

Optimasi Jaringan *Heat Exchanger* dengan Metode *Pinch Technology* Menggunakan *Aspen Energy Analyzer V.10* pada *Train F* PT Badak LNG Bontang

Ananda Azaria Febriana, dan Budi Utomo Kukuh Widodo
Departemen Teknik Mesin, Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) 60111 Indonesia
e-mail: buditem@me.its.ac.id

Abstrak—Pada makalah ini dilakukan optimasi jaringan *heat exchanger* (HEN) pada *train F* PT Badak NGL Bontang dengan metode *pinch technology* menggunakan *Aspen Energy Analyzer* untuk simulasi. Langkah pertama yang dilakukan adalah menjelaskan proses pengolahan LNG, disusun tabel proses aliran dan properties fluida untuk menghitung energi *balanced*. Langkah kedua yaitu membuat grafik *composite curve* untuk mencari energi eksternal. Langkah ketiga yaitu memodelkan *heat exchanger network* berdasarkan proses pengolahan LNG. Langkah keempat yaitu mengevaluasi *heat exchanger network* yang telah dimodelkan. Langkah kelima yaitu mengevaluasi retrofit design dan dilanjutkan dengan optimasi. Pada simulasi pengolahan feed gas LNG menggunakan *software Aspen Energy Analyzer V.10* didapatkan target *heating* dan *cooling duty* sebesar $3,78 \times 10^6$ kJ/h dan $7,731 \times 10^7$ kJ/h pada suhu *pinch* optimum 14°C. Hasil yang didapatkan adalah *heat load* energi eksternal baik *heating* maupun *cooling* sebelum dan sesudah dioptimasi, efisiensi *heat exchanger network* baik sebelum dan sesudah dioptimasi. Optimasi berdasarkan *retrofit design* menghasilkan energi eksternal yang lebih kecil dibandingkan dengan kondisi *existing*.

Kata Kunci— *Aspen Energy Analyzer V.10*, *Pinch Technology*.

I. PENDAHULUAN

JARINGAN penukar panas yang diperlukan untuk suatu proses pada awalnya di desain berdasarkan pengalaman yang membutuhkan waktu panjang. Rancangan yang dihasilkan dengan metode konvensional diatas dapat dikatakan belum optimum. Dengan demikian perlu diadakan optimasi dari segi *design* dan pemakaian energi. Berkenaan pemikiran diatas, maka pembangunan pengolahan energi yang baru harus mengacu pada kebijakan Konservasi Energi Nasional. Salah satu sasaran kebijakan ini adalah penghematan energi agar biaya operasional dapat ditekan dan produk yang dihasilkan tidak di konsumsi oleh kilang itu sendiri [1].

Salah satu upaya penghematan energi adalah pemanfaatan energi panas yang terkandung dalam produk-produk proses *train*. Proses *train* PT Badak NGL Bontang terdiri dari *Gas Purification, Dehydration and Mercury Removal, Fractionation, Refrigeration, dan Liquefaction*. Kelima proses diatas berlangsung didalam sejumlah penukar panas yang tersusun dalam jaringan penukar panas (HEN). Tujuan dari

HEN adalah pemanfaatan panas yang ada di dalam aliran proses semaksimal mungkin atau penggunaan energi eksternal seminimal mungkin [2].

Analisis jaringan terpadu dibutuhkan apabila ada perubahan di salah satu/beberapa jalur dalam jaringan penukar panas. Desain dan optimasi HEN telah dipelajari secara ekstensif selama bertahun-tahun dan kemajuan signifikan telah dicapai dalam pengembangan metode desain jaringan hemat biaya. Pada sekitar tahun 1982, Prof. Bodo Linnhof menemukan konsep *pinch* dalam mendesain suatu sistem yang optimum dengan pemakaian energi eksternal yang minimum. Penggunaan metode ini menghasilkan desain sistem yang optimal. Sementara itu penggunaan metode konvensional membutuhkan percobaan berulang kali serta memerlukan waktu yang lama untuk mendapatkan desain sistem yang optimal. Meskipun demikian hasil yang didapat dari metode konvensional belum mampu menyamai hasil desain dari metode *pinch* [3]. Berangkat dari permasalahan yang ada di proses pengolahan LNG di *train F* PT Badak NGL Bontang maka diperlukan penelitian mengenai optimasi jaringan *heat exchanger* menggunakan *pinch technology* sehingga penggunaan utilitas eksternal baik pemanas atau pendingin dapat berkurang.

