
	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 1 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

12. 85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS


TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL

APELLIDO, NOMBRE: ABADI LIOR		
LEGAJO:		
ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS		
TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		
CUADRO DE ENTREGAS Y OBSERVACIONES		
24/06/2020	TP3: Integración Energética	
05/06/2020	TP2: Simulación Rigurosa	<i>Se recomienda evaluar recuperación de producto valioso en vez de pérdida de solvente, generalmente. Al margen de que en este escenario la pérdida de solvente esté asociada. Chequear inconsistencias en torre de absorción para mitigar errores.</i>
06/05/2020	TP1: Confección de Flowsheet	<i>Tener en cuenta corrección de flowsheet en esquema de separación del segundo sistema de reacción.</i>
1/04/2020	1° PRE ENTREGA: Determinación de condiciones de reacción	<i>Revisar expresión de conversión de hidrógeno en el primer reactor.</i>
FECHA	ENTREGA	OBSERVACIONES

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 2 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

ÍNDICE

1	OBJETIVO DEL DOCUMENTO.....	3
2	ALCANCE.....	3
3	REFERENCIAS	4
4	RESULTADOS	4
5	DESARROLLO	5
5.1	Estrategia de Análisis	5
5.2	Resumen del Proceso a partir de Documentos Anteriores	5
5.2.1	Primer Sistema de Reacción.....	5
5.2.2	Segundo Sistema de Reacción:.....	6
5.3	Análisis Preliminar de Corrientes Frías y Calientes	6
5.4	Primera Ley de la Termodinámica y linealización	7
5.5	Diagrama de Cascada	10
5.6	Diagrama Temperatura – Entalpía.....	14
5.7	Gran Curva Compuesta	16
5.8	Red de Intercambiadores de Calor	17
5.8.1	Red de Mínimos Requerimientos de Calor	18
5.8.2	Red de Mínimos Número de Intercambiadores de Calor	21
5.9	Generación de Vapor de Agua	28
5.9.1	Presión del Vapor.....	28
5.9.2	Vapor de Media Presión.....	28
5.9.3	Vapor de Alta Presión	29
5.10	Recuperación de Trabajo	30
5.10.1	Expansión de Efluente del Primer Sistema de Reacción	30
5.10.2	Expansión del Vapor Generado	31
5.11	Evaluación de Impacto Económico de la Integración	33
5.11.1	Sin Integración Energética	34
5.11.2	Con Integración Energética.....	34
5.11.3	Resumen de Impacto	35
6	CONCLUSIONES	36
6.1	Red de Integración a Utilizar.....	36
6.2	Flowsheet Integrado del Primer Sistema de Reacción	37
6.3	Flowsheet Integrado del Segundo Sistema de Reacción.....	37
7	ANEXO DE INFORMACIÓN.....	39
7.1	Reacciones del Primer Sistema.....	39
7.2	Reacciones del Segundo Sistema	39
7.3	Punto de Burbuja del Agua en Función de la Presión.	40
7.4	Tablas de Entalpía de Vaporización del Agua	41

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 3 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

7.5	Cálculo de Caudal de Agua Evaporado	42
7.6	Potencia Generada a Partir de Líquido	42
7.7	Estimación de Áreas de Intercambio de Calor	42
7.8	Linealización de Pendientes de Energía	43
7.8.1	Corriente 2	43
7.8.2	Corriente 7	43
7.8.3	Corriente 9	44
7.8.4	Corriente 11	45
7.8.5	Corriente 24	46
7.8.6	Corriente 26	47
7.8.7	Corriente 33	48
7.8.8	Corriente 35	49
7.8.9	Corriente 37	50
7.8.10	Corriente 5	51
7.8.11	Corriente 31	52
7.8.12	Corriente 44	53

1 OBJETIVO DEL DOCUMENTO

En el presente documento se tiene como objetivo la confección y evaluación de un esquema de integración energética donde se favorezca no solo el aprovechamiento de energía sino también de área de intercambio de calor.


2 ALCANCE

A partir de la información recolectada y mostrada en documentos anteriores, se confecciona un esquema de integración energética mediante la evaluación de escenarios a partir de la heurística de pasos que propone Douglas. Se toman como datos de documentos anteriores los caudales, composiciones y condiciones de las corrientes que requieran enfriarse o calentarse de toda la planta de síntesis de formalina. Esto es, las corrientes del primer sistema de reacción y del segundo que necesiten ceder o ganar energía para cumplir con las condiciones de proceso.

Están alcanzados por este documento los siguientes puntos:

- Análisis preliminar de corrientes en función del requisito de energía.
- Evaluación de esquema de cascada para el sistema global.
- Confección de diagramas de entalpía – temperatura y determinación de *Pinch*.
- Cruzado de corrientes de manera viable con el objetivo de formar una red de intercambio mínimo de calor.
- Cruzado de corrientes con el objetivo de lograr la red de menor cantidad de intercambiadores de calor.
- Evaluación de escenarios de integración. Preliminarmente evaluando diferentes valores de área requerido y de ser necesario, refinado de escenarios mediante costos.
- Confección de *flowsheet* final de la instalación con las corrientes a integrar energéticamente.

Si bien no forma parte del alcance del documento la integración de trabajo en la planta, se evalúa posteriormente la posibilidad de recuperar energía y transformarla en trabajo para satisfacer los consumos eléctricos de la instalación.


	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 4 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

3 REFERENCIAS

- [1] "A Steady-State Kinetic Model for Methanol Synthesis and the Water Gas Shift Reaction on a Commercial Cu/ZnO/Al₂O₃ Catalyst" - **K. M. Vanden Bussche¹ and G. F. Froment.**
- [2] "Kinetics of the partial oxidation of methanol over a Fe-Mo catalyst" - **S.A.R.K. Deshmukh *, M. van Sint Annaland, J.A.M. Kuipers**
- [3] "Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas" – **H.Scott Fogler – Cuarta Edición**
- [4] "Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition" – **Don W. Green, Robert H. Perry**
- [5] "Flammable Mixture Analysis for Hazardous Area Classification" – **Allan Bozek, Vince Rowe.**
- [6] "Flammability envelopes for methanol, ethanol, acetonitrile and toluene" - **Mark. R Brooks, Daniel A. Crowl**
- [7] "Calculation of Flammability and Lower Flammability Limits of Gas Mixtures for Classification Purposes" - **Volkmar Schroeder**
- [8] "Flammability Characteristics of Combustible gases and vapors" – **Michael G. Zabetakis.**
- [9] "Heat Transfer in Process Engineering" – **Eduardo Cao**
- [10] "Trabajo Práctico Cuatrimestral – Pre entrega. Determinación de condiciones de los sistemas de reacción" – **Lior Raúl Abadi Lamstein, Primer pre-entrega.**
- [11] "Conceptual Design of Chemical Processes". – **J.M. Douglas**
- [12] "Product And Process Design Principles" – **Warren D. Seider, Daniel R. Lewin, J.D. Seader, Soemantri Widagdo, Rafiqul Gani, Ka Ming NG – 2016.**
- [13] "Chemical Engineering Plant Cost Index: 2018 annual value " - <https://www.chemengonline.com/2019-cepci-updates-january-prelim-and-december-2018-final/?printmode=1>
- [14] "Azeotropic Database - Methanol", <http://homepages.ed.ac.uk/jwp/Chemeng/azeotrope/MM.html>
- [15] "A Practical Guide to Compressor Technology" - **Heinz P. Bloch – Segunda Edición**
- [16] "Solubility of Formaldehyde and Trioxane in Aqueous Solutions" – **Thomas Grützner and Hans Hasse – Institute of Thermodynamics and Thermal Process Engineering, University of Stuttgart, Germany – 2004.**
- [17] "Distillation ChemCAD Group: 8" - **Cesar Castro Jacky Tsai Dung Phan Vivi He CHBE 446 February 13, 2015.**
- [18] "Vapor liquid equilibria for the quaternary system of formaldehyde – methanol – methylal – water" – **Zhengjun Shan, Yanru Wang, Shouchang Qiu, Chongyu Zheng, Jun Shi – Marzo 1995 – Depto de Ingeniería Ambiental, Universidad de Windsor, Ontario.**
- [19] "Vapour-liquid equilibria in the carbon dioxide-water system, measurement and modelling from 278.2 to 318.2K" – **Alain Valtz. Antonin Chapoy, Christophe Coquelet, Patrice Paricaud, Dominique Richon – Octubre 2004 - Centre d'Energétique, Ecole Nationale Supérieure des Mines de Paris**
- [20] "Estimación de dimensiones de separador Flash" - <https://checalc.com/calc/vertsep.html>.
- [21] "Corrosion Data of Formaldehyde" – **SANDVIK** - <https://www.materials.sandvik/en/materials-center/corrosion-tables/formaldehyde/>

4 RESULTADOS

En el presente documento, dentro del apartado de conclusiones (6) se encuentran figuras tanto de la red de integración energética a implementar como de los *flowsheets* resultantes para dicha red. Todas las consideraciones, criterios y decisiones tomadas para su confección son encontrados en el desarrollo (5).

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 5 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

5 DESARROLLO

5.1 Estrategia de Análisis

Para abordar la evaluación del documento se procede mediante la serie de pasos que sugiere Douglas para evaluar una red de integración energética viable, económica y óptima para las condiciones de proceso actuales. Para evaluar los valores de simulación se confeccionan curvas mediante la transferencia de datos entre el simulador UniSim Design R451 y Excel VBA. Posteriormente se realizan análisis adicionales al problema en cuestión.

5.2 Resumen del Proceso a partir de Documentos Anteriores

Para el presente documento se numeran las corrientes con la misma numeración presente en las capturas de simulación. Se parte para realizar el análisis de los esquemas de proceso mostrados en la entrega anterior según:

5.2.1 Primer Sistema de Reacción

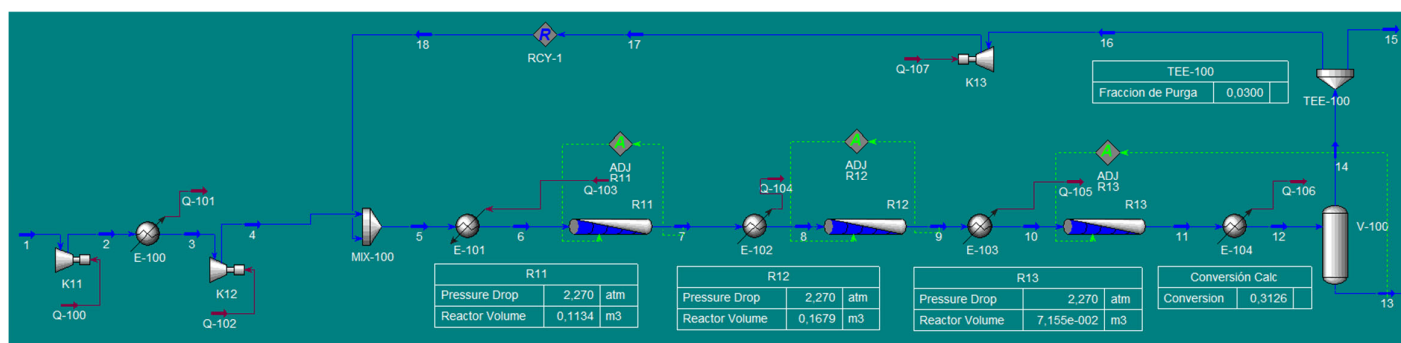


Figura 5.2.1. Esquema de Proceso del Primer Sistema de Reacción


De donde se tienen los siguientes datos significativos de operación:

Tabla 5.2.1. Resumen y Comparación de Datos Significativos

Parámetro	Valor TP1	Valor TP2 (a)
Cantidad de Int. de Calor	2	2
Conversión	32,2%	31,2%
Masa de Catalizador	262 kg	313,2 kg
Volumen de reactor	0,300 m ³	0,353 m ³
VAN	USD 1.242.206 (b)	USD 1.150.478,12
Potencia Hidráulica del Compresor K-11 + K12	400 HP	394 HP
Potencia Hidráulica del Compresor K-13	130 HP	127 HP
$\frac{n_{MeOH}}{n_{Total}}$ en la corriente de producto	0,984	0,972
Producción de Metanol	54 kmol/h	56 kmol/h

(a) Valores obtenidos a partir de los resultados de simulación.

(b) No se contempló el costo del separador flash. Se consideró únicamente un compresor de alimentación en vez de una compresión en dos etapas.

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 6 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

5.2.2 Segundo Sistema de Reacción:

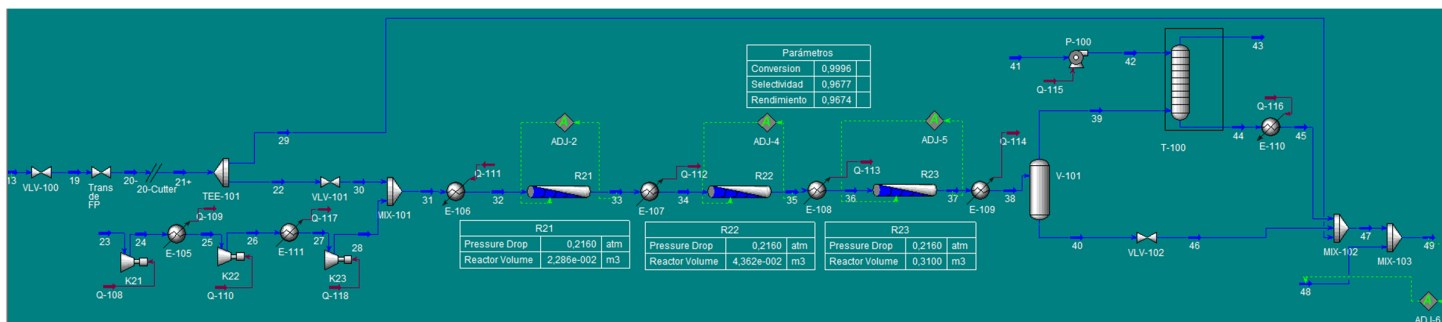


Figura 5.2.2. Esquema de Proceso del Segundo Sistema de Reacción

De donde se tienen los siguientes datos significativos de operación:

Parámetro	Valor TP1	Valor TP2 (a)
Cantidad de Int. de Calor	2	2
Conversion	99,3%	99,9%
Selectividad	97,8%	98,77%
Masa de Catalizador	1140 kg	273 kg
Formalina potencial desechada	73 kg/hr	0 kg/h
VAN	USD 57.257.808	USD 61.585.635
Potencia Hidráulica del Compresor K-21	1059 HP	858 HP
Potencia Hidráulica del Compresor K-22	629 HP	805 HP
Potencia Hidráulica del Compresor K-23	N/A	370 HP
Producción anual de Formalina	30.456 Tn/año	31.938 Tn/año

(a) Valores obtenidos a partir de los resultados de simulación.

5.3 Análisis Preliminar de Corrientes Frías y Calientes

Se parte de evaluar mediante los valores obtenidos en los equipos de enfriamiento y calentamiento del simulador, los calores requeridos por cada corriente al igual que otros datos de interés.


	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 7 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

Tabla 5.3.1. Corrientes para integrar energéticamente. Se nombra a las corrientes en base al número de corriente presente tanto en los esquemas de simulación como en la tabla.

Núm. De Corriente	Descripción	Equipo de simulación	Condición	Tin (°C)	Tout (°C)	Q Simulador (kJ/hr)
2	Salida K11 (Alim. Syngas)	E-100	Caliente	136,6	35	574.290,87
7	Salida R11	E-102	Caliente	287,0	201,9	2.391.062,07
9	Salida R12	E-103	Caliente	287,0	201,9	2.348.211,68
11	Salida R13	E-104	Caliente	231,4	40	7.065.518,08
24	Salida K21 (Alim. Aire)	E-105	Caliente	147,8	35	2.122.623,27
26	Salida K22	E-111	Caliente	150,1	35	2.171.591,25
33	Salida R21	E-107	Caliente	406,5	282	2.867.011,02
35	Salida R22	E-108	Caliente	406,8	282	2.878.217,91
37	Salida R23	E-109	Caliente	360,9	35	9.384.511,91
5	Entrada 1er Reactor	E-101	Fría	69,2	201,9	-3.767.185,37
31	Entrada 2do Reactor	E-106	Fría	35,0	282	-6.094.562,28
44	Salida T-100	E-110	Fría	-6,2	25	-191.102,49
Total						21.750.187,93

5.4 Primera Ley de la Termodinámica y linealización

A partir de la información mostrada en la Tabla 5.2.1, surge la necesidad de conocer el valor del producto entre el caudal y la capacidad calorífica da cada corriente con el objetivo de confeccionar el diagrama de cascada, de H-T, etc. Se propone modelar al calor total de cada corriente según:

$$Q = F C_p \Delta T \quad \text{Ec. 1}$$

Como se menciona, para modelar el calor requerido por cada corriente se grafica la propiedad "Heat Flow" en función de la temperatura. Dentro del intervalo de temperaturas de cada corriente, se observa que la pendiente a dicha curva es el producto entre el caudal y la capacidad calorífica. En aquellas corrientes que tengan cambios de fase o variaciones significativas en la pendiente, se subdivide al intervalo general en intervalos más pequeños con el objetivo de disminuir el error de cálculo del calor total. Se presenta a continuación los valores de $F C_p$ obtenidos para cada corriente.



	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 8 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

Tabla 5.4.1. Evaluación de Primera Ley de la Termodinámica y linealización de las pendientes de energía para las corrientes involucradas.

