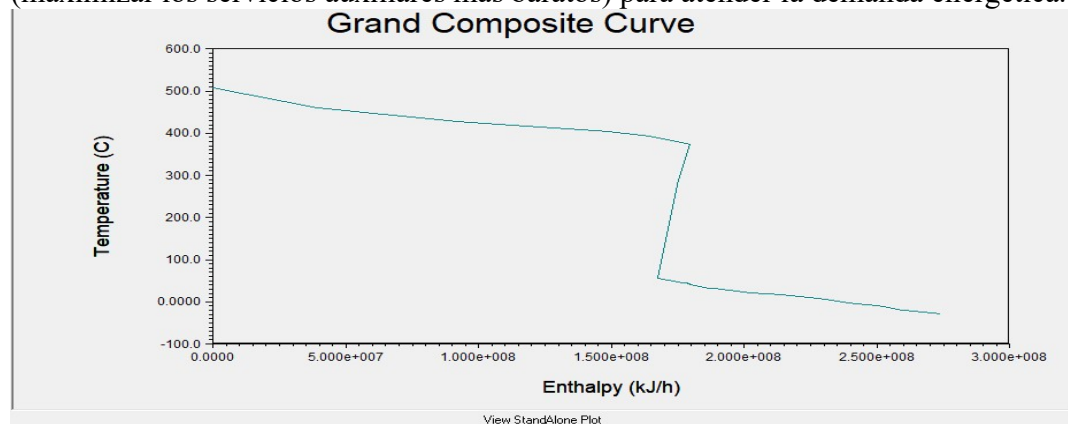


Fig 13. Gran curva compuesta (CASO 3).



### CURVA COMPUESTA DE UTILIDAD

El valor  $\Delta T_{min}$  determina cuán estrechamente pueden ser “pinchadas” las curvas compuestas, caliente y fría sin violar La Segunda Ley de la Termodinámica (ninguno de los intercambiadores de calor puede tener un cruce de temperatura).