II. URAIAN PENELITIAN

A. Pemanfaatan Energi

Energi merupakan salah satu sumber daya yang penting bagi proses industri. Pengoperasian suatu industri selalu menggunakan energi namun energi tersebut tidak dimanfaatkan seluruhnya, sehingga ada energi terbuang tanpa dimanfaatkan. Pemanfaatan energi panas yang terbuang merupakan salah satu upaya untuk menghemat energi. Upaya yang tepat yaitu melakukan integrasi proses untuk penggunaan energi yang efisien, sehingga didapatkan *Maximum Energy Recovery* (MER). Salah satu teknologi untuk menentukan MER pada kilang baru atau modifikasi adalah *pinch technology*. Analisis *pinch technology* juga dapat memberi gambaran kondisi suhu, tekanan, dan jumlah energi yang digunakan maupun terbuang. Upaya yang dilakukan adalah mengatur ulang jaringan penukar panas atau *Heat Exchanger Network* (HEN).

Untuk merancang jaringan sistem penukar panas diperlukan analisis beban pemanasan dan beban pendinginan terhadap fluida dingin yang akan dipanaskan dan fluida panas yang akan didinginkan. *Utilities* yang tersedia digunakan sebagai pertimbangan dalam menetapkan jumlah dan kapasitas alat penukar panas. Jumlah dan kapasitas alat

penukar panas akan menentukan biaya kapital (*capital cost*) [4].

B. Technology Pinch

Dalam pemanfaatan energi *thermal* yang terbuang pada *heat exchanger* digunakan suatu teknologi yaitu *pinch technology*. *Pinch technology* adalah suatu metode yang didasarkan pada prinsip-prinsip termodinamika untuk pemanfaatan energi *thermal* yang terbuang pada suatu proses. *Pinch technology* digunakan untuk merancang jaringan alat penukar panas dengan mengintegrasikan *hot stream* dengan *cold stream*. Tujuan yang ingin dicapai adalah pemanfaatan panas yang ada di dalam aliran proses semaksimal mungkin atau penggunaan energi seminimal mungkin.

Pada setiap analisis *pinch* diperlukan prosedur dan langkah pengerjaan yang berkesinambungan. Secara umum, tahap-tahap analisis *pinch* adalah sebagai berikut:

1) *Identifikasi aliran pada proses.*

Aliran fluida didalam proses dibagi menjadi tiga yaitu aliran fluida panas (*hot stream*), aliran fluida dingin (*cold stream*), dan aliran fluida utilitas.

2) *Mengolah data-data termodinamika*

Untuk analisis *pinch*, data-data termodinamika yang paling penting adalah suhu fluida (T), entalpi (h) dan kapasitas aliran panas (CP).

3) *Pemilihan beda suhu pertukaran panas minimum (T_{min}) antara fluida panas dan fluida dingin.*

4) *Pembuatan diagram cascade.*

Diagram *cascade* menggunakan alokasi entalpi pada setiap aliran sehingga menghasilkan kebutuhan utilitas panas atau utilitas dingin yang ada dalam proses.

5) *Pembuatan kurva composite dan grand composite.*

Kurva *composite* adalah kurva antara suhu dengan entalpi. Kurva ini terdiri dari suhu pada sumbu ordinat dan entalpi pada sumbu absis. Profil kurva ini menggambarkan panas yang ada di dalam proses (Q_h) dan panas yang diperlukan pada proses (Q_c). Kurva ini juga didapat suhu *pinch* yang menunjukkan tidak adanya perpindahan panas dari fluida panas dengan fluida dingin pada suhu fluida yang berhubungan. Untuk memahami prinsip *pinch* itu sendiri, maka ada hal hal yang perlu diperhatikan yaitu pembagian sistem oleh titik *pinch*, *composite curve*, dan jumlah minimum *heat exchanger* [4].