	Núm. Corriente	Descripción	Tramo	T _{Inf} °C	T _{Sup} °C	FCp kJ/h °C	Q Calculado kJ/h	Q Simulación kJ/h	Error Rel %
Calientes	2	Salida K11 (Alim. Syngas)	1	35	136,6	5650	574.080,64	574.290,87	-0,04
	7	Salida R11	1	201,9	287	28092	2.390.620,69	2.391.062,07	-0,02
	9	Salida R12	1	201,9	287	27599	2.348.632,35	2.348.211,68	0,02
	11	Salida R13	1	40	102	55956	3.469.241,00	3.524.807,16	-1,58
			2	102	231,4	27061	3.501.680,46	3.540.710,93	-1,10
	24	Salida K21 (Alim. Aire)	1	35	147,8	18844	2.125.609,97	2.122.623,27	0,14
	26	Salida K22	1	35	150,1	18884	2.173.507,65	2.171.591,25	0,09
	33	Salida R21	1	282	406,5	23040	2.868.504,53	2.867.011,02	0,05
	35	Salida R22	1	282	406,8	23064	2.878.347,26	2.878.217,91	0,00
	37	Salida R23	1	35	55,5	44985	922.198,83	928.662,07	-0,70
2			55,5	82	85503	2.265.840,63	2.246.266,88	0,87	
3			82	360,8	22373	6.237.536,16	6.209.582,97	0,45	
Frías	5	Entrada 1er Reactor	1	69,2	201,9	28375	-3.764.781,73	-3.767.185,37	-0,06
	31	Entrada 2do Reactor	1	35	45,5	86503	-908.285,24	-904.947,05	0,37
			2	45,5	282	21813	-5.158.822,27	-5.189.615,23	-0,59
44	Salida T-100	1	-6,2	25	6109	-190.612,05	-191.102,49	-0,26	
						Totales	21.733.298,89	21.750.187,92	-0,08

A partir de los intervalos de temperatura de las corrientes se confecciona el diagrama en cascada y de intervalos para todo el sistema de corrientes frías y calientes. Se muestra en las columnas las corrientes con sus números correspondientes. Aquellas corrientes que poseen más de una pendiente de energía debido a su necesidad de linealización se esquematizan con flechas discontinuas (donde el rango de extensión de dicha flecha corresponde al rango de temperaturas donde es constante la pendiente de energía). Se decide tomar un mínimo *approach* térmico de 10C. Se observa dicha decisión mediante el desfasaje de escalas fría-caliente en el diagrama de intervalos. La correlación de las linealizaciones, así como los parámetros de estimación utilizados de cada corriente pueden observarse en el apartado 7.

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 9 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

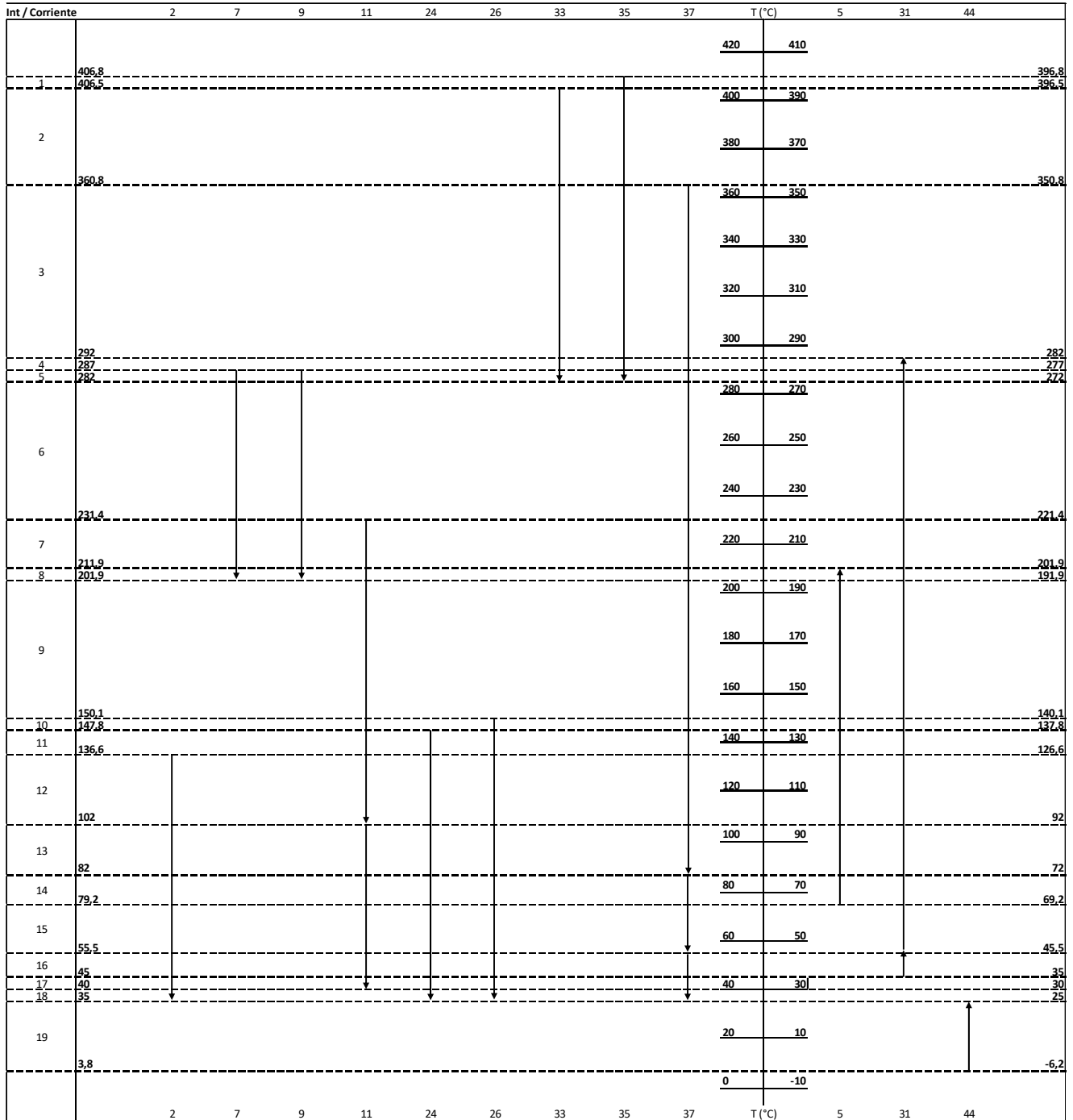



Figura 5.4.1. Diagrama de Intervalos de temperatura. Se establece un desfase de temperaturas en un valor de 10C. Las corrientes con flecha discontinua muestran un cambio en la pendiente de energía.

A partir de la Figura 5.4.1 se puede calcular el calor de cada intervalo de temperaturas mostrado y se verifica que dicho valor coincida con la suma del total de las corrientes, mostrado en la Tabla 5.4.1. Se refieren los cálculos a la escala caliente de temperaturas. Se calcula el calor de intervalo mediante la siguiente expresión:

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 10 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

$$Q = \left(\sum_{\text{Calientes}}^{\text{intervalo}} F C_p - \sum_{\text{Frías}}^{\text{intervalo}} F C_p \right) \Delta T_{\text{intervalo}}$$

Ec. 2


Tabla 5.4.2. Cálculo de calor de intervalo referido a la escala caliente de temperaturas.

Intervalo -	T _{sup} °C	T _{inf} °C	F Cp kJ/h °C	Q 10 ⁵ kJ/h
1	406,8	406,5	23064	0,07
2	406,5	360,8	46104	21,07
3	360,8	292	68477	47,11
4	292	287	46663	2,33
5	287	282	102354	5,12
6	282	231,4	56250	28,46
7	231,4	211,9	83311	16,25
8	211,9	201,9	54936	5,49
9	201,9	150,1	-754	-0,39
10	150,1	147,8	18129	0,42
11	147,8	136,6	36973	4,14
12	136,6	102	42624	14,75
13	102	82	71518	14,30
14	82	79,2	134649	3,77
15	79,2	55,5	163024	38,64
16	55,5	45	57816	6,07
17	45	40	144319	7,22
18	40	35	88363	4,42
19	35	3,8	-6109	-1,91
			Total	217,33

Se observa que el calor total calculado por intervalo coincide con el calor calculado a partir de la linealización de la pendiente de energía de las corrientes en la Tabla 5.4.1, por lo que se muestra que se respeta el Primer Principio de la Termodinámica.

5.5 Diagrama de Cascada

A partir de los calores de Intervalo calculados anteriormente, se confecciona el esquema de cascada preliminar únicamente evaluando los requerimientos de servicio frío y caliente.

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 11 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

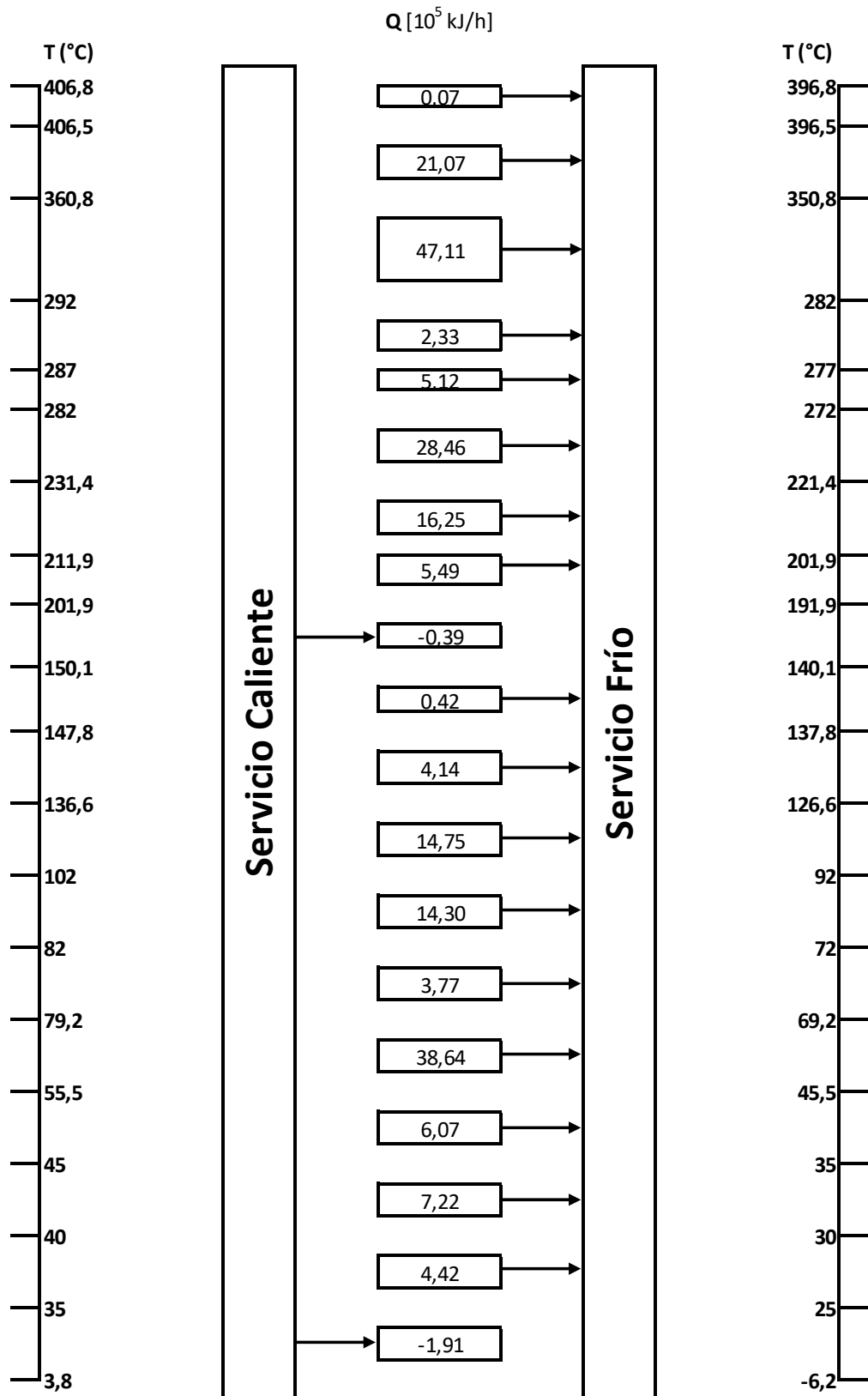




Figura 5.5.1. Diagrama de cascada preliminar.

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u>
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		12 de 54

Se observa a partir de la figura anterior que existe calor disponible para no depender del intercambio con los servicios en todos los escenarios de transferencia. Además, se muestra que se tiene gran cantidad de calor disponible en el sistema. Se realiza el estudio de cascada de energía teniendo en cuenta que el calor de niveles térmicos superiores puede transferirse a niveles inferiores favoreciendo el aprovechamiento de la energía. Se muestra también a la derecha de cada transferencia el calor acumulado hasta ese punto de la cascada.

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 13 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

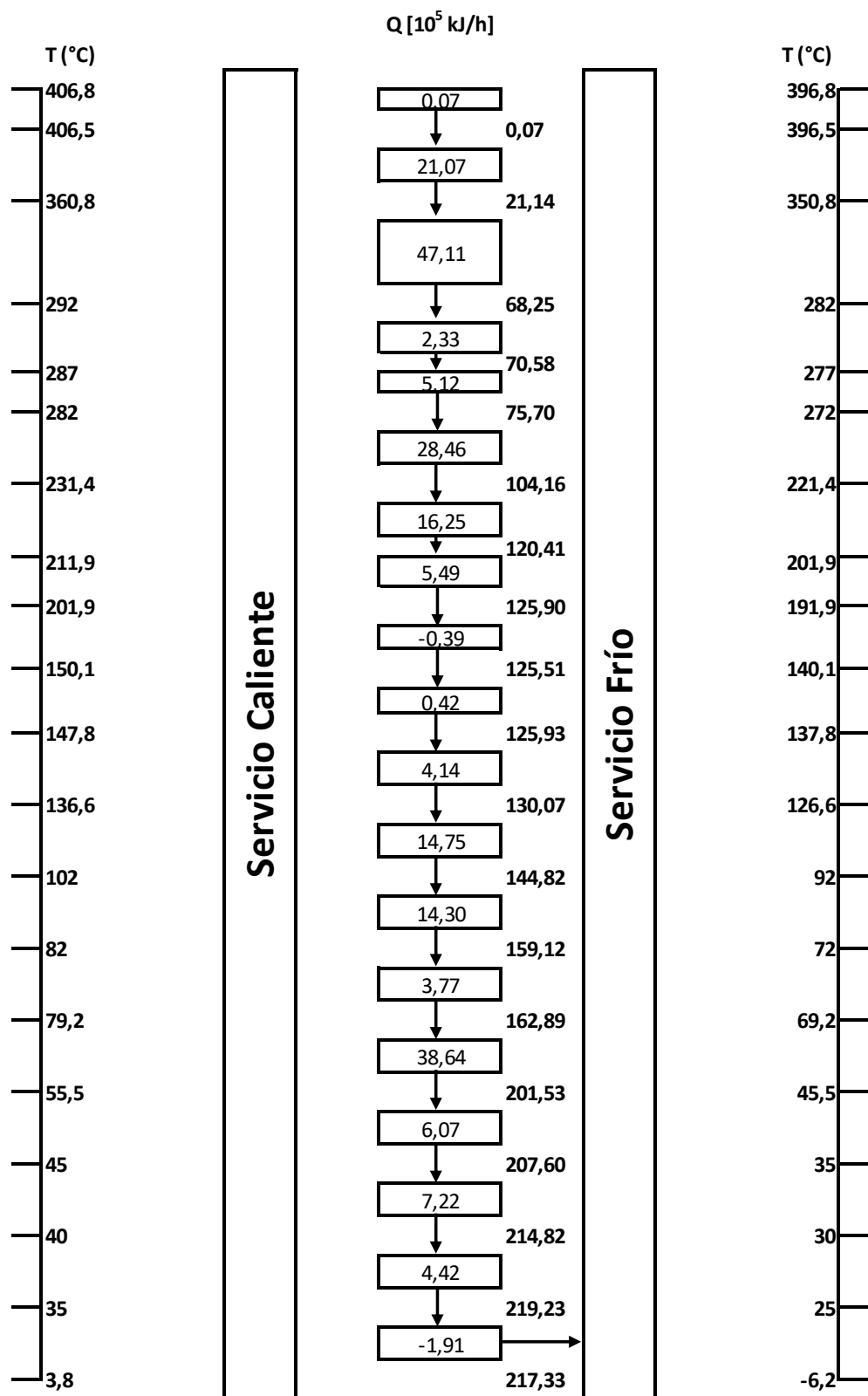



Figura 5.5.2. Cascada de Energía para el sistema a integrar. Se observa el requerimiento de servicio frío global y el calor acumulado conforme se desciende en la cascada.

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 14 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

Mediante la Figura 5.5.2 se observa que el requerimiento de servicio frío es de $217,33 \cdot 10^5$ kJ/h. Además, se observa que no hay rangos de energía donde se dé un acercamiento de temperaturas correspondiente al mínimo establecido (*Pinch*). Se confirma lo mencionado mediante el gráfico de temperatura en función de la entalpía acumulada.

5.6 Diagrama Temperatura – Entalpía

A partir de los datos obtenidos en la Figura 5.5.2, y los valores de pendiente de energía calculados y mostrados en la Tabla 5.4.1 se confeccionan las curvas de temperatura en función de la entalpía acumulada para las corrientes frías y calientes. Se determina que el origen de entalpías para las corrientes calientes es la menor temperatura caliente (35C), mientras que el origen para las frías es el requerimiento de servicio frío, $217,33 \cdot 10^5$ kJ/h.

Tabla 5.6.1. Cálculo de entalpías de corrientes calientes.

T °C	ΔH 10^5 kJ/h	H Acum 10^5 kJ/h
35	-	0,0
40	4,4	4,4
45	7,2	11,6
55,5	15,2	26,8
79,2	43,8	70,6
82	5,2	75,8
102	24,3	100,1
136,6	32,1	132,2
147,8	9,8	142,0
150,1	1,6	143,6
201,9	25,6	169,2
211,9	10,5	179,7
231,4	20,5	200,2
282	39,5	239,7
287	6,2	245,9
292	3,4	249,3
360,8	47,1	296,4
406,5	21,1	317,5
406,8	0,1	317,6


	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 15 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

Tabla 5.6.2. Cálculo de entalpías para corrientes frías.

T °C	ΔH 10 ⁵ kJ/h	H Acum 10 ⁵ kJ/h
3,8	-	217,3
35	1,9	219,2
45	0,0	219,2
55,5	9,1	228,3
79,2	5,2	233,5
211,9	66,6	300,1
292	17,5	317,6

Se destaca que para las corrientes frías no fueron necesarios tantos intervalos de temperatura como lo fue para las calientes dado que se tienen rangos mayores con valores de pendiente de energía constantes (particularmente entre 79,2C y 211,9C).