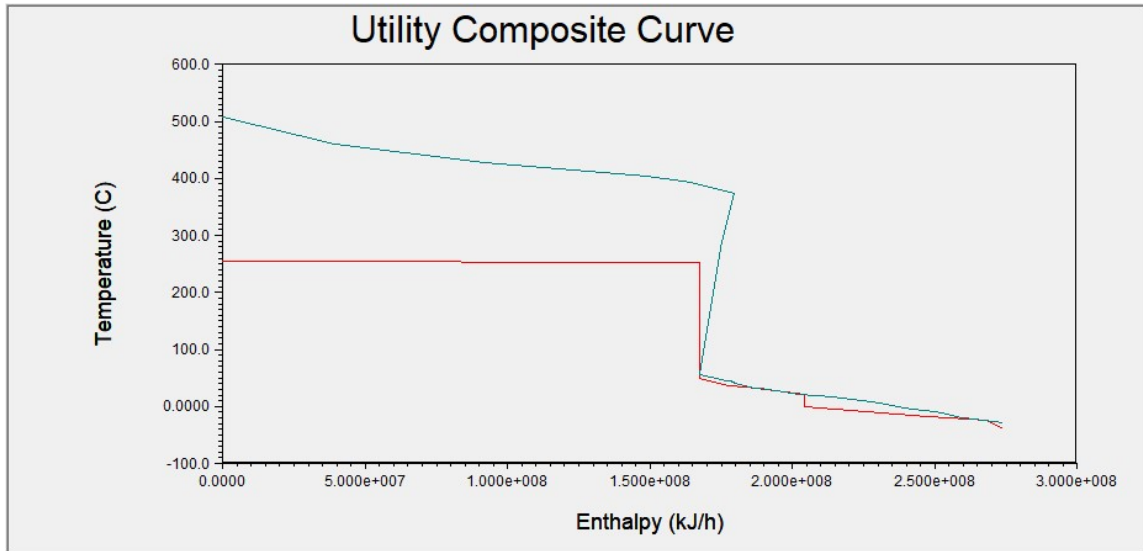
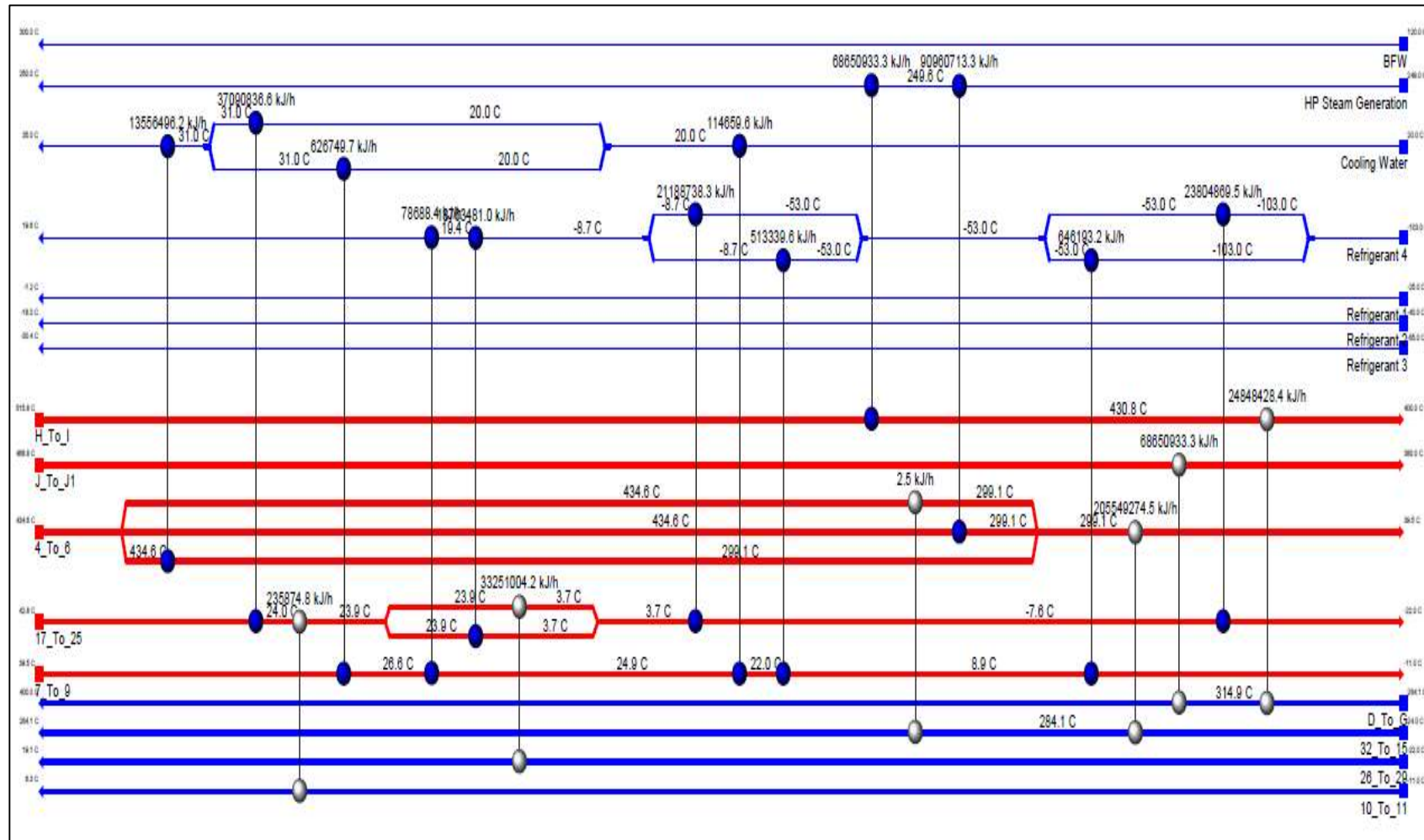


Fig 14. Curva compuesta de servicios auxiliares (CASO 3).