C. Pembagian sistem oleh titik pinch

Titik *pinch* atau garis *pinch* membagi sistem menjadi dua bagian, bagian atas *pinch* dan bagian bawah *pinch*. Masing-masing bagian mempunyai neraca entalpi serta *utilities* panas dan dingin.

Di atas *pinch* proses berada dalam keseimbangan panas dengan Q_h minimum:

1. Panas diterima dari utilites panas dan tidak ada panas terbuang.
2. Proses berkelakuan sebagai penerima panas (*heat sink*). Di bawah *pinch* keseimbangan panas dengan Q_c minimum.
3. Panas dibuang ke *utilities* dingin.
4. Tidak ada panas yang diterima dari *utilities* panas.
5. Proses berkelakuan sebagai sumber panas.

Perpindahan panas menyebrangi *pinch* hanya mungkin dari aliran panas di atas *pinch* ke aliran dingin di bawah *pinch*. Perpindahan panas dalam aliran panas di bawah *pinch* ke aliran dingin di atas tidak dimungkinkan. Perpindahan panas

menyebrangi *pinch* ke bagian bawah *pinch* akan menimbulkan defisit panas pada bagian atas *pinch* dan ada kelebihan panas dibagian bawah *pinch*.

Selanjutnya melakukan pemasangan “*matching*” antara aliran panas dan dingin dengan paduan sebagai berikut:

1. Di atas *suhu pinch* C_{P_H} << C_{P_C}.
2. Dibawah *suhu pinch* C_{P_H} >> C_{P_C} [5].

D. Composite curve

Dari keseluruhan tahapan dalam analisis *pinch* salah satu hal penting yang menjadi kunci utama teknologi *pinch* adalah kurva *composite*. Kurva ini menampilkan kebutuhan pemanasan untuk aliran dingin (*hot utility*) dan kebutuhan pendinginan untuk aliran panas (*cold utility*). Selain itu kurva ini menampilkan kebutuhan panas yang digunakan untuk kedua jenis aliran dan mendapatkan perbedaan suhu minimum (ΔT_{min}) diantara aliran panas dan aliran dingin. Area paling kiri dari suhu *pinch* yang tidak terhimpit oleh kurva aliran panas dan dingin adalah *cold utility* yang ditunjukkan pada Gambar 1. Menurut *Linhoff* besarnya panas yang dipindahkan sama dengan perubahan entalpi aliran fluida [5].

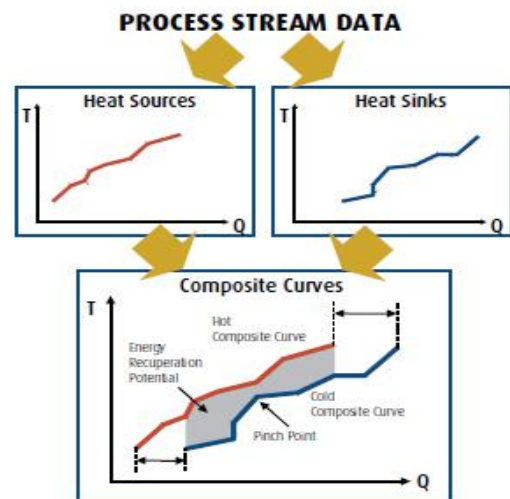
$$Q = \int_{T_s}^{T_i} CPdT = CP(T_i - T_s) = \Delta H \tag{1}$$

Keterangan:

- Q = Laju perpindahan panas yang dipindahkan, kW
- CP = Kapasitas panas aliran, kW/°C
- T_s = Suhu *supply*, °C
- T_i = Suhu *target*, °C