Mediante la información obtenida en sendas tablas, se confecciona el gráfico de temperatura en función e la entalpía.

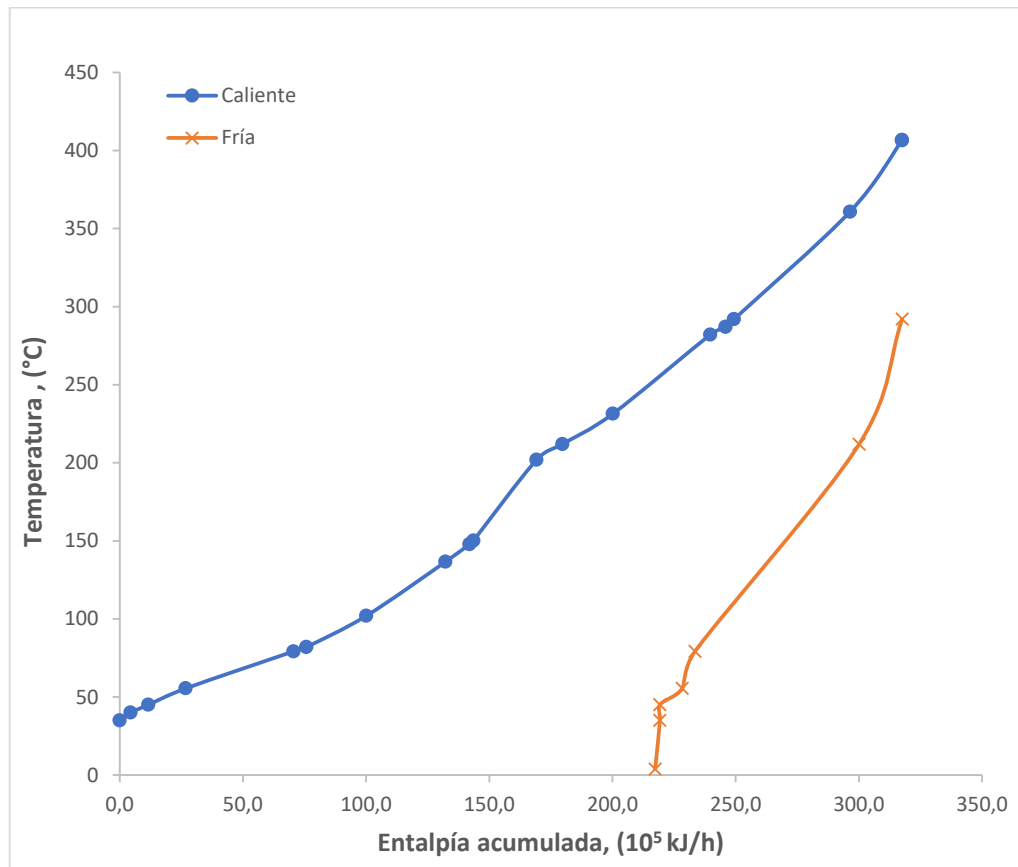



Figura 5.6.1. Diagrama Entalpía - Temperatura. Se suavizan las curvas para un mejor modelado de la tendencia.

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 16 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

Mediante la Figura 5.6.1 se observa en primer lugar que el desfase en el origen de la entalpía acumulada de la corriente fría corresponde al valor de servicio frío ($217,33 \cdot 10^5 \text{ kJ/h}$). Por otro lado, se observa que no existe desfase en entalpías para el valor final de cada corriente, dicho de otra manera, si se quisiera calcular el servicio caliente mediante la gráfica se tiene:

$$Q_{\text{Serv Caliente}} = Q_{\text{Frías}}(T_{\text{máx fría}}) - Q_{\text{Caliente}}(T_{\text{máx caliente}}) \quad \text{Ec. 3}$$

$$Q_{\text{Serv Caliente}} = 317,6 \frac{10^5 \text{ kJ}}{\text{h}} - 317,6 \frac{10^5 \text{ kJ}}{\text{h}} = 0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Lo que verifica lo visto mediante el esquema de cascada del proceso. Último, pero no menos importante, se observa que no existe un valor de entalpía (o rango) para corrientes frías y calientes que implique un acercamiento térmico de 10°C , por lo que se concluye que no existe temperatura de *pinch*. Si bien se tiene en general un *approach* térmico con bastante holgura, se deberá tener en cuenta a la hora de proponer los intercambios de calor que idealmente no se debe tener una gran diferencia de nivel térmico entre la corriente fría y la caliente dado que dicho shock puede causar *stress térmico* en los materiales de los equipos de intercambio.

5.7 Gran Curva Compuesta

Para confeccionar la curva compuesta, teóricamente se establece un desplazamiento de entalpías para el punto donde se encuentre la temperatura de *pinch*. Como en el escenario operativo no se tiene punto de *pinch*, se designa como cero de entalpía al valor máximo de temperatura. Se tiene en cuenta para el gráfico un promedio entre las temperaturas frías y calientes para cada intervalo.

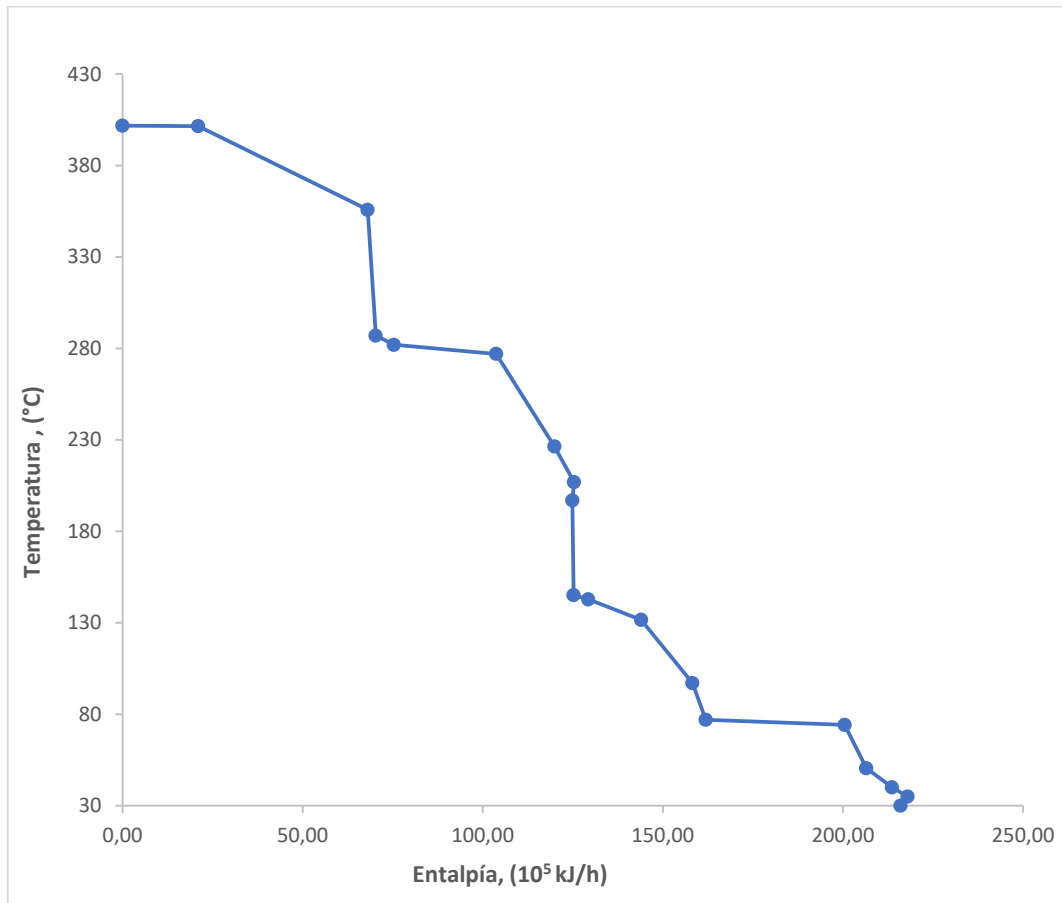


Figura 5.7.1. Gran Curva Compuesta. Se observa el requerimiento de servicio frío (desplazamiento de entalpía a menor temperatura) y que el requerimiento de servicio caliente es nulo.

Se observa que el desplazamiento en entalpía corresponde al requerimiento de servicio frío. Un detalle para remarcar consta del cambio de pendiente (negativa a positiva) entre los últimos dos puntos de la curva (cercanos a 40°C) donde se observa un rango de temperaturas del sistema donde ocurre un proceso de autosuficiencia térmica. Se destaca que por encima del origen no existen valores de entalpía lo cual se interpreta como que no es necesaria la implementación de servicios de calentamiento.


5.8 Red de Intercambiadores de Calor

Según Douglas, se tiene la siguiente expresión para determinar el número mínimo de intercambiadores requeridos para satisfacer la primera ley de la termodinámica:

$$N_{ro} \text{ Intercambiadores} = Num \text{ Corrientes} + Num \text{ Servicios} - 1 \quad \text{Ec. 4}$$

Para la situación operativa actual se tienen 12 corrientes y 1 servicio (frío). Siendo el número mínimo de intercambiadores de calor 12.

A su vez, además de la red que satisface la mínima cantidad de intercambiadores de calor (donde se tiene por consecuencia una mayor demanda energética hacia y desde los servicios externos) es posible encontrar una red donde se cumpla el requerimiento mínimo energético (generando un mayor número de intercambiadores, pero una menor demanda energética de servicios externos). Para hallar dicha red debe realizarse el cálculo de la Ec. 4 sobre la temperatura de *pinch* y debajo de ella. Tal como se observa mediante las gráficas varias mostradas anteriormente, el sistema se encuentra con valores térmicos y

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 18 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

energéticos que determinan que la operación será por debajo del *pinch* (dicho de otra manera, se tiene requerimiento de servicio caliente nulo, existiendo un requerimiento de servicio frío).

Si se evalúa la ecuación debajo del *pinch* se tienen las mismas 12 corrientes con el servicio caliente siendo que también se requieren 12 intercambiadores de calor. Dicho de otra manera, en este escenario se puede encontrar al menos una red que satisface el requerimiento mínimo de energía y la mínima cantidad de intercambiadores de calor.

Se propone continuar mediante la heurística de Douglas proponiendo una red de requerimientos mínimos y posteriormente verificando si existen *loops*. El significado de un *loop* sugiere que es posible revincular a las corrientes de otra forma permitiendo quitar un intercambiador de calor. Como premisa inicial se supone que de encontrar un *loop* en la red propuesta, indefectiblemente se propuso en un principio una red con un número de intercambiadores mayor a 12 incumpliendo con la ecuación mostrada anteriormente.

5.8.1 Red de Mínimos Requerimientos de Calor

Para evaluar la red de requerimientos mínimos de calor teóricamente se debe iniciar incluyendo los intercambiadores en el *pinch* y “barriendo” el intervalo superior y luego el inferior. Para aquellos intercambiadores situados en el *pinch* Douglas propone que para asegurar la no violación del mínimo acercamiento térmico se respete que las pendientes de energía de las corrientes frías o calientes sean mayores unas a las otras en función de si se diseña sobre o debajo el *pinch*. Se destaca que dicha condición es necesaria para intercambiadores del *pinch* para evitar el acercamiento térmico dentro del equipo. Asimismo, como se tienen amplias diferencias térmicas no será necesario su cumplimiento (pero si su verificación) a la hora de incorporar intercambiadores de calor. En este escenario la temperatura de *pinch* es virtualmente la máxima de la escala caliente promediada (ordenada al origen de la Gran Curva Compuesta). Se inicia el diseño de la red de intercambiadores en la máxima temperatura de la escala caliente según lo mencionado. En la figura a continuación se muestra la red propuesta. Se denomina “Q” al calor inicial que posee la corriente en cuestión, “Qr” es el calor remanente luego de un intercambio de calor, “Qi” es el calor intercambiado y “Qc” es el calor retirado con *cooler* (todos los valores son mostrados en módulo). El calor se encuentra expresado en 10^5 kJ/h. Se destaca que la captura es en alta resolución por lo que con realizar *zoom* es posible observar con detalle toda la información incluida.

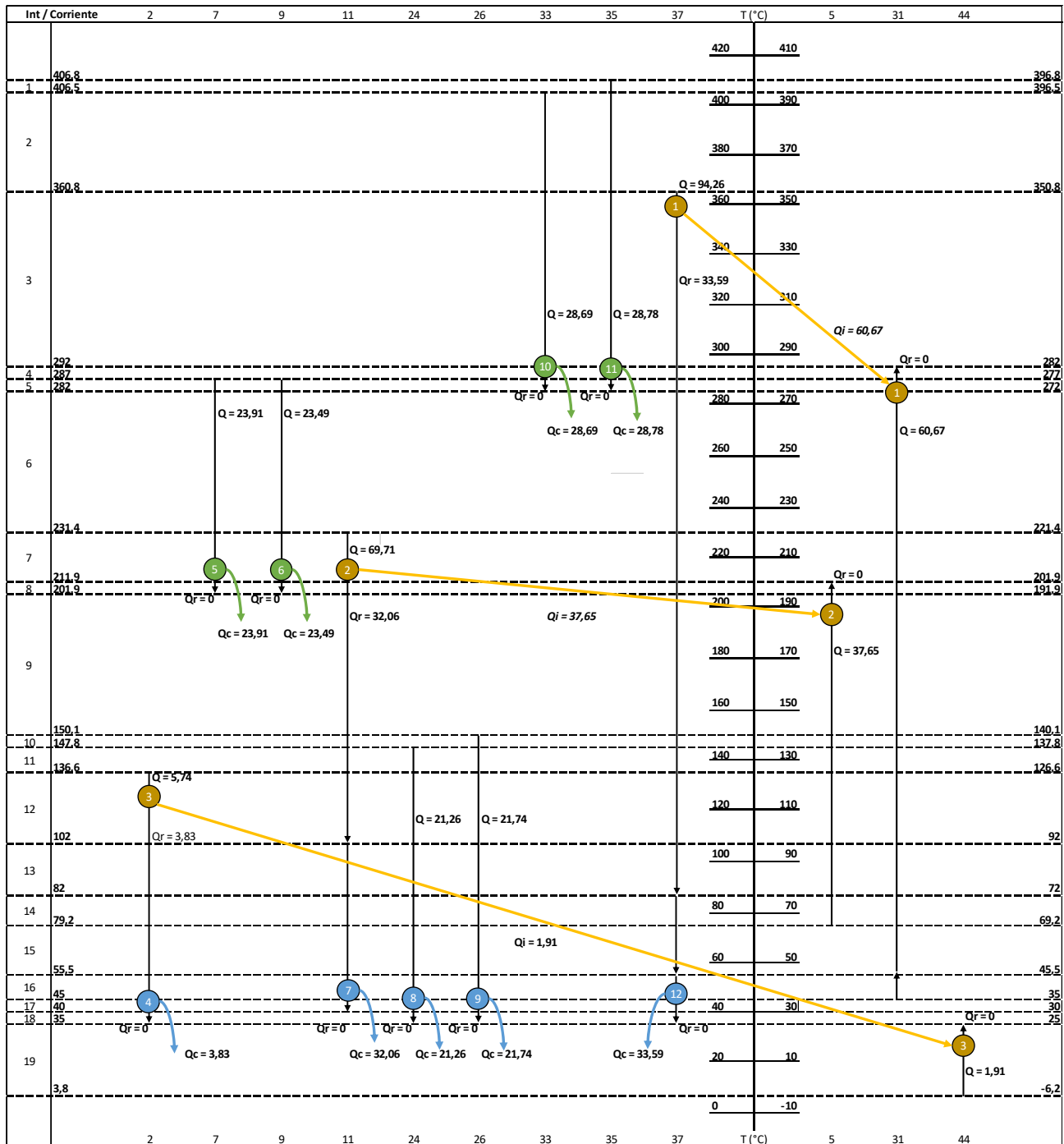



Figura 5.8.1. Red de Intercambiadores de Calor correspondiente al requerimiento mínimo de energía.

En primer lugar, se observa que se cumple con la estimación algebraica de Douglas para estimar la cantidad de equipos de intercambio de calor necesarios para satisfacer la red. Por otra parte, debido al alto nivel térmico de algunas corrientes del proceso, se diferencié el color del cooler (aquellos con alto nivel térmico corresponden al color verde) dado que los intervalos de temperatura en los que se encuentran esas corrientes sugieren la posibilidad de generar vapor presurizado y aprovecharlo en la planta. Se evalúa dicha propuesta posteriormente. Se muestra a continuación los diagramas térmicos de cada intercambiador. Se grafica la variación de temperatura en función de la coordenada del intercambiador (expresada como L/L,

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 20 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

fracción de longitud). Se supone que para aquellas corrientes que poseen cambios de propiedades sustanciales dentro del equipo (las que tengan cambios de pendiente de energía), este cambio se da en porciones de intercambiador equidistantes (0,5 si son dos cambios, 0,33 si son tres, etc). Se muestra además el *minimum approach* térmico de cada equipo y la coordenada donde este sucede.

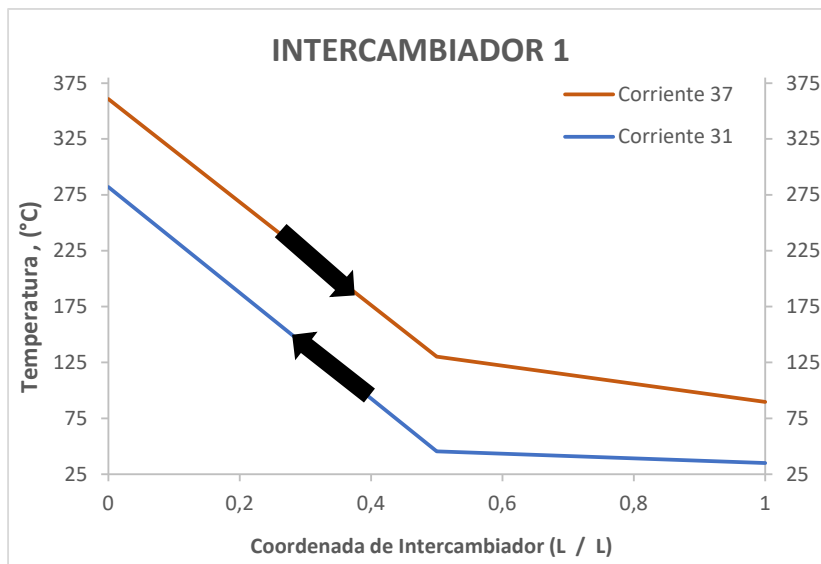


Figura 5.8.2. Variación de la temperatura en función de la coordenada para el intercambiador 1.