Al ingresar la información de operación de la planta directamente a Aspen Pinch, se pueden usar los resultados de un modelo de simulación Aspen Plus para hacer un manejo consistente de los datos de corrientes, propiedades físicas y modelos de operaciones unitarias.

El gran impacto de la tecnología Pinch está en la capacidad de identificación de los cambios del proceso. Aspen Energy Analyzer evalúa sistemáticamente los beneficios de los cambios en el diagrama de flujo, precalentamiento de carga a las columnas, cambios en las velocidades de flujo, corrientes de reciclo, presiones, reflujos y otras especificaciones.

Fig 15. Configuración de la red de intercambio de calor del Diseño 4.



#### **OBTENGA CONCLUSIONES DEL ESTUDIO REALIZADO.**

-El diseño recomendado es el diseño 4, el diseño recomendado permitirá reducir los costos operativos y además nos brinda una selección correcta de la configuración de la red para realizar una inversión de capital menor comparado a otros diseños.

-Las configuraciones de las redes presentadas en la Tabla 15, muestran un rearrreglo de corrientes y equipos de intercambio con la intención de aprovechar mejor el flujo energía.

-La curva compuesta se utilizan para predecir los objetivos de: mínima energía requerida (servicios auxiliares de calor y enfriamiento), mínima área de transferencia de calor requerida y número mínimo de unidades de intercambiadores requeridos.

-La gran curva compuesta sirve para seleccionar los niveles apropiados de los servicios públicos (maximizar los servicios auxiliares más baratos) para atender la demanda energética.

- El objetivo principal del análisis Pinch es lograr ahorros financieros mediante la mejor integración de calor del proceso (maximizar el proceso mediante la recuperación de calor y la reducción de las cargas externas de servicios auxiliares).

-Aspen Energy Analyzer identifica las corrientes, frías y de servicios, después extrae datos térmicos de las corrientes de proceso y de servicio, construye la gran curva compuesta, estima los costos mínimos de la red, el área de intercambio, así como el valor óptimo de  $\Delta T_{min}$ , y finalmente diseña una red de intercambiadores con un mejor desempeño.

## ANEXOS

### Balance de exergía reactor de conversión

			<b>Sgen</b>	<b>Wp</b>	<b>Wmin</b>	<b>Weq</b>	<b>Δexergía</b>	<b>W</b>	<b>Q</b>	<b>2da ley</b>
<b>Equipo</b>	Entrada	Salida	[kJ/s K]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	%
<b>Compresor Caso 1</b>	29	32	1.49	446.30	1318.46	1764.76	1318.46	1764.76	0	74.710%
<b>Cama 1</b>	15	4	49.58	14874.14	-14874.14	0.00	-14874.14	0	0	0%
<b>Separador 107-F</b>	27/28	1/2	3.06	919.16	-472.78	446.39	-472.78	0	0	0%
<b>121-C HEATER</b>	32	15.00	3.98	1192.70	4330.75	5523.45	4330.75	0	5523.45	78.407%
<b>121-C COOLER</b>	5	6	3.30	990.14	-5420.08	-4429.93	-5420.08	0	-4429.93	81.732%
<b>121-C</b>	32/5	6/15	3.63	1089.32	-35790.90	-34701.58	-35790.90	0	0.00	0.000%
<b>123-C COOLER</b>	4	5	0.32	95.53	-19827.44	-19731.91	-19827.44	0	-19731.91	99.518%
<b>140-C COOLER</b>	19	21	1.05	314.70	-136.01	178.69	-136.01	0	178.69	76.117%
<b>117-C COOLER</b>	21	22	2.09	628.15	434.14	1062.28	434.14	0	1062.28	40.868%
<b>118-C COOLER</b>	22	23	1.14	340.78	657.60	998.38	657.60	0	998.38	65.866%
<b>119-C COOLER</b>	24	25	1.70	510.45	924.49	1434.94	924.49	0	1434.94	64.427%
<b>120-C HEATER</b>	26	29	2.88	863.18	-1056.23	-193.05	-1056.23	0	-193.05	18.277%
<b>120-C COOLER</b>	20	30	2.74	820.70	221.97	1042.67	221.97	0	1042.67	21.289%
<b>120-C</b>	26/20	29/30	2.78	834.26	-834.26	0.00	-834.26	0	0.00	0%