Dengan *slope* kurva aliran adalah:

$$\frac{dT}{dQ} = \frac{1}{C_p} \tag{2}$$



Gambar 1. Skema proses data menjadi *composite curves*

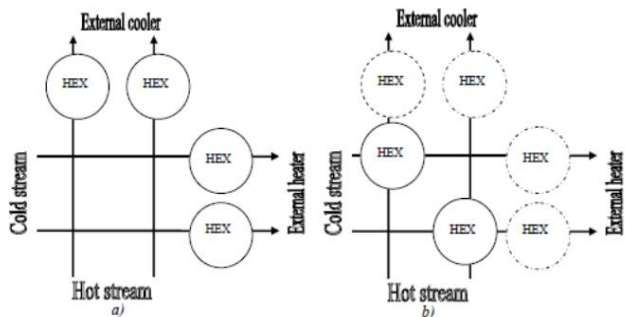
E. Energi Eksternal

Penggunaan proses energi yang efektif dalam industri proses memiliki permintaan meningkat dan saat ini, para sarjana teknik menghadapi tantangan untuk mencari jawaban atas pertanyaan proses pola energi. Pertanyaan-pertanyaan yang sering diajukan, yaitu:

- a. Apakah proses yang ada memiliki efisiensi energi yang optimal.
- b. Bagaimana proyek baru dapat dievaluasi sehubungan dengan kebutuhan energi eksternal.

- c. Apa investasi yang dapat dilakukan untuk meningkatkan efisiensi energi.
- d. Apa jenis utilitas yang paling tepat untuk proses tersebut.

Semua pertanyaan diatas dapat dijawab dengan pemahaman penuh tentang *Pinch technology* sebagaimana dijelaskan dalam Gambar 2. Peralatan penukar panas di banyak industri ditetapkan berdasarkan setidaknya dua alasan sebagai berikut; a. Seringkali diperlukan dalam proses untuk mengubah kondisi termal dan b. Untuk meminimalkan konsumsi energi eksternal. Hasil yang dicapai adalah memaksimalkan pemulihan energi (*recovery energy*) dalam proses atau untuk meminimalkan penggunaan sumber energi eksternal.



Gambar 2 (a) Proses dengan sumber energi eksternal saja; (b) Proses dengan sumber energi eksternal dan internal

Gambar 2 (a) panas ditambahkan hanya dengan sumber eksternal (pemanas dan pendingin) sementara proses yang sama dapat ditingkatkan dengan menggunakan pertukaran panas internal pada Gambar 2 (b). Kebutuhan sumber energi eksternal dapat dikurangi menggunakan pertukaran panas internal antara aliran dingin dan panas, sehingga proses yang lebih efisien dapat dicapai [6].

F. Efisiensi Heat Exchanger

Efisiensi *heat exchanger network*, perbandingan antara total *heat load heat exchanger* dengan total *heat load heat exchanger* ditambah energi eksternal baik *heating* maupun *cooling*. Tujuan menghitung efisiensi *heat exchanger network* adalah untuk melihat penghematan atau berkurangnya *heat load* dari energi eksternal berupa *steam* dan/atau *cooling water* dan *propane refrigerant* [7].

$$\eta = \frac{Q_{totalHX}}{Q_{totalHX} + Q_C + Q_H} \tag{3}$$

Keterangan,

- η = Efisiensi *heat exchanger* (%)
- $Q_{total HX}$ = Laju perpindahan panas pada total *HE* (kJ/h)
- Q_C = Laju perpindahan panas *cooler* (kJ/h)
- Q_H = Laju perpindahan panas *heater* (kJ/h)

G. Retrofit Design

Setelah mengidentifikasi jaringan berdasarkan *pinch technology*, yang dapat dilakukan menurut Asante dan Zhu adalah mengidentifikasi empat pendekatan yang memungkinkan:

- a. *Resequencing*, urutan dua *heat exchanger* dapat dibalik dan memungkinkan mendapat *heat recovery* yang lebih baik.
- b. *Repiping*, mirip dengan *resequencing* tetapi satu atau kedua aliran fluida *match* dapat berbeda dengan situasi saat ini.
- c. *Adding a new match*, dapat digunakan untuk mengubah beban di satu aliran dalam *pinch match*.