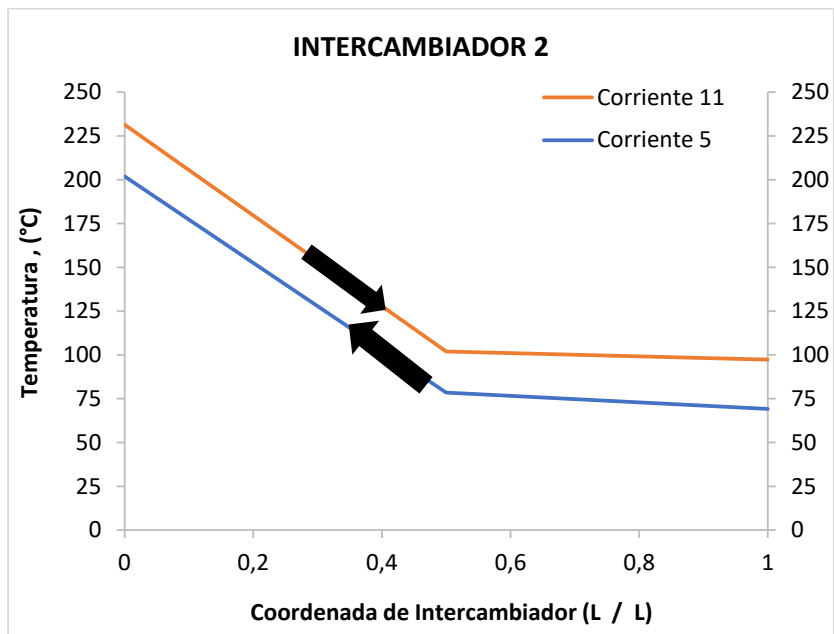


Figura 5.8.3. Variación de la temperatura en función de la coordenada para el intercambiador 2.

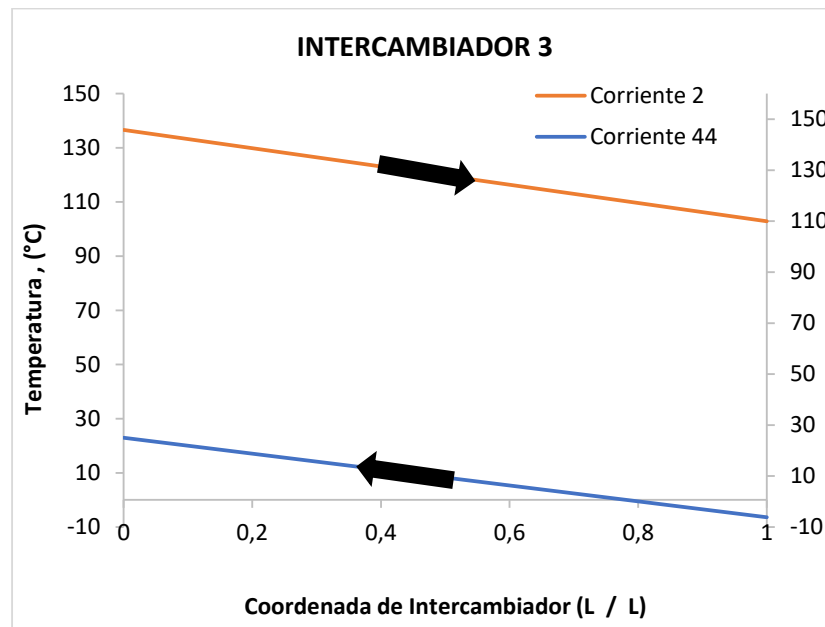


Figura 5.8.4. Variación de la temperatura en función de la coordenada para el intercambiador 3.

Se muestran los mínimos acercamientos en cada equipo:


Tabla 5.8.1. Mínimos acercamientos térmicos de cada intercambiador de calor.

Intercambiador	Mín Approach °C	Coordenada L / L
-		
1	54,6	1
2	23,5	0,5
3	109,1	1

Es de suma importancia evaluar los acercamientos térmicos en toda la extensión del equipo dado que la variación de las pendientes de energía (en caso de existir) pueden generar una violación al mínimo acercamiento definido dentro de este. Se observa que en el segundo intercambiador, si bien no se viola el mínimo *approach*, este se da en el interior del equipo dado la diferencia entre las pendientes de energía de la corriente fría y caliente (se tiene un F_{cp} frío mayor al caliente lo que ocasiona que las temperaturas tiendan al acercamiento en el primer intervalo, luego al cambiar la pendiente y restituirse que el F_{cp} de la caliente es mayor al de la fría, se alejan las curvas conforme se avanza en el equipo). Mediante las gráficas mostradas es posible conocer la temperatura de salida de las corrientes involucradas en cada intercambio y la tendencia al acercamiento térmico rápidamente sin necesidad de realizar cálculos y de forma visual. Los *coolers* llevan la temperatura de la corriente hasta el valor mínimo establecido. Se destaca que las mínimas temperaturas calientes del sistema se definieron en documentos anteriores suponiendo que en caso de requerir enfriar mediante agua, se tenga un margen de 10°C entre la entrada de esta (se asume que en verano ingresa como máximo a 25°C) y la salida del fluido de proceso.

5.8.2 Red de Mínimos Número de Intercambiadores de Calor

Tal como se mostró anteriormente, la red que satisface los requerimientos mínimos de calor coincide con la red de mínimo número de intercambiadores de calor. Asimismo, es posible evaluar alternativas de redes de intercambio optimizando el área total requerida para realizar el intercambio. Aquellas redes que poseen

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 22 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

intercambios de calor donde la diferencia de temperatura entre corriente fría y caliente es más amplia, requerirán una menor área de intercambio dado que la fuerza impulsora (DMLT) es mayor según 7.7.

Se destaca que la simplificación realizada en la Ec. 7 no soluciona el método de cálculo dado que los coeficientes de transferencia dependen de las condiciones fluidodinámicas de cada fluido (esto es principalmente Re y un diámetro efectivo de flujo) por lo que para estimar coeficientes de transferencia y posteriormente áreas, se requiere indefectiblemente suponer por dónde circula cada fluido en el equipo.

Se compara la red propuesta anteriormente con las mostradas a continuación:

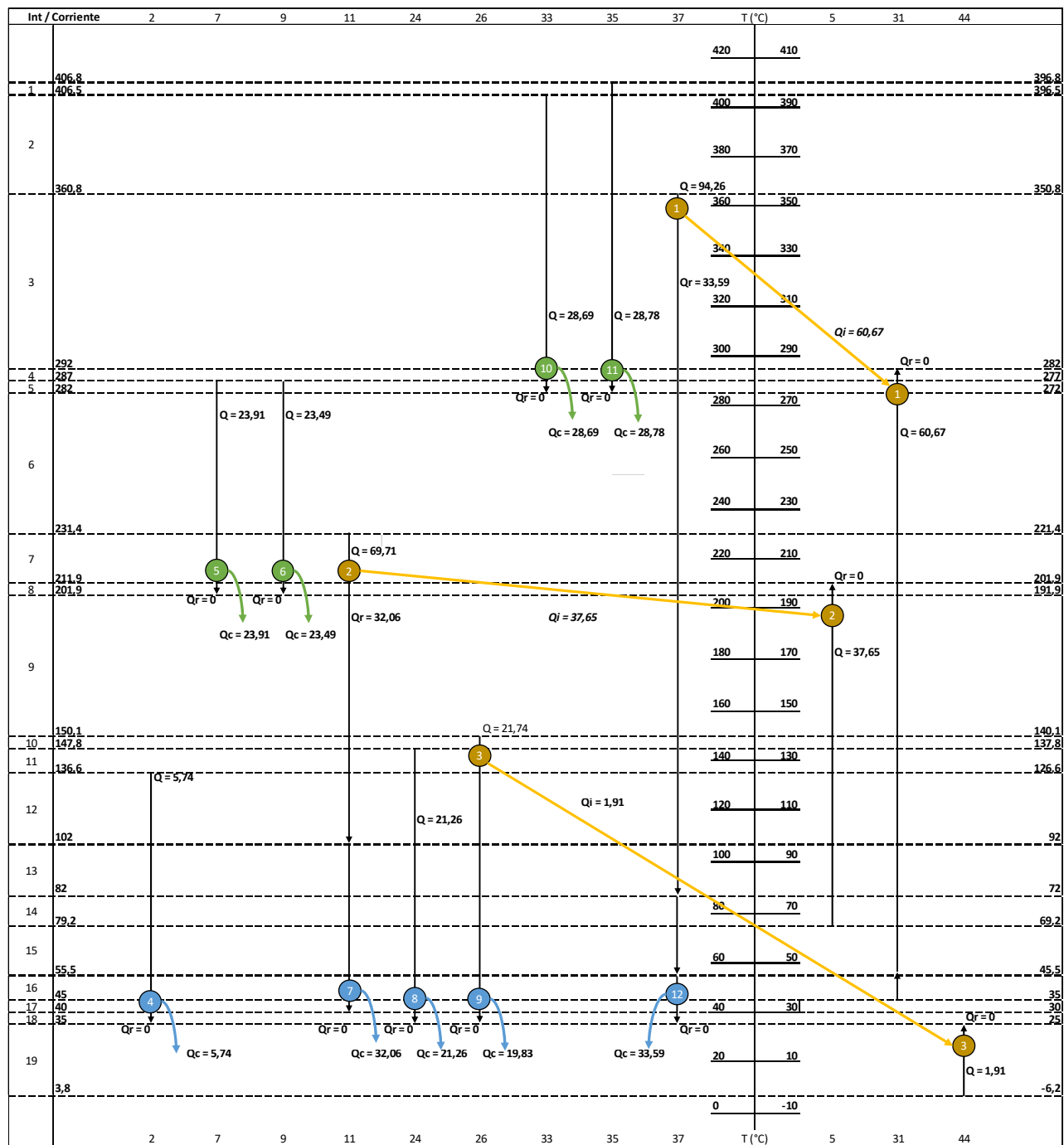



Figura 5.8.5. Segunda Red de Intercambio.

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 24 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

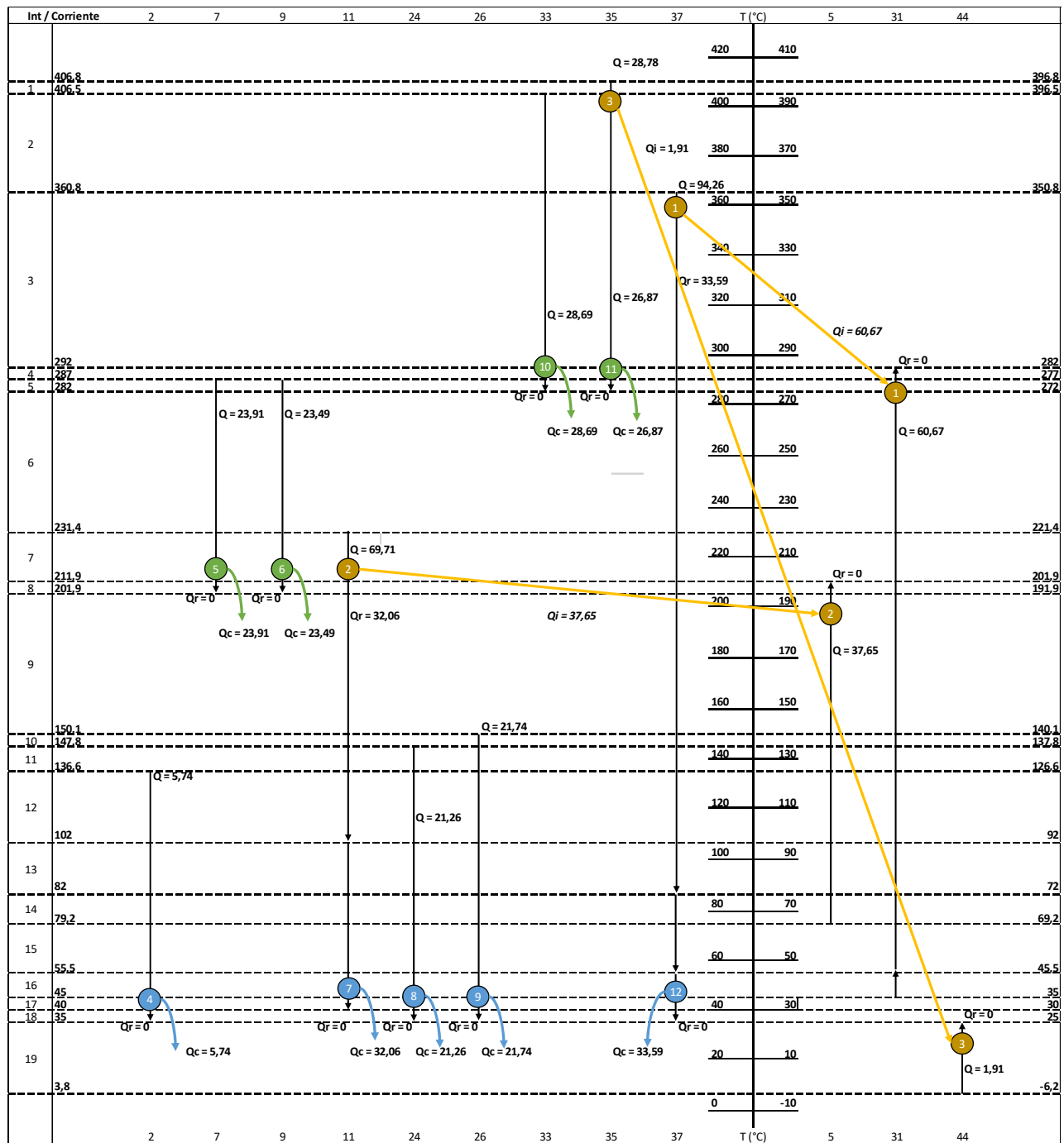



Figura 5.8.6. Tercera Red de Intercambio.

Se observa que las redes difieren únicamente en el intercambiador 3. Esto sucede debido a la ubicación de las corrientes en la planta. A través del intercambiador de calor 1, circulan corrientes únicamente del primer sistema de reacción, lo mismo sucede con el segundo intercambiador, pero con corrientes del segundo sistema. Si observamos la primera red propuesta, el intercambiador de calor 3 es donde se da lugar al intercambio de calor entre la corriente de alimentación fresca del primer sistema de reacción (corriente 2) y la corriente que posee mayor cantidad de producto valioso (corriente 44). Dicho de otra manera, en la primera propuesta se tienen "los extremos" de toda la planta intercambiando calor entre sí. Por ello, en las propuestas adicionales se decide implementar modificaciones en relación con el tercer intercambiador. Se

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 25 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

muestra a continuación las curvas térmicas y el mínimo acercamiento para el tercer intercambiador en las propuestas dos y tres.

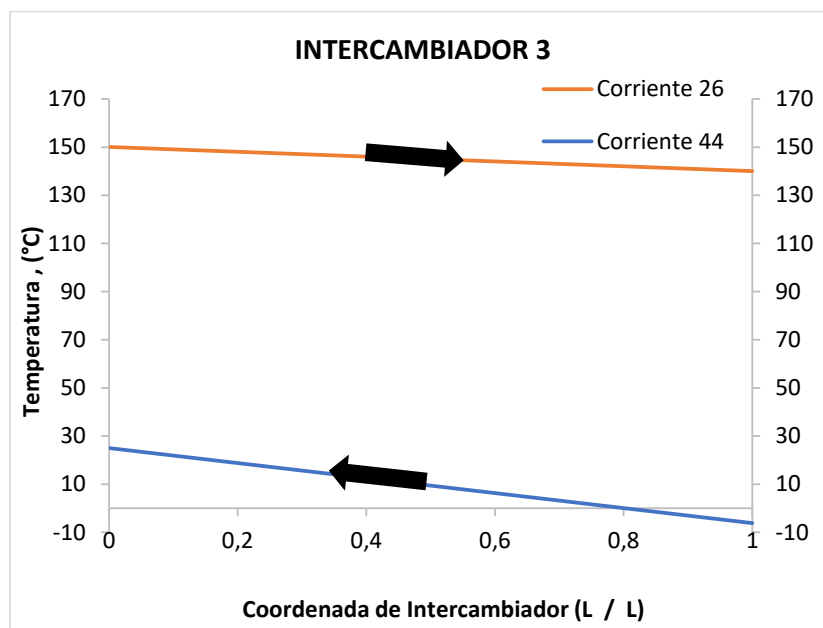


Figura 5.8.7. Variación de la temperatura en función de la coordenada para el intercambiador 3, propuesta 2.

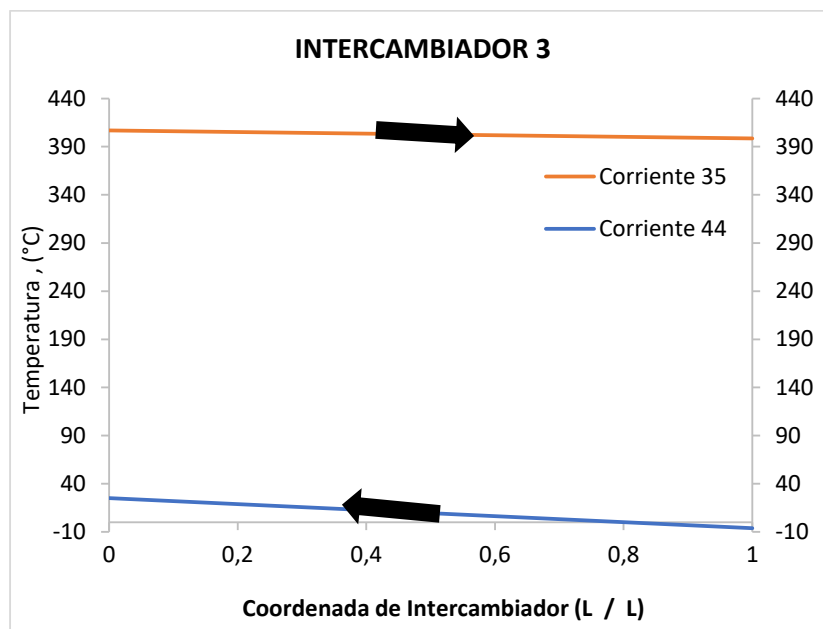


Figura 5.8.8. Variación de la temperatura en función de la coordenada para el intercambiador 3, propuesta 3.