**Balance de exergía reactor al equilibrio caso 1**

			<b>Sgen</b>	<b>Wp</b>	<b>Wmin</b>	<b>Weq</b>	<b>Δexergía</b>	<b>W</b>	<b>Q</b>	<b>2da ley</b>
<b>Equipo</b>	Entrada	Salida	[kJ/s K]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	%
<b>Compresor Caso 1</b>	29	32	1.66	498.42	1450.79	1949.22	1450.79	1949.22	0	74.430%
<b>Cama 1</b>	15	4	52.56	15768.57	-15768.57	0.00	-15768.57	0	0	0%
<b>Separador 107-F</b>	27/28	1/2	3.02	904.75	-467.80	436.95	-467.80	0	0	0%
<b>121-C HEATER</b>	32	15.00	4.49	1347.61	4809.76	6157.37	4809.76	0	6157.37	78.114%
<b>121-C COOLER</b>	5	6	3.83	1148.53	-6071.88	-4923.34	-6071.88	0	-4923.34	81.084%
<b>121-C</b>	32/5	6/15	4.21	1262.11	-35874.23	-34612.11	-35874.23	0	0.00	0.000%
<b>123-C COOLER</b>	4	5	0.32	94.86	-18843.54	-18748.69	-18843.54	0	-18748.69	99.497%
<b>140-C COOLER</b>	19	21	0.98	294.14	-133.70	160.44	-133.70	0	160.44	83.334%
<b>117-C COOLER</b>	21	22	2.30	691.44	476.15	1167.60	476.15	0	1167.60	40.781%
<b>118-C COOLER</b>	22	23	1.25	374.30	719.36	1093.66	719.36	0	1093.66	65.775%
<b>119-C COOLER</b>	24	25	1.87	559.92	1010.27	1570.19	1010.27	0	1570.19	64.341%
<b>120-C HEATER</b>	26	29	3.14	943.39	-1140.85	-197.46	-1140.85	0	-197.46	17.308%
<b>120-C COOLER</b>	20	30	2.91	874.39	252.73	1127.12	252.73	0	1127.12	22.423%
<b>120-C</b>	26/20	29/30	2.96	888.12	-888.12	0.00	-888.12	0	0.00	0%

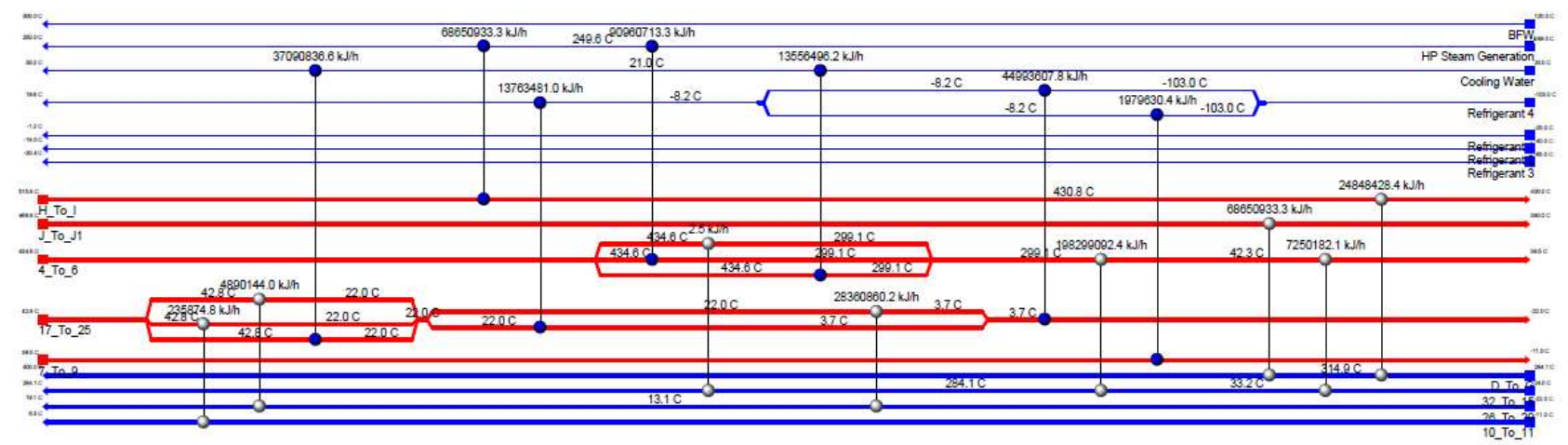
**Balance de exergía reactor al equilibrio caso 2**