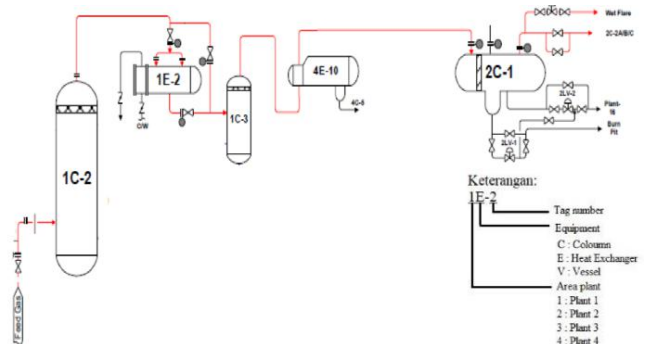
- d. *Splitting*, membagi aliran fluida, dapat digunakan untuk mengubah beban di satu aliran dalam *pinch match*.

Secara umum, setidaknya satu dari empat kemungkinan akan terpilih. *Retrofit design* digunakan untuk mengeliminasi *cross pinch* yang terdapat pada *heat exchanger network*, sehingga setelah diterapkan salah satu dari empat pendekatan atau lebih diharapkan baik *heating* maupun *cooling duty* sesuai dengan target optimum. Selain itu, *retrofit design* juga berfungsi sebagai pengurangan jumlah *heat exchanger* jika jumlah *heat exchanger* melebihi jumlah minimum yang ditetapkan pada target [4].

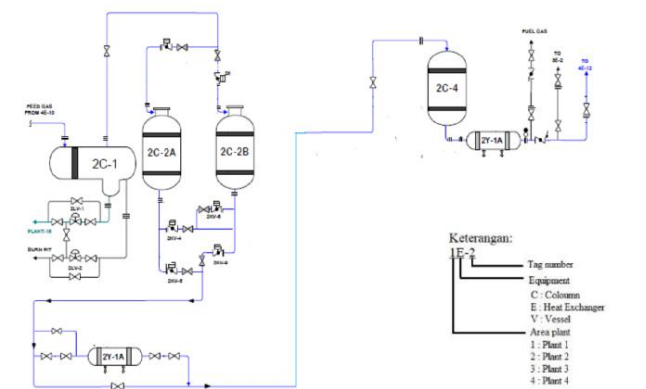
III. ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

A. Pemodelan Jaringan Heat Exchanger

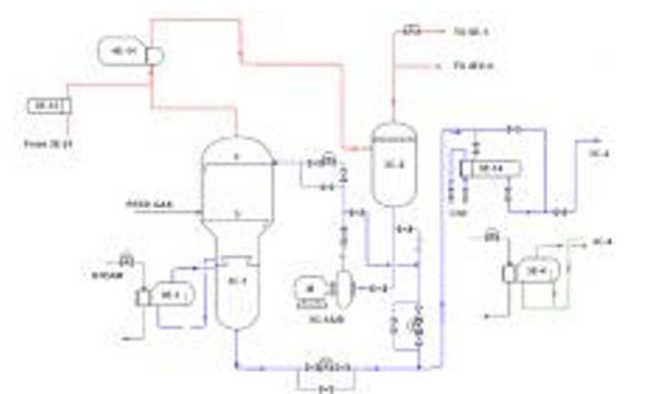
Proses produksi LNG pada PT Badak NGL Bontang tersusun atas beberapa komponen meliputi *condenser*, *evaporator*, *heater*, *preheater*, *cooler* dan *sub-cooler*. Skema pemodelan proses produksi LNG ditunjukkan pada Gambar 3.