Se muestra el mínimo acercamiento del tercer intercambiador de calor para las últimas dos propuestas.


	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 26 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

Tabla 5.8.2. Mínimo acercamiento para el tercer intercambiador de calor.

Propuesta	Mín Approach °C	Coordenada L / L
-		
2	146,2	1
3	404,7	1

Como en las tres redes propuestas sólo se modifica entre ellas el tercer intercambiador de calor y el duty de los enfriadores de las corrientes 2, 26 y 35 respectivamente el valor de las áreas que se verá afectado al cambiar de escenario serán las de los intercambiadores o coolers asociados a dichas corrientes. Dicho de otra manera, para todos los escenarios propuestos el área de los equipos 1, 2, 5, 6, 7, 8, 10 y 12 permanece constante para todos los escenarios. Por ello, se decide evaluar únicamente la variación de área de los equipos 3, 4, 9 y 11. Como los equipos 4 y 11 corresponden a coolers, se realiza tienen en cuenta las siguientes suposiciones:

- Se tiene agua de enfriamiento disponible a 25C y 2 kg/cm2g como servicio frío.
- El agua circulará por tubos en todos los casos salvo que el fluido a enfriar contenga formaldehído según se menciona a continuación. Para aquellos escenarios donde el agua circule por carcasa se la deberá tratar previamente para eliminar chances de que existan deposiciones tanto salinas como biológicas en el lado carcas deteriorando el funcionamiento del equipo.
- En aquellos casos donde el nivel térmico sea suficiente, pueden integrarse generadores de vapor en vez de "coolers".
- A los fines de comparar caudales de agua requeridos, se establece que la temperatura máxima de agua de salida es 80 C.

El diseño propio de cada intercambiador de calor excede al alcance del documento, asimismo para realizar una estimación preliminar del área se realizan las siguientes suposiciones:

- Se utiliza la mínima cantidad de pasos en carcasa y en tubos tal que el factor de corrección Ft sea superior a 0,8 dado que para valores inferiores al mencionado el método de estimación de área aporta errores significativos. Se parte de 1 paso en carcasa y 2 en tubos, de ser necesario cumplir con lo mencionado se incrementarán.
- Se evalúa el producto de UA. Se interpreta el resultado suponiendo que el coeficiente de transferencia global permanece constante, donde menores valores de UA implican que se requiere menor área de intercambio.
- En los intercambiadores de calor donde solo existe un fluido compuesto por formaldehído en mayor o menor medida, se circula a dicho fluido por tubos para facilitar la limpieza del equipo en caso de que existan deposiciones de polímeros del formaldehído en su interior (sea en operación, en parada o en emergencia frente a un enfriamiento excesivo o un estancamiento del fluido en el interior del equipo debido a un bloqueo). En caso de que ambos fluidos contengan formaldehído, se circula por tubos aquel donde la concentración de este sea mayor.


	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 27 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

Tabla 5.8.3. Comparación de Propuestas.

Escenario	Equipo	Fluido Frio	Fluido Caliente	Q Involucrado 10 ⁵ kJ/h	Caudal Agua kg/h	UA kJ/C h
1	3	44	2	1,91	-	1.733,2
	4	Agua	2	3,83	1348	37.503,0
	9	Agua	26	21,74	9369	69.875,5
	11	Agua	35	28,78	12418	9.894,8
2	3	44	26	1,91	-	1.412,3
	4	Agua	2	5,74	2478	21.323,2
	9	Agua	26	19,83	8537	70.396,3
	11	Agua	35	28,78	12418	9.894,8
3	3	44	35	1,91	-	486,1
	4	Agua	2	5,74	2478	21.323,2
	9	Agua	26	21,74	9369	69.875,5
	11	Agua	35	26,87	11590	9.358,6

En primera instancia se observa que conforme se incrementa la diferencia térmica entre la corriente 44 (a calentar) y la corriente caliente, disminuye el UA requerido. Esto se justifica mediante el incremento de la fuerza impulsora en el intercambio de calor involucrado. Por lo dicho, la propuesta 1 es la más desfavorable para el diseño del intercambiador 3.


Por otro lado, se muestra el caudal total de agua requerido para cada escenario:

Tabla 5.8.4. Caudal de agua total requerido.

Propuesta	Caudal de Agua Total kg/h
-	
1	23135
2	23432
3	23437

Se observa que los caudales totales requeridos son similares para cada escenario, por lo que no es posible compararlos mediante el criterio mostrado (se debe tener en cuenta que se fijó la temperatura de salida del agua). Si se utiliza la primera red de intercambiadores, se penaliza el diseño del tercer intercambiador teniendo disponibles dos corrientes adicionales para producir vapor (corriente 35 y 26). Asimismo, como se mencionó anteriormente se tiene la dificultad adicional de que “los extremos” de toda la planta intercambian calor entre sí, por lo que existen varios puntos que indican que el primer escenario propuesto no es el más conveniente. Por lo dicho, se descarta la primera red de intercambiadores.

Para optar entre la segunda o tercera red se evalúa el impacto de la diferencia térmica tanto en el diseño como en la operación. Si se trabaja con la tercera red no se pierde la chance de generar vapor dado que el enfriamiento que ocurre en la corriente caliente es pequeño (temperatura final aprox 395C), teniendo todavía disponible la corriente 26 para generar vapor. No obstante, si se diseñan intercambiadores de calor donde las temperaturas de las corrientes tienen una amplia diferencia, se generará un gran choque térmico en el equipo favoreciendo el desgaste de los materiales (si bien la temperatura de pared estará más cercana al fluido que tenga mejor transferencia de energía, la diferencia térmica puede ser amplia). Por lo

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 28 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

mencionado, se opta por utilizar la red de intercambio 2, donde la corriente 44 se caliente intercambiando calor con la corriente 26 (la cual tiene una temperatura inicial de 150C aproximadamente).

De esta forma se tiene una red donde las corrientes que intercambian calor se encuentran dentro del mismo sistema de reacción (útil tanto para el control operativo de toda la planta como para su construcción), se reduce el impacto debido al shock térmico, se optimiza el área del tercer intercambiador de calor y se tiene la posibilidad de generar vapor para múltiples usos.

5.9 Generación de Vapor de Agua

Se parte de la base que se empleará el segundo esquema de red de integración mostrado según lo mencionado anteriormente. Al tener varias corrientes con una gran cantidad de calor a ser removida y alto nivel térmico surge la posibilidad de generar vapor de agua para usos varios de la planta. Como no se requiere entregar el calor a ningún sumidero de proceso debido a que los requisitos térmicos de las corrientes frías se encuentran satisfechos, se analiza la generación de vapor a presión para recuperar energía mediante el uso de una turbina. Se supone que la generación de vapor se realizará en equipos donde el agua se encuentre en forma de pileta y el fluido caliente circule por tubos (tipo kettle). Esto genera que la entalpía de vaporización del agua sea constante dado que está determinada por la presión, lo mismo sucederá con la temperatura de saturación del agua. A su vez es ventajoso dado que en estado estacionario el *pool* de agua estará a una temperatura constante (la de saturación). El cálculo de caudal de vapor generado se encuentra en 7.5.

Se evalúa la presión del vapor generado teniendo en cuenta la información provista en 7.3.

5.9.1 Presión del Vapor

Se tienen los siguientes intervalos de presión y las denominaciones a los correspondientes circuitos de vapor, la temperatura máxima corresponde a la temperatura de saturación del agua en el valor de presión superior del intervalo:

Tabla 5.9.1. Clasificación del vapor en función de su presión.

Clase	Presión kg/cm ²	Temp Máx C (*)
Baja	0 – 2,5	130
Media	2,5 – 10	180
Alta	10 – 220	370


(*) A partir de la tabla de vapor en 7.3

Según lo mostrado en la tabla reciente, es posible al conocer el mínimo acercamiento térmico deseado y los niveles térmicos de las corrientes involucradas la presión a la cual puede generarse vapor. Según la segunda red de intercambio de calor, se tienen dos zonas térmicas diferenciadas. Por encima de los 200C y por debajo.

Se decide generar vapor de media con las corrientes 7 y 9; mientras que las corrientes 33 y 35 se utilizarán para generar vapor de alta. Las corrientes 2, 11, 24, 26 y 37 serán solo enfriadas sin tener la chance de generar vapor dado que la menor temperatura de dichas corrientes es 35C. Si se considera un acercamiento admitido de 10C, el *pool* de agua el hervidor se encontrará a 25C, resultando impráctica la generación de vapor (debe realizarse con una bomba de vacío lo que carece de sentido a los fines del escenario operativo que se propone).

5.9.2 Vapor de Media Presión

La presión del vapor a generar estará determinada por el nivel térmico de la mínima temperatura que alcanzan todas las corrientes involucradas. En este escenario tanto la corriente 7 como la 9 descienden en temperatura hasta 201,9C. Si se establece un mínimo acercamiento admitido de 10C, el *pool* de agua a evaporar estará a 191,9C. Suponiendo que toda la masa de agua del hervidor se encuentra saturada a

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 29 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

191.9C, es posible calcular la presión a la cual deberá estar el recipiente y, por consiguiente, el vapor generado.

Mediante el simulador se obtiene que el agua se encuentra saturada a 191.9C si el recipiente se encuentra a una presión de **13,3 kg/cm² (a)**. Para dicha presión mediante la información provista en 7.4, se tiene:

Tabla 5.9.2. Entalpías en función de la temperatura, para vapor de baja.

T C	Hvap kJ/kg
180	2014,2
200	1939,7

Interpolando se obtiene que $H_{vap}(191.9C) = 1969,8$ kJ/kg. Se obtiene el siguiente caudal de vapor de agua generado a partir de lo mencionado.

Tabla 5.9.3. Vapor de Media Generado.

Corriente	Q kJ/h	Presión Operativa kg/cm² a	Vapor Generado kg/h
7	2391000	13,3	1213,8
9	2349000	13,3	1192,5
		Total	2406,2

5.9.3 Vapor de Alta Presión

Al igual que con el vapor de media presión, la presión a la cual se podrá generar vapor de alta dependerá de la temperatura saturada de pool de agua vinculada al mínimo acercamiento térmico admitido. Para las corrientes 33 y 35, se tiene que la menor temperatura es de 282C, por lo que se supone que el agua dentro de carcasa podrá estar a (como máximo) 272C.

Para una temperatura de **272C**, el agua se encuentra saturada a **57,9 kg/cm² (a)** aproximadamente. Para dicha presión mediante la información provista en 7.4, se tiene:

Tabla 5.9.4. Entalpías en función de la temperatura, para vapor de alta.

T C	Hvap kJ/kg
260	1661,6
280	1543,0

Interpolando se obtiene que $H_{vap}(272C) = 1590,4$ kJ/kg. Para dicha entalpía de vaporización se obtiene el caudal de vapor generado:


	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 30 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

Tabla 5.9.5. Vapor de Alta Generado.

Corriente	Q kJ/h	Presión Operativa kg/cm ² a	Vapor Generado kg/h
33	2869000	57,9	1803,9
35	2878000	57,9	1809,6
Total			3613,5

5.10 Recuperación de Trabajo

En la planta existen consumos además de los térmicos, de energía eléctrica principalmente por los compresores. Se tienen dos fuentes potenciales de generación de energía eléctrica en la planta. En primera instancia, el vapor de alta y media presión generado y en segunda instancia, la diferencia de presión entre el primer sistema de reacción y el segundo. Se evalúa la recuperación de trabajo para ambas instancias.

5.10.1 Expansión de Efluente del Primer Sistema de Reacción

Se tiene un efluente líquido de metanol principalmente que egresa del fondo del separador *flash* del primer sistema de reacción a aproximadamente 62 kg/cm² y se requiere una porción de este líquido para estabilizar al producto final y otra porción mayoritaria como gaseoso para alimentar al segundo sistema de reacción. Se proponen dos sistemas diferentes de recuperación de trabajo. Uno de manera líquida mediante un generador similar al utilizado en las represas hidroeléctricas y otro de forma gaseosa mediante una turbina.

- Recuperación líquida

Para el cálculo de trabajo recuperado mediante la circulación de la corriente líquida se emplea la expresión de potencia que se obtiene como producto de la deducción de las leyes de Euler (expresión presente en 7.6). Se supone una eficiencia global de la generación del 65%.

Se tiene la corriente de metanol que egresa del fondo del *flash* (corriente 13) con las siguientes características significativas:

Tabla 5.10.1. Condiciones de corriente de Metanol.

Presión Inicial	6251000	Pa
Presión Final	1013000	Pa
Delta P	5238000	Pa
Densidad	770,6	kg/m ³
H	6797,3008	mt
Caudal	0,50833333	kg/s


La cursiva corresponde a variables definidas o estimadas.

Donde la presión final luego de la expansión se estimó en el valor mostrado debido a que se deben cumplir los requerimientos hidráulicos del segundo sistema de reacción como se mencionó en documentos anteriores.

Para la información mostrada se tiene una generación de:

Tabla 5.10.2. Potencia Líquida Generada.

Potencia	22,0484075	kW
Generada	29,5673554	hp

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 31 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

- Recuperación gaseosa

Se destaca que para la formación de una corriente gaseosa íntegra de metanol se debe incluir un intercambiador de calor que vaporice la corriente, una turbina de expansión y un condensador que condense el metanol necesario para la estabilización de formalina. Se calcula la potencia generada a partir de la corriente vaporizada a 62 kg/cm^2 mediante una turbina. Se informa que el calor requerido para dicha vaporización es de $21,14 \cdot 10^5 \text{ kJ/h}$ (que en caso de emplearse el sistema mencionado puede incluirse en la integración energética).

Tabla 5.10.3. Potencia Gaseosa Generada.

Potencia Generada	70	hp
-------------------	----	----

Se muestran los consumos globales de energía en la planta:

Tabla 5.10.4. Consumos de Energía en la Planta.

Equipo	Consumo hp
K11 +K12	394
K13	127
K21	858
K22	805
K23	370
	2554


En primer lugar, si bien se genera más energía mediante la vaporización de metanol, esta implica una mayor complejidad en el proceso debido al incremento de equipos requerido para lograr con lo propuesto y dando lugar a que se comprometa la operación sea del segundo sistema de reacción como del sistema de estabilización de producto final. En segundo lugar, se observa que la generación líquida se corresponde con el 1,15% del consumo global de energía en la planta por lo que se asume que la generación de energía a partir de metanol líquido no será justificable.

Por lo dicho, se decide no recuperar trabajo a partir de la expansión de la corriente de metanol que egresa del separador *flash* (corriente 13).

5.10.2 Expansión del Vapor Generado

Se cuentan con dos fuentes de vapor, de alta y media presión según se calculó anteriormente. Se asume que las salidas de cada generador de vapor de media son mezcladas entre sí y lo mismo sucede con la de vapor de alta dado que al tener la presión del lado carcasa fija, se tendrá la misma temperatura de ebullición del agua para todos los escenarios de media entre sí y de alta entre sí. Esto permite tener una única corriente general de vapor de alta y una única de vapor de media (evitando manejar 4 corrientes por separado).

Se supone que existen dos turbinas, una de alta presión y otra de media presión. Se evalúa la generación energética al circular el vapor de alta y media por turbinas. Se define una mínima presión de salida de $0,5 \text{ kg/cm}^2 \text{ g}$. Se supone una eficiencia de generación eléctrica global del 65%. Se analizan dos alternativas de expansión en función de los esquemas mostrados a continuación:

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 32 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

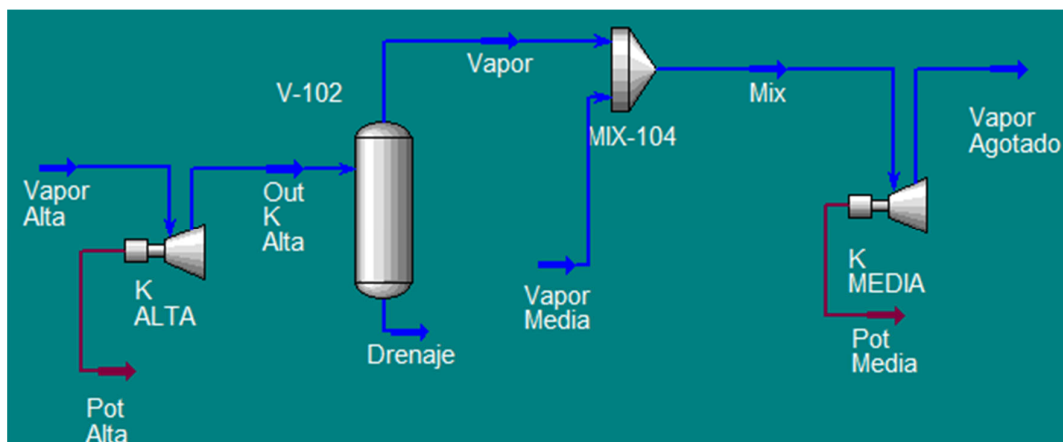


Figura 5.10.1. Esquema de Generación 1.