			<b>Sgen</b>	<b>Wp</b>	<b>Wmin</b>	<b>Weq</b>	<b>Δexergía</b>	<b>W</b>	<b>Q</b>	<b>2da ley</b>
<b>Equipo</b>	Entrada	Salida	[kJ/s K]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	%
<b>Compresor Caso 1</b>	29	32	1.47	440.17	1302.87	1743.03	1302.87	1743.03	0	74.747%
<b>Cama 1</b>	15	4	49.18	14754.32	-14754.13	0.19	-14754.13	0	0	0%
<b>Separador 107-F</b>	27/28	1/2	3.07	921.22	-473.58	447.64	-473.58	0	0	0%
<b>121-C HEATER</b>	32	15.00	3.91	1174.47	4274.92	5449.39	4274.92	0	5449.39	78.448%
<b>121-C COOLER</b>	5	6	3.24	972.21	-5344.63	-4372.43	-5344.63	0	-4372.43	81.810%
<b>121-C</b>	32/5	6/15	3.57	1069.71	-35782.83	-34713.12	-35782.83	0	0.00	0.000%
<b>123-C COOLER</b>	4	5	0.32	95.97	-19958.99	-19863.02	-19958.99	0	-19863.02	99.519%
<b>140-C COOLER</b>	19	21	1.06	317.99	-137.13	180.87	-137.13	0	180.87	75.816%
<b>117-C COOLER</b>	21	22	2.07	620.87	429.33	1050.20	429.33	0	1050.20	40.881%
<b>118-C COOLER</b>	22	23	1.12	336.93	650.56	987.49	650.56	0	987.49	65.880%
<b>119-C COOLER</b>	24	25	1.68	504.77	914.73	1419.50	914.73	0	1419.50	64.440%
<b>120-C HEATER</b>	26	29	2.84	853.34	-1045.92	-192.58	-1045.92	0	-192.58	18.412%
<b>120-C COOLER</b>	20	30	2.71	814.41	217.97	1032.37	217.97	0	1032.37	21.113%
<b>120-C</b>	26/20	29/30	2.76	827.96	-827.96	0.00	-827.96	0	0.00	0%