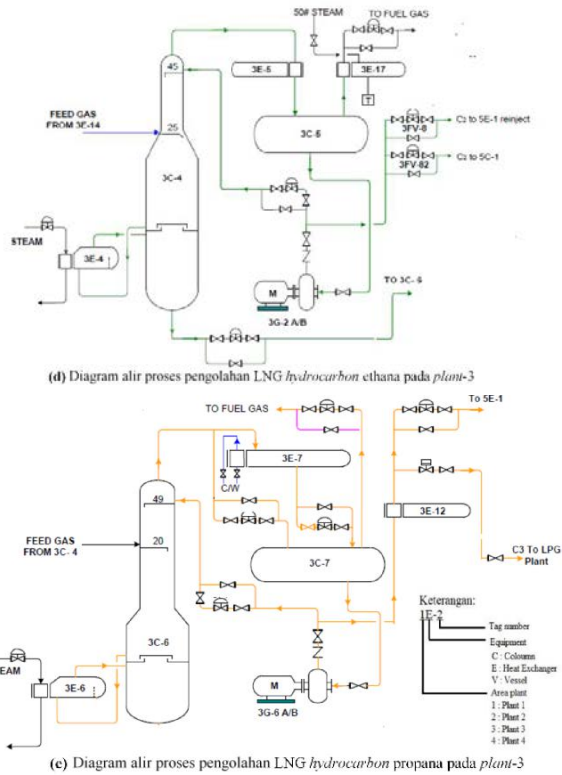
(a) Diagram alir proses pengolahan LNG pada plant-1



(b) Diagram alir proses pengolahan LNG pada plant-2



(c) Diagram alir proses pengolahan LNG hydrocarbon methana pada plant-3



Gambar 3. Diagram alir proses pengolahan LNG

Metode yang digunakan untuk memodelkan jaringan penukar panas adalah metode analisis atau *problem table* yang tersusun atas empat langkah. Langkah pertama yaitu mengelompokkan data kedalam dua bagian, aliran fluida proses dan aliran fluida *utilities* seperti ditunjukkan pada Tabel 1 dan Tabel 2 berikut ini. Gas umpan pada *heat exchanger* 1E-2 mengalir di sisi *shell* sedangkan pada 4E-10 mengalir di sisi *tube* begitupun seterusnya.

Langkah kedua : Mencari ΔT_{min} yang optimum. Tujuan mencari *range target* adalah untuk meminimalkan *capital* dan *operating cost*. Gambar 4 menunjukkan ΔT_{min} 1-8°C merupakan range terbaik. Kemudian pada range ΔT_{min} optimum tersebut dicari *total cost index target (cost/s)* yang paling rendah. Namun hasil uji dalam perangkat lunak diperoleh keterangan bahwa dalam rentang ΔT_{min} 1-8°C, status *cooling utility* menjadi *insufficient*. *Total cost index target* yang rendah selanjutnya, ΔT_{min} yang terpilih yaitu 9-13°C . Dengan cara yang sama ternyata status *cooling utility* juga *insufficient*. *Insufficient* adalah kondisi di mana *heat load utilities* tidak mampu mencakup keseluruhan *heat load* data proses sehingga proses tidak layak. ΔT_{min} optimum yang dipilih adalah 14°C, karena setelah diterapkan dalam *software* tercapai status *cooling* dan *heating utilities sufficient*.

Tabel 1

Process stream data.

Keterangan			Tinlet	Toutlet	Flowrate	Specific Heat	Specific Heat Stream
			T_1	T_2		Cp	MCp
			°C	°C		kJ/kg °C	W/°C
1,E-02	Hydrocarbon	shell side	46,9	37,1	3,72,E+05	2,474	2,56,E+05
4,E-10	Hydrocarbon	tube side	36	19,8	3,72,E+05	2,492	2,57,E+05
4,E-12	Hydrocarbon	tube side	20	-3,6	3,44,E+05	2,491	2,38,E+05
4,E-13	Hydrocarbon	tube side	-3,6	-33,8	3,44,E+05	2,590	2,48,E+05
4,E-14	Hydrocarbon	tube side	-34,2	-36,7	3,43,E+05	2,156	2,05,E+05
3,E-01	Hydrocarbon	shell side	21,2	80	4,74,E+04	2,625	3,46,E+04
3,E-14	Hydrocarbon	shell side	101,4	38,5	3,46,E+04	2,678	2,57,E+04
3,E-05	Ethane	tube side	-3,46	-33,8	2,75,E+04	2,408	1,84,E+04
3,E-04	Hydrocarbon	shell side	120,1	122,2	1,33,E+05	3,795	1,40,E+05
3,E-06	Hydrocarbon	shell side	120,56	130	6,77,E+04	3,171	5,97,E+04
3,E-07	Propane cair	shell side	51,01	38,5	5,90,E+04	2,987	4,90,E+04
3,E-12	Propane	tube side	40,5	-35,7	1,15,E+04	2,282	7,28,E+03