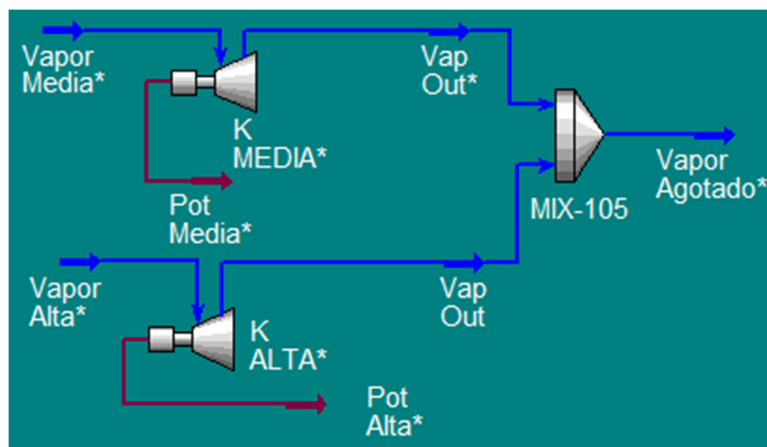



Figura 5.10.2. Esquema de Generación 2.

La diferencia principal de ambos esquemas radica en que en el esquema 1, la presión a la salida de la turbina de alta se fija en la presión de vapor de media ($12,27 \text{ kg/cm}^2\text{g}$), drenando condensados y mezclando el vapor de alta agotado y el vapor de media para circular todo el caudal por la turbina de media teniendo vapor agotado a $0,5 \text{ kg/cm}^2\text{g}$. El esquema 2, posee ambas turbinas descargando a $0,5 \text{ kg/cm}^2\text{g}$.

Se destaca que el vapor agotado puede condensarse en algún sistema de enfriamiento para luego poder recircularse a los respectivos hervidores y cerrar el ciclo de generación de energía. Puede condensarse mediante torres de enfriamiento, por ejemplo. Una vez condensada el agua en conjunto, se separa en un Split en las cantidades de vapor de alta y vapor de baja (3613 y 2406 kg/h) respectivamente y se dirige hacia las bombas que elevan la presión hasta la del *pool* en recipientes continuando el ciclo. Se tiene el siguiente esquema de bombeo.

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 33 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

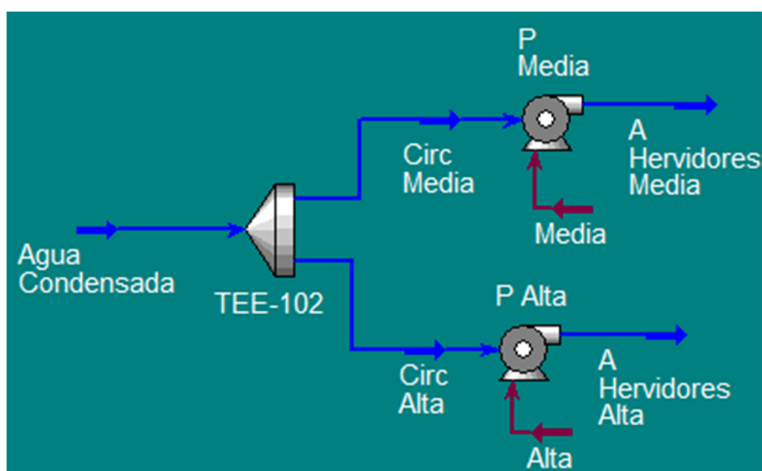


Figura 5.10.3. Esquema de Bombeo.

En función de las figuras mostradas, se informan las potencias asociadas a cada esquema.

Tabla 5.10.5. Potencias generadas (turbinas) y consumidas (bombeo) para cada esquema.

Esquema	Turbina K Alta hp	Turbina K Media hp	Bomba Alta hp	Bomba Media hp	Potencia Global hp
1	248	598	11,42	0,18	834,4
2	547,3	223,1	11,42	0,18	758,8

Se observa que mediante el primer esquema de generación de energía se logra obtener aproximadamente 75hp más respecto del segundo esquema. Por ello, se opta por generar potencia mediante el primer esquema.


La potencia generada respecto de la requerida equivale a un 32% de energía recuperada, teniendo que obtener por otros medios 1720 hp aproximadamente para satisfacer con el resto del consumo eléctrico requerido por los compresores.

5.11 Evaluación de Impacto Económico de la Integración

Para realizar la evaluación mencionada, se consideran los costos de utilidades propuestas por Seader & Sieder. Si bien las unidades de los costos no se corresponden directamente con unidades energéticas, se las convierte para cada escenario de intercambio de calor. Para aquellas corrientes que requieren enfriamiento se supone que el servicio a utilizar será agua con una temperatura de ingreso de 25C y una de egreso de 85C. Para las corrientes que requieren calentamiento se supone que las corrientes 5 y 31 utilizarán vapor de alta y la 44 vapor de media. Se suponen las siguientes propiedades de los fluidos de servicio a fin de realizar la conversión de unidades (cálculo de caudales):

Tabla 5.11.1. Propiedades de Fluidos de Servicio

Propiedad	Valor	Unidad
Calor Esp. Liq.	4,183	kJ/kg C
Densidad Liq.	1000	kg/m ³
Calor Vap. Alta	1404,6	kJ/kg
Calor Vap. Media	2202,1	kJ/kg

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 34 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

Para la conversión de unidades de cada servicio se calcula el caudal del fluido de servicio en cuestión en base al calor que se requiere entregar o retirar.

5.11.1 Sin Integración Energética

Se presenta el impacto económico anual de los servicios a utilizar.

Tabla 5.11.2. Costos de Servicio de Enfriamiento.

Num Corriente	Q 10 ⁵ kJ/h	Servicio	Costo Utilidad U\$/m ³	Caudal Req. m ³ /h	Subtotal	
					U\$/h	U\$/año
2	5,74	Agua	0,027	2,29	0,06	541,20
7	23,91	Agua	0,027	9,53	0,26	2.253,30
9	23,48	Agua	0,027	9,36	0,25	2.212,92
11	70,66	Agua	0,027	28,15	0,76	6.658,44
24	21,23	Agua	0,027	8,46	0,23	2.000,33
26	21,72	Agua	0,027	8,65	0,23	2.046,48
33	28,67	Agua	0,027	11,42	0,31	2.701,83
35	28,78	Agua	0,027	11,47	0,31	2.712,39
37	93,85	Agua	0,027	37,39	1,01	8.843,83
						29.971

Tabla 5.11.3. Costos de Servicio de Calentamiento.

Num Corriente	Q 10 ⁵ kJ/h	Servicio	Costo Utilidad U\$/kg	Caudal Req. kg/h	Subtotal	
					U\$/h	U\$/año
5	-37,67	Vapor Alta	0,018	2682	47,20	413.505,32
31	-60,95	Vapor Alta	0,018	4339	76,37	668.969,98
44	-1,91	Vapor Media	0,015	2768	42,34	370.937,74
						1.453.413

5.11.2 Con Integración Energética

Al contar con la integración de energía, se suple la necesidad de entregar calor a las corrientes que requieren calentarse mediante una fuente externa para entregarlo mediante corrientes de proceso. Es por esto que, el requerimiento de servicio de calentamiento externo se elimina dado que no será necesario.

Se destaca que en el siguiente análisis se evalúa únicamente el impacto en los costos operativos (OPEX). En caso de desear realizar un estudio más profundo debe evaluarse también el costo de instalación de los equipos, anualizarlo mediante el método que se considere más conveniente y luego comparando escenarios.


	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 35 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

Tabla 5.11.4. Costos de Enfriamiento (sistema integrado).

Num Corriente	Q 10 ⁵ kJ/h	Servicio	Costo Utilidad U\$/m ³	Caudal Req. m ³ /h	Subtotal	
					U\$/h	U\$/año
2	5,74	Agua	0,027	2,29	0,06	541,20
7	23,91	Agua	0,027	9,53	0,26	2.253,30
9	23,48	Agua	0,027	9,36	0,25	2.212,92
11	32,06	Agua	0,027	12,77	0,34	3.021,29
24	21,23	Agua	0,027	8,46	0,23	2.000,33
26	19,83	Agua	0,027	7,90	0,21	1.868,75
33	28,67	Agua	0,027	11,42	0,31	2.701,83
35	28,78	Agua	0,027	11,47	0,31	2.712,39
37	33,59	Agua	0,027	13,38	0,36	3.165,47
						20.477

Se remarca que aquellas corrientes marcadas en verde son las que pueden formar parte del ciclo de generación de vapor, por lo que el costo mencionado puede llegar a no considerarse.

5.11.3 Resumen de Impacto

Se muestra a continuación el impacto sumamente beneficioso en términos de costos anuales.


Tabla 5.11.5. Resumen de Costos Totales.

Escenario	Costo Total U\$/año
Sin Integrar	1.483.384
Integrando Sin Gen de Vapor	20.477
Integrando Con Gen de Vapor	10.597

Tabla 5.11.6. Ahorros Anuales.

Escenario	Ahorro Total U\$/año	Porcentual %
Sin Gen. de Vapor	1.462.906	98,6
Con Gen. de Vapor	1.472.787	99,3

Se remarca que, si bien no se aprecia una gran diferencia en la proporción de ahorro total generando vapor que sin generar, si se compara a los costos entre sí se ahorra un 50% más en servicio de enfriamiento si se decide integrar generando vapor. Sumado a ese ahorro, se tiene el ahorro energético mostrado anteriormente provisto por la propia red de generación eléctrica. Por lo que desde el punto de vista de ahorro de costos operativos, es sumamente recomendable integrar energéticamente y generar vapor.

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 36 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

6 CONCLUSIONES

6.1 Red de Integración a Utilizar

A partir de lo mencionado en el documento se presenta la red de integración energética a utilizar (correspondiente a la segunda propuesta):

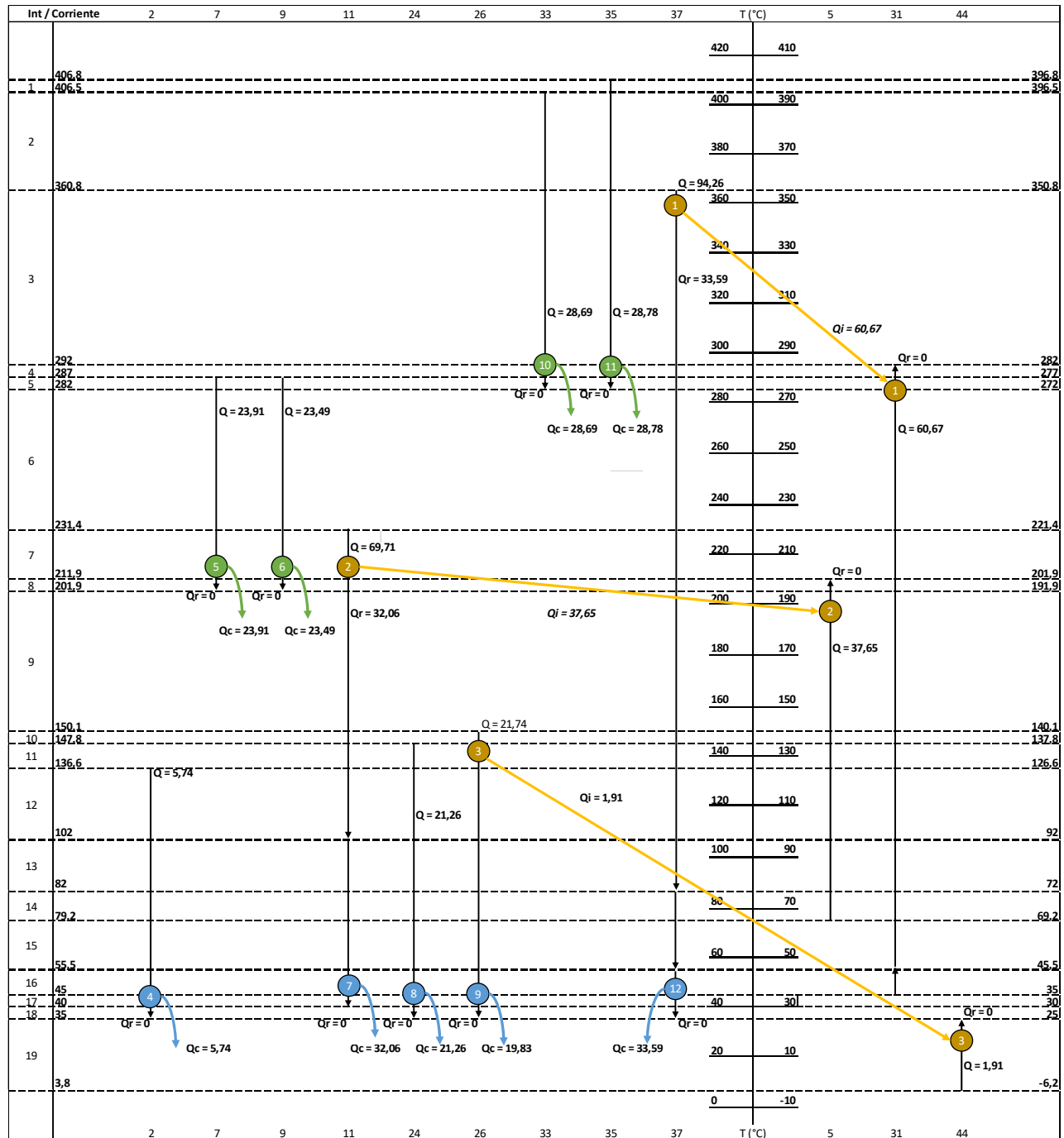



Figura 6.1.1. Red de Integración Energética a Utilizar.

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 37 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

En función de la red mostrada, se presentan los *flowsheets* definitivos correspondientes a cada sistema de reacción. Los calores se expresan adimensionales donde la unidad corresponde a 10^5 kJ/h (tal como se encuentran en la figura anterior). Se esquematizan en verde los *coolers* donde el intercambio de calor se da mediante la generación de vapor. La numeración de los equipos de intercambio de calor en los *flowsheets* corresponde con la mostrada en la Figura 6.1.1. La numeración de las corrientes se corresponde con la informada al inicio del documento en Figura 5.2.1 y Figura 5.2.2.

Se destaca que, según el criterio anterior utilizado para vincular las corrientes de intercambio, todas las transferencias de energía entre corrientes de proceso son realizadas con corrientes “locales” a cada sistema de reacción por lo que es posible mostrar los *flowsheets* de cada sistema por separado. Las imágenes se encuentran en alta calidad.

6.2 Flowsheet Integrado del Primer Sistema de Reacción

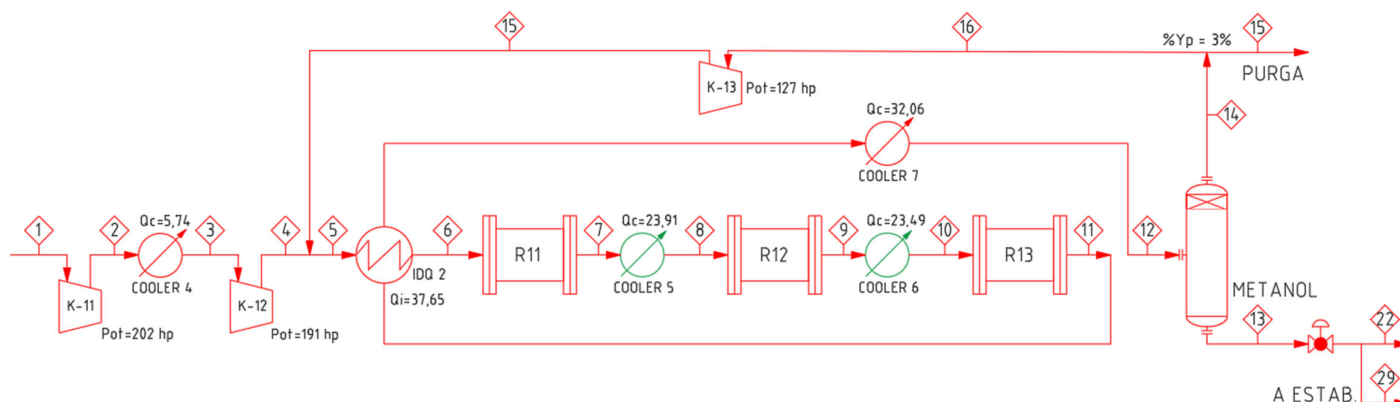


Figura 6.2.1. Flowsheet con integración energética del primer sistema de reacción.

Se destaca que la circulación del fluido por tubos y por carcasa es esquemática. Su definición se realiza formalmente en la etapa de diseño de intercambiadores de calor (fuera del alcance del documento).

6.3 Flowsheet Integrado del Segundo Sistema de Reacción

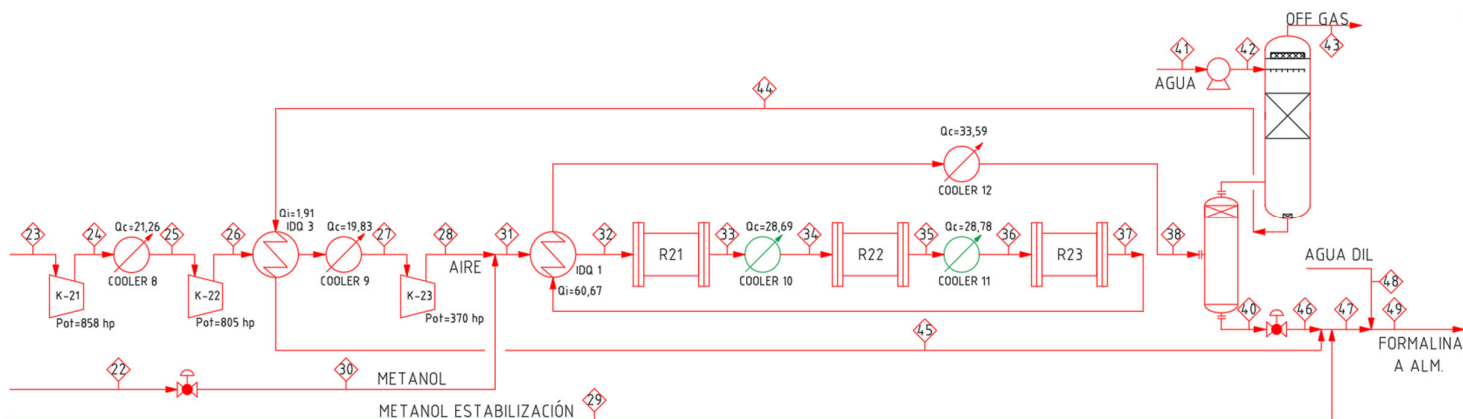




Figura 6.3.1. Flowsheet con integración energética del segundo sistema de reacción.