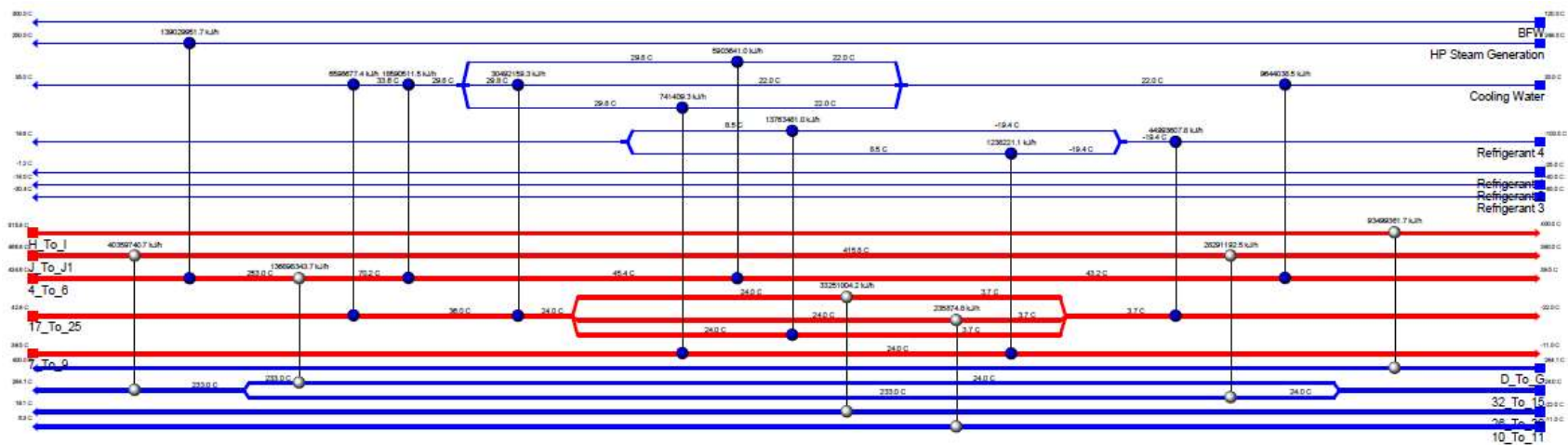
**Balance de exergía reactor al equilibrio caso 3**

			<b>Sgen</b>	<b>Wp</b>	<b>Wmin</b>	<b>Weq</b>	<b>Δexergía</b>	<b>W</b>	<b>Q</b>	<b>2da ley</b>
<b>Equipo</b>	Entrada	Salida	[kJ/s K]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	[kW]	%
<b>Compresor Caso 1</b>	29	32	1.40	419.25	1298.09	1717.35	1298.09	1717.35	0	75.587%
<b>Cama 1</b>	15	4	0.97	290.22	-19465.36	-19175.14	-19465.36	-19175	0	99%
<b>Separador 107-F</b>	27/28	1/2	3.09	927.31	-475.69	451.61	-475.69	0	0	0%
<b>121-C HEATER</b>	32	15	6.51	1953.09	15945.12	17898.21	15945.12	0	17898.21	89.088%
<b>121-C COOLER</b>	5	6	6.46	1937.56	-17958.87	-16021.31	-17958.87	0	-16021.31	89.211%
<b>121-C</b>	32/5	6/15	6.71	2013.76	-35600.26	-33586.51	-35600.26	0	0.00	0.000%
<b>123-C COOLER</b>	4	5	0.39	117.43	-14121.15	-14003.71	-14121.15	0	-14003.71	99.168%
<b>140-C COOLER</b>	19	21	2.48	744.59	-461.61	282.97	-461.61	0	282.97	163.130%
<b>117-C COOLER</b>	21	22	1.98	594.60	411.90	1006.50	411.90	0	1006.50	40.924%
<b>118-C COOLER</b>	22	23	1.08	323.03	624.94	947.96	624.94	0	947.96	65.924%
<b>119-C COOLER</b>	24	25	1.61	484.25	879.15	1363.40	879.15	0	1363.40	64.482%
<b>120-C HEATER</b>	26	29	3.83	1147.70	-1032.99	114.71	-1032.99	0	114.71	-11.104%
<b>120-C COOLER</b>	20	30	3.31	993.59	22.43	1016.02	22.43	0	1016.02	2.207%
<b>120-C</b>	26/20	29/30	3.37	1010.57	-1010.57	0.00	-1010.57	0	0.00	0%

ANEXO A



ANEXO B





## ANEXO C