Tabel 2

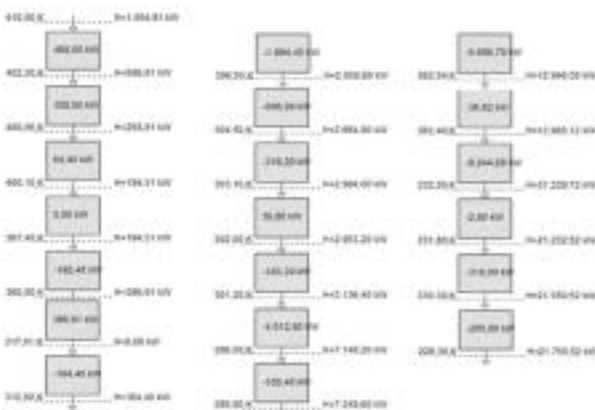
Utility stream data

Keterangan			Tinlet	Toutlet	Flowrate	Specific Heat	Heat Transfer Coefficient
			T_1	T_2		Cp	HTC
			°C	°C		kJ/kg °C	kJ/hm ² °C kJ/hm ² °C
1,E-02	Cooling Water	tube side	29,4	37	2,84,E+05	4,179	1,35E+04
4,E-10	Propane cair	shell side	18	18	1,85,E+05	2,141	4680
4,E-12	Propane cair	shell side	-5,5	-5,5	2,16,E+05	2,034	4680
4,E-13	Propane cair	shell side	-50	-50	1,94,E+05	1,621	4680
4,E-14	Propane cair	shell side	-50	-50	2,13,E+04	1,825	4680
3,E-01	LP Steam	tube side	147,8	147,6	1,54,E+07	2,368	2,16E+04
3,E-14	Cooling Water	tube side	28	37	1,55,E+05	4,180	1,35E+04
3,E-05	Propane cair	shell side	-50,97	-50,97	2,03,E+04	1,800	4680
3,E-04	MLP Cair	tube side	204,44	185,44	2,15,E+04	2,628	2,16E+04
3,E-06	LP Steam	tube side	147,9	147,56	2,54,E+06	2,367	2,16E+04
3,E-07	Cooling Water	tube side	33	37	1,32,E+05	4,180	1,35E+04
3,E-12	Propane cair	shell side	-50,97	-50,97	2,02,E+04	1,800	4680

Langkah ketiga : Membuat *heat cascade* untuk mencari suhu *pinch* dan *heating cooling duty*. Pembuatan *heat cascade* terdiri dari empat langkah. Langkah pertama yaitu membuat tabel *shifted temperature*, di mana suhu ditambah $\Delta T_{min}/2$ pada aliran fluida proses dingin dan suhu operasi pada fluida proses panas dikurangi $\Delta T_{min}/2$. Langkah kedua yaitu membuat daerah *stream* dan *temperature intervals* dengan membagi daerah sesuai suhu fluida proses dan di susun berurutan sesuai suhu interval. Langkah ketiga yaitu membuat tabel interval suhu dan heat loads pada streams di mana terdapat kesetimbangan entalpi setiap daerah yang ditentukan. Langkah terakhir yaitu membuat *heat cascade*. Tampilan *heat cascade* adalah dimanfaatkan sebagai dasar perhitungan *heating* dan *cooling duty* dari target minimum sebesar $3,78 \times 10^6$ kJ/h dan $7,731 \times 10^7$ kJ/h, suhu *pinch* sebesar 44,01 °C.