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u>
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		38 de 54

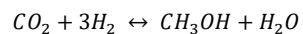
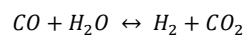
En este escenario se respetó lo mencionado anteriormente de la circulación de fluido por tubos. Se circula por tubos aquel fluido con mayor concentración de formaldehído.

	NOMBRE: ABADI LIOR	LEGAJO:	FECHA: 24/06/2020	ENTREGA: TP3	PÁG: 39 de 54
	TRABAJO: TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		ASIGNATURA: 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

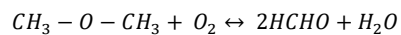
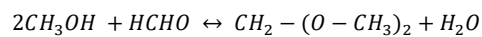
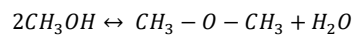
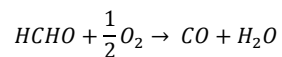
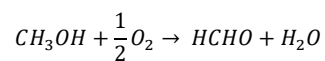
7 ANEXO DE INFORMACIÓN


7.1 Reacciones del Primer Sistema

Se tiene:



7.2 Reacciones del Segundo Sistema




	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 40 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

7.3 Punto de Burbuja del Agua en Función de la Presión.

Temperature [°C]	Water saturation pressure		
	[kPa], [100*bar]	[atm]	[psi]
0.01	0.61165	0.0060	0.088712
2	0.70599	0.0070	0.10240
4	0.81355	0.0080	0.11800
10	1.2282	0.0121	0.17814
14	1.5990	0.0158	0.23192
18	2.0647	0.0204	0.29946
20	2.3393	0.0231	0.33929
25	3.1699	0.0313	0.45976
30	4.2470	0.0419	0.61598
34	5.3251	0.0526	0.77234
40	7.3849	0.0729	1.0711
44	9.1124	0.0899	1.3216
50	12.352	0.122	1.7915
54	15.022	0.148	2.1788
60	19.946	0.197	2.8929
70	31.201	0.308	4.5253
80	47.414	0.468	6.8768
90	70.182	0.693	10.179
96	87.771	0.866	12.730
100	101.42	1.001	14.710
110	143.38	1.42	20.796
120	198.67	1.96	28.815
130	270.28	2.67	39.201
140	361.54	3.57	52.437
150	476.16	4.70	69.061
160	618.23	6.10	89.667
180	1002.8	9.90	145.44
200	1554.9	15.35	225.52
220	2319.6	22.89	336.43
240	3346.9	33.03	485.43
260	4692.3	46.31	680.56
280	6416.6	63.33	930.65
300	8587.9	84.76	1245.6
320	11284	111.4	1636.6
340	14601	144.1	2117.7
360	18666	184.2	2707.3
370	21044	207.7	3052.2


Fuente: Engineering ToolBox – Water - Saturation Pressure

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 41 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

7.4 Tablas de Entalpía de Vaporización del Agua

Temperature [°C]	Vapor pressure [kPa] [100*bar]	Heat of vaporization, ΔHvap			
		[J/mol]	[kJ/kg]	[Wh/kg]	[Btu(IT)/lb _m]
0.01	0.61165	45054	2500.9	694.69	1075.2
2	0.70599	44970	2496.2	693.39	1073.2
4	0.81355	44883	2491.4	692.06	1071.1
10	1.2282	44627	2477.2	688.11	1065.0
14	1.5990	44456	2467.7	685.47	1060.9
18	2.0647	44287	2458.3	682.86	1056.9
20	2.3393	44200	2453.5	681.53	1054.8
25	3.1699	43988	2441.7	678.25	1049.7
30	4.2470	43774	2429.8	674.94	1044.6
34	5.3251	43602	2420.3	672.31	1040.5
40	7.3849	43345	2406.0	668.33	1034.4
44	9.1124	43172	2396.4	665.67	1030.3
50	12.352	42911	2381.9	661.64	1024.0
54	15.022	42738	2372.3	658.97	1019.9
60	19.946	42475	2357.7	654.92	1013.6
70	31.201	42030	2333.0	648.06	1003.0
80	47.414	41579	2308.0	641.11	992.26
90	70.182	41120	2282.5	634.03	981.30
96	87.771	40839	2266.9	629.69	974.59
100	101.42	40650	2256.4	626.78	970.08
110	143.38	40167	2229.6	619.33	958.56
120	198.67	39671	2202.1	611.69	946.73
140	361.54	38630	2144.3	595.64	921.88
160	618.23	37508	2082.0	578.33	895.10
180	1002.8	36286	2014.2	559.50	865.95
200	1554.9	34944	1939.7	538.81	833.92
220	2319.6	33462	1857.4	515.94	798.54
240	3346.9	31804	1765.4	490.39	758.99
260	4692.3	29934	1661.6	461.56	714.36
280	6416.6	27798	1543.0	428.61	663.37
300	8587.9	25304	1404.6	390.17	603.87
320	11284	22310	1238.4	344.00	532.42
340	14601	18507	1027.3	285.36	441.66
360	18666	12967	719.8	199.9	309.5
373.946	22064	0	0.0	0.0	0.0

Fuente: Engineering Toolbox - Water - Heat of Vaporization

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 42 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

7.5 Cálculo de Caudal de Agua Evaporado

Asumiendo como válidas las suposiciones de cálculo para un hervidor tipo Kettle, se considera que toda el agua estará a la temperatura de saturación de pileta a la presión del equipo en lado carcasa. El caudal se estima según:

$$m_{generado} \left(\frac{kg}{h} \right) = \frac{Q \left(\frac{kJ}{h} \right)}{\lambda_{vap}(P) \left(\frac{kJ}{kg} \right)}$$

Donde $\lambda_{vap}(P)$ corresponde al calor latente de vaporización a la presión del recipiente y Q al calor entregado por la fuente caliente.

7.6 Potencia Generada a Partir de Líquido

Mediante las leyes de Euler se obtiene la siguiente expresión para la determinación sea de consumo o de generación de potencia de una corriente líquida según:

$$Potencia (W) = m \left(\frac{kg}{s} \right) * g \left(\frac{m}{s^2} \right) * H_{neta}(m) * \eta (-)$$

Donde H_{neta} corresponde a la altura neta del fluido siendo esta la diferencia de alturas en el escenario inicial y final restando las caídas de presión por fricción y η la eficiencia del sistema.

7.7 Estimación de Áreas de Intercambio de Calor

$$A = \frac{Q}{U DMLT} \quad \text{Ec. 5}$$

Donde A es el área requerida para el intercambio, Q es el calor intercambiado, U es el coeficiente global de intercambio de calor y $DMLT$ la diferencia media logarítmica de temperaturas. Se estima el coeficiente global y la diferencia media de temperatura según:

$$U^{-1} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + \sum r_f \quad \text{Ec. 6}$$


Formalmente se debe referir el coeficiente de transferencia interno a la superficie de intercambio o viceversa. Asimismo, como el cálculo realizado es preliminar y se desconoce cuál fluido circula por tubos y cuál por carcasa, se decide aproximar el coeficiente interno referido a la superficie externa como el coeficiente interno. Con el objetivo de evaluar la máxima transferencia posible, se asume un coeficiente total de ensuciamiento nulo. Por lo dicho coeficiente global de intercambio resulta:

$$U^{-1} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} \quad \text{Ec. 7}$$

Por otro lado:

$$DMLT = \frac{\Delta T_0 - \Delta T_1}{\ln \left(\frac{\Delta T_0}{\Delta T_1} \right)} \quad \text{Ec. 8}$$

Donde el subíndice 0 indica la coordenada inicial del intercambiador de calor y 1, la coordenada final.

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 43 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

7.8 Linealización de Pendientes de Energía

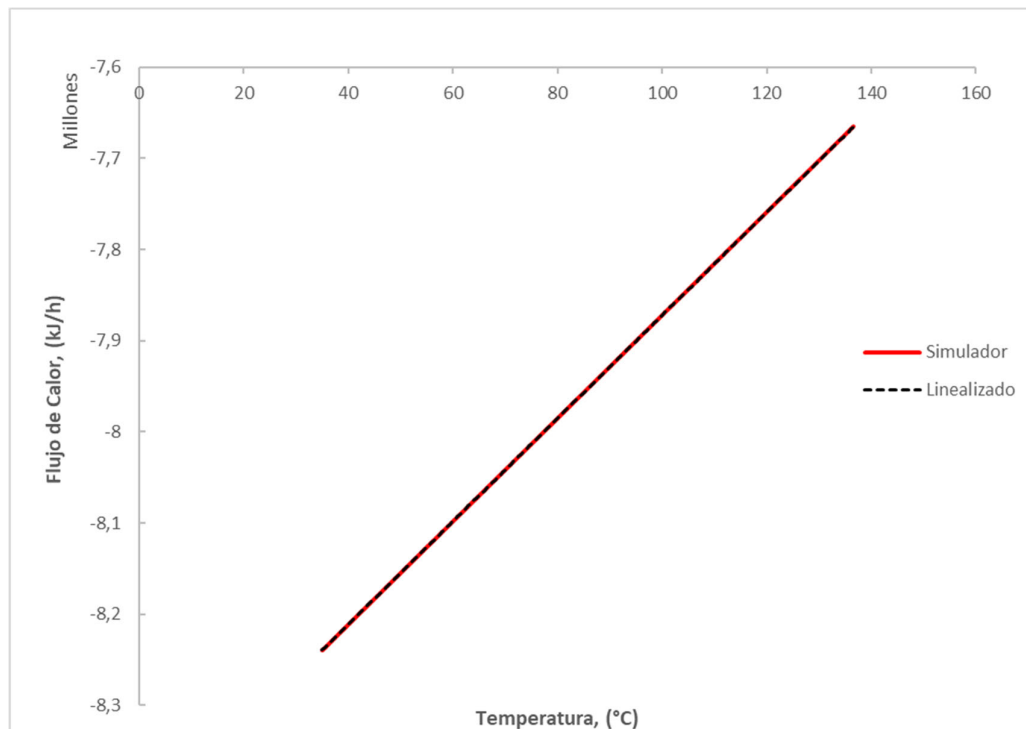
Se denomina $Q(T_i)$ a la constante de estimación lineal producto del software en Excel VBA integrado a UniSim Design y FC_p a la pendiente de energía.

7.8.1 Corriente 2

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:

Intervalo	FC_p kJ/h °C	$Q(T_i)$ kJ/h
1	5.650,43	- 8.437.129,06


De donde la solución gráfica es:

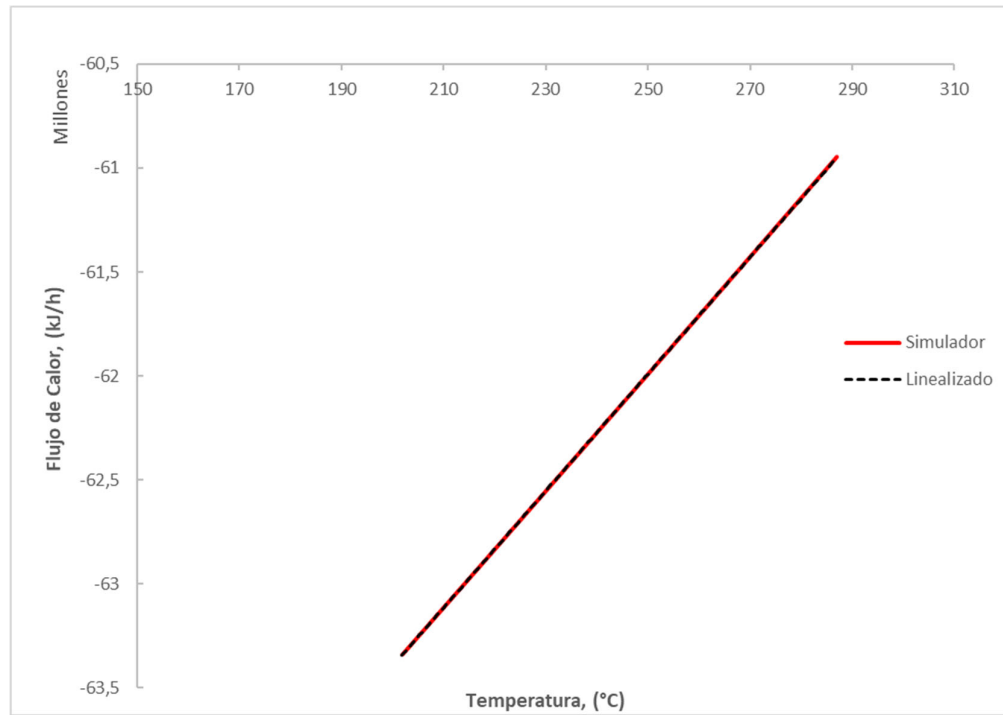


7.8.2 Corriente 7

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:

Intervalo	FC_p kJ/h °C	$Q(T_i)$ kJ/h
1	28.091,97	- 69.013.523,48

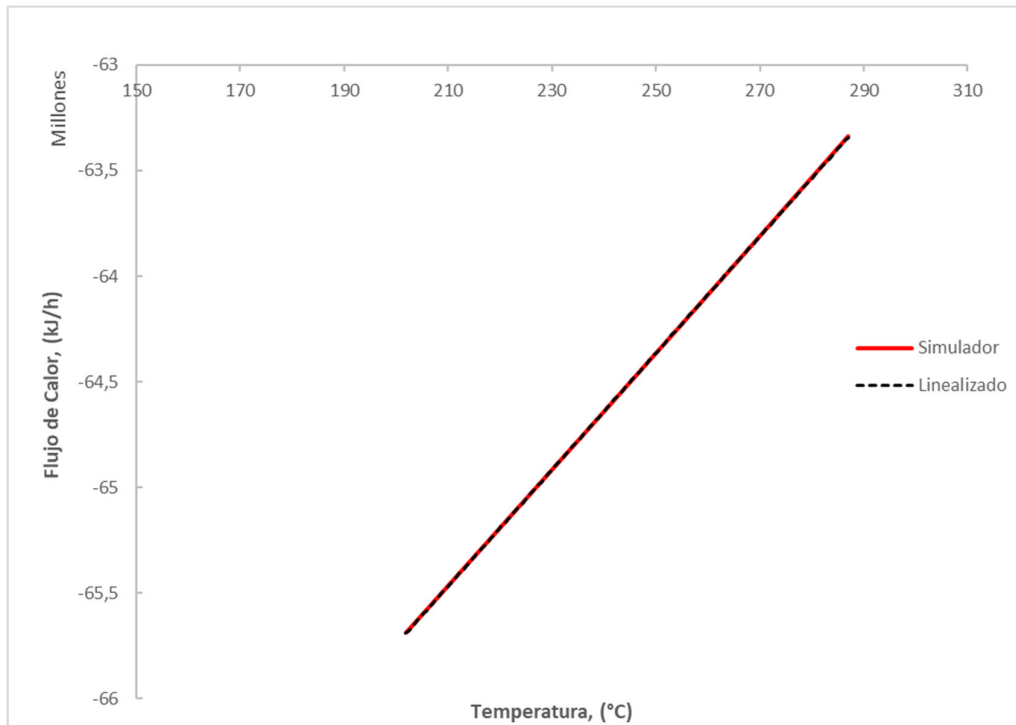
	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 44 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		



7.8.3 Corriente 9

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:

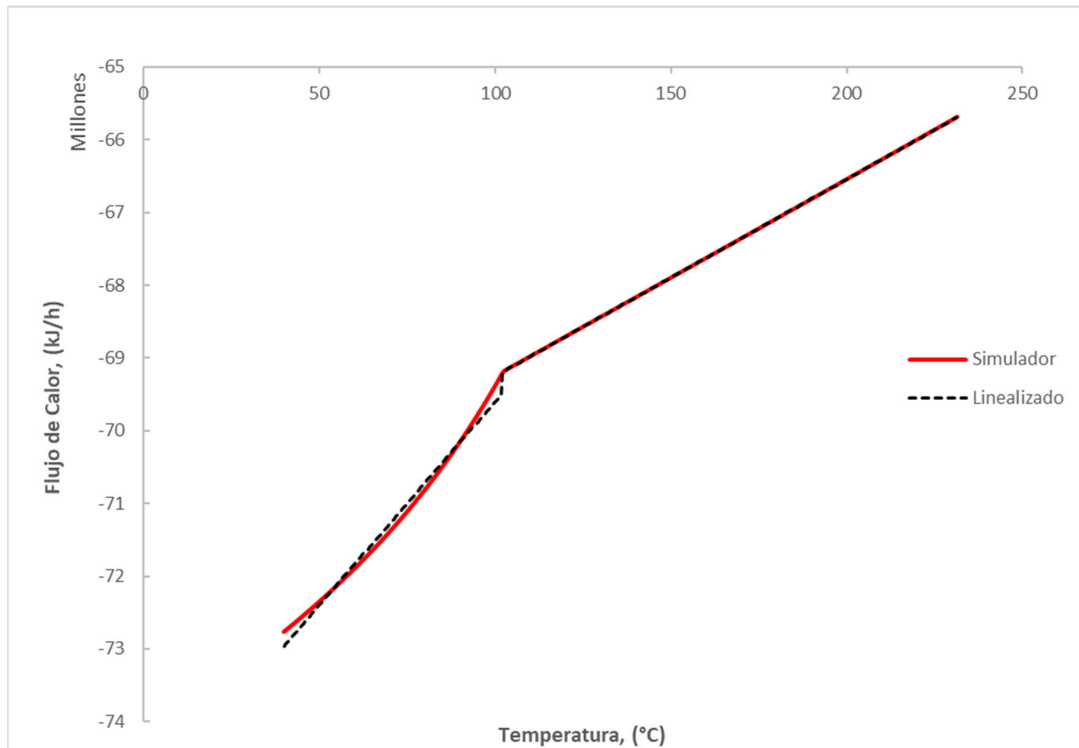
Intervalo	FCp kJ/h °C	Q(Ti) kJ/h
1	27.598,59	- 71.263.311,22



7.8.4 Corriente 11

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:


Intervalo	FCp kJ/h °C	Q(Ti) kJ/h
1	55.956,00	- 75.196.981,52
2	27.061,70	- 71.954.962,36

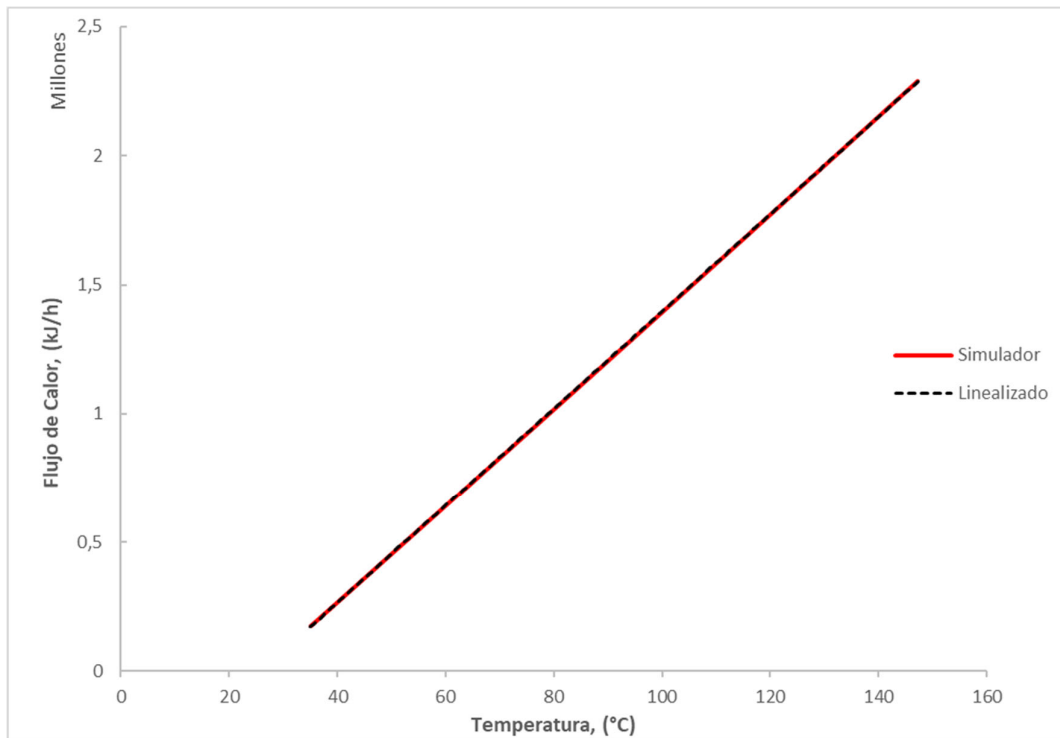


7.8.5 Corriente 24

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:

Intervalo	FCp kJ/h °C	Q(Ti) kJ/h
1	18.844,00	- 487.682,90


	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 47 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

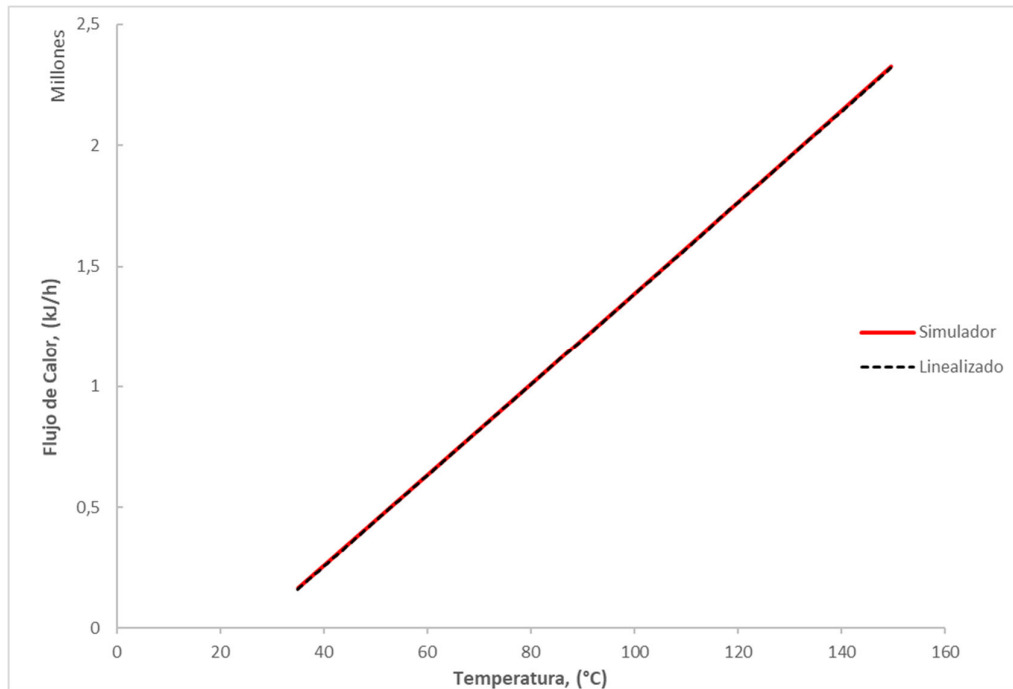


7.8.6 Corriente 26

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:

Intervalo	FCp kJ/h °C	Q(Ti) kJ/h
1	18.844,00	-498.988,16


	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 48 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

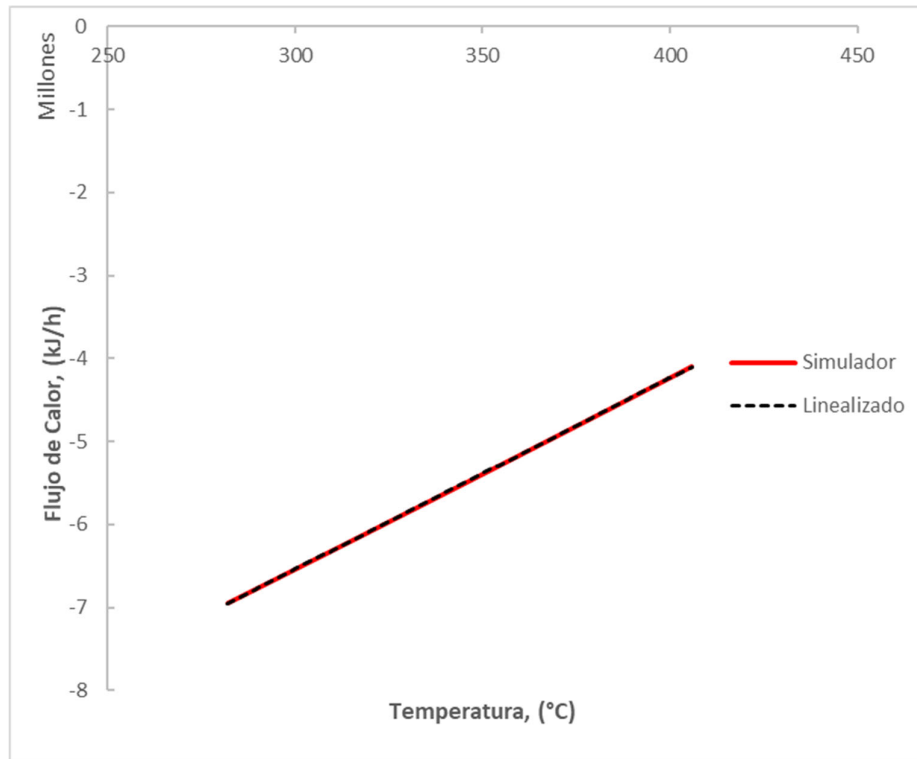


7.8.7 Corriente 33

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:

Intervalo	FCp kJ/h °C	Q(Ti) kJ/h
1	23.040,19	-13.450.586,93


	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 49 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

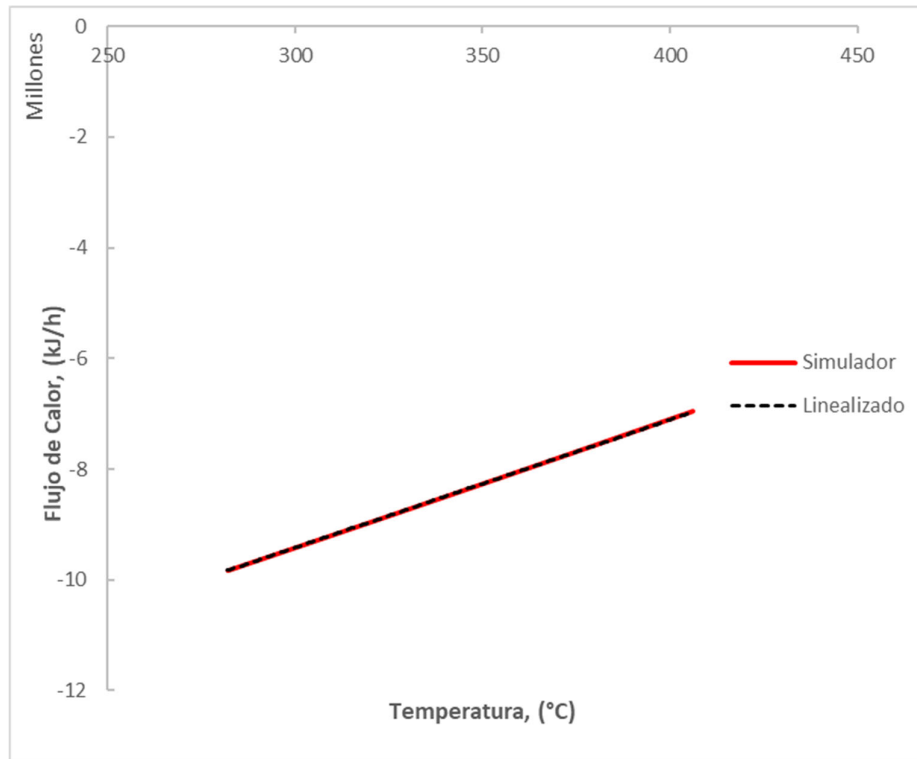


7.8.8 Corriente 35

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:

Intervalo	FCp kJ/h °C	Q(Ti) kJ/h
1	23.063,68	-16.334.765,28

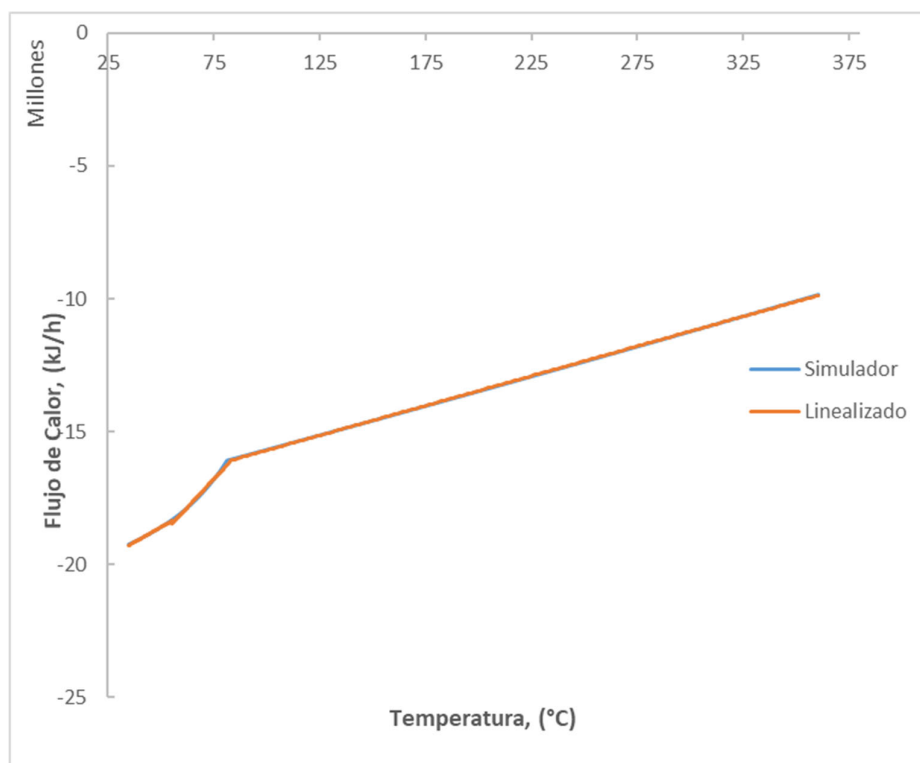
	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 50 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		



7.8.9 Corriente 37

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:


Intervalo	FCp kJ/h °C	Q(Ti) kJ/h
1	44.985,34	-20.842.574,97
2	85.503,52	-23.195.255,51
3	22.372,80	-17.933.452,85

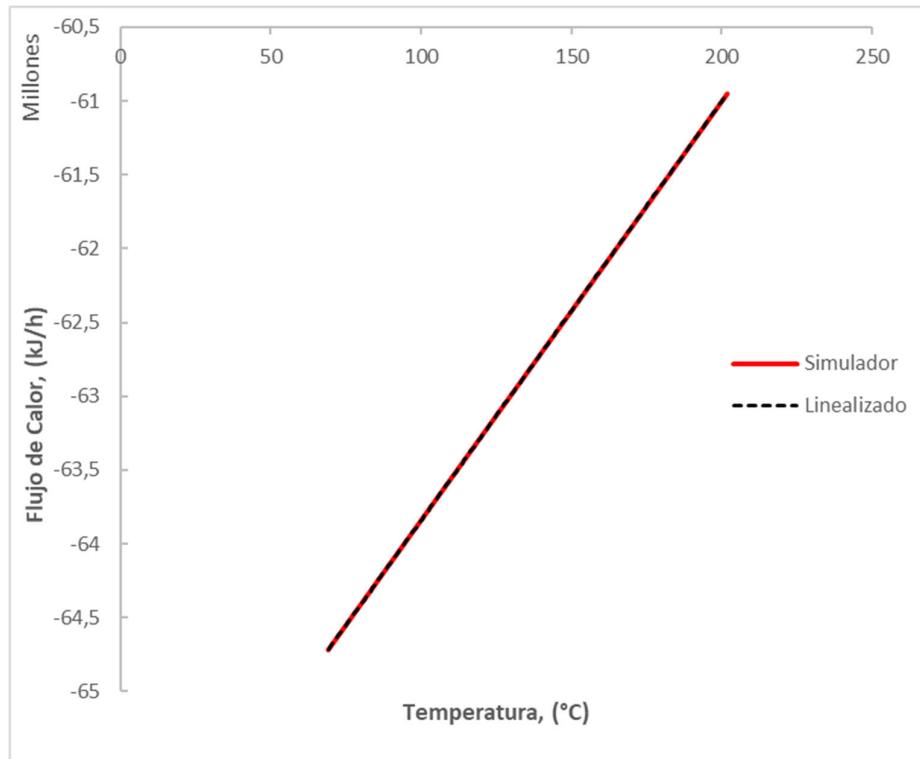


7.8.10 Corriente 5

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:

Intervalo	FCp kJ/h °C	Q(Ti) kJ/h
1	28.375,15	-66.677.803,01


	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 52 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		

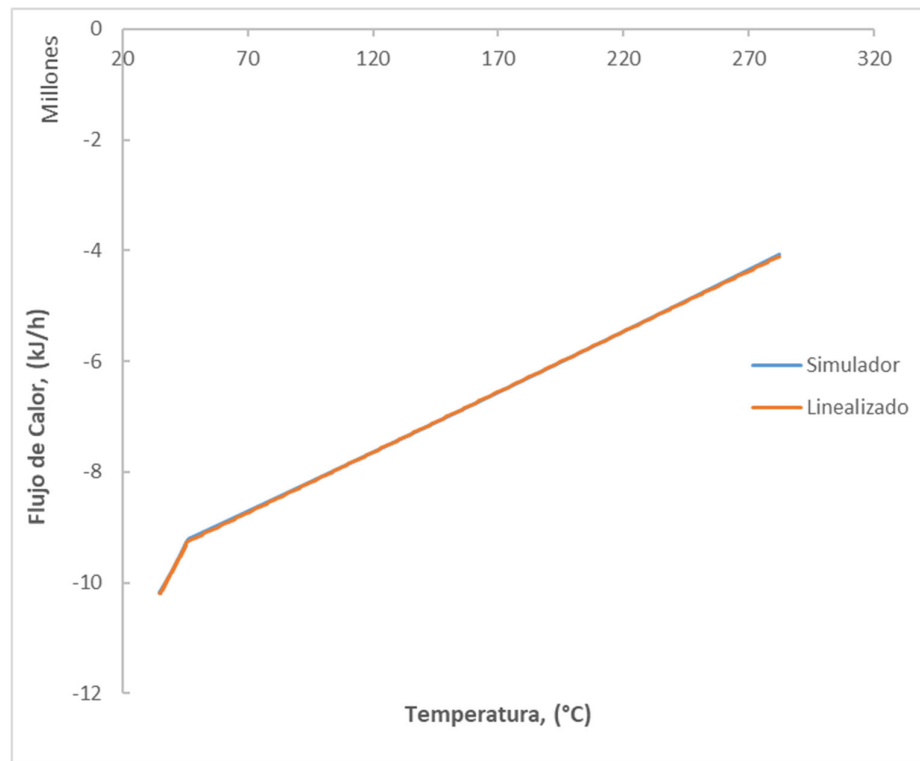


7.8.11 Corriente 31

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:

Intervalo	FCp kJ/h °C	Q(Ti) kJ/h
1	86503,29	-13.169.381,11
2	21.813,00	-10.260.594,34

	<u>NOMBRE:</u> ABADI LIOR	<u>LEGAJO:</u>	<u>FECHA:</u> 24/06/2020	<u>ENTREGA:</u> TP3	<u>PÁG:</u> 53 de 54
	<u>TRABAJO:</u> TRABAJO PRÁCTICO CUATRIMESTRAL		<u>ASIGNATURA:</u> 12.85 DISEÑO CONCEPTUAL DE PROCESOS.		



7.8.12 Corriente 44

Se tienen los siguientes parámetros de linealización:

Intervalo	FCp kJ/h °C	Q(Ti) kJ/h
1	6.109,36	-17.394.222,53