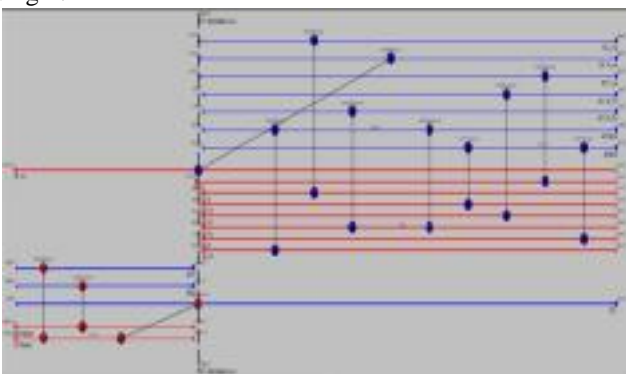


Gambar 4. Grafik basic economic parameter berdasarkan waktu terhadap T_{min}



Gambar 5. Heat cascade diagram.

Langkah keempat: Memasangkan aliran fluida panas dan dingin.



Gambar 6. Matching aliran dalam jaringan (diagram grid) kondisi existing

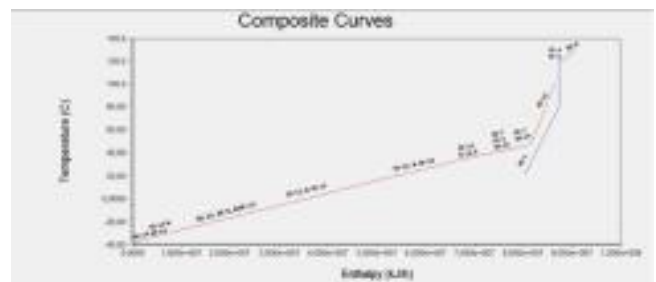
Untuk *matching* aliran dalam jaringan *heat exchanger* menggunakan software *Aspen energy analyzer V.10* terdapat empat langkah. Langkah pertama yaitu memasukkan data suhu fluida proses baik panas maupun dingin, kapasitas aliran panas (CP), dan aliran massa fluida proses (W). Langkah

kedua yaitu memasukkan data kapasitas panas fluida dan suhu fluida *utilities*, berupa *steam*, *propane liquid*, dan *cooling water*. Langkah ketiga yaitu melihat *option energy target* untuk melihat *suhu pinch* dan energi target minimum baik *heating* dan *cooling duty*. Langkah keempat yaitu memasang aliran fluida panas dan dingin sesuai dengan diagram proses Gambar 6.

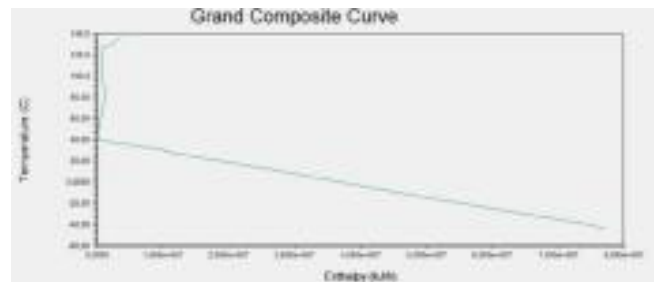
B. Pembahasan Heat Exchanger Network

Jaringan *heat exchanger* menggunakan *diagram grid* ditunjukkan pada Gambar 6. Untuk menghindari *error* pada pemodelan *diagram grid*, maka jaringan *heat exchanger* disesuaikan dengan diagram alir proses yang ditunjukkan pada Gambar 3. Jaringan *heat exchanger* telah sepenuhnya dikerjakan dengan seluruh aliran *utilities* memuaskan.

Analisis dari jaringan *heat exchanger* menetapkan target (kebutuhan energi eksternal, kebutuhan luasan *heat exchanger*, dan target biaya) berdasarkan data aliran proses dan data aliran *utilities*. Target dihasilkan berdasarkan pada *composite curves* dan pendekatan beda suhu minimum, ΔT_{min} . Opsi *range targeting* pada *software* digunakan untuk menetapkan pendekatan beda suhu minimum ΔT_{min} pada desain. Pendekatan ini menghasilkan kesetimbangan antara *capital cost* dengan *operating cost*. *Composite curve* ditunjukkan pada Gambar 7 dan Gambar 8.

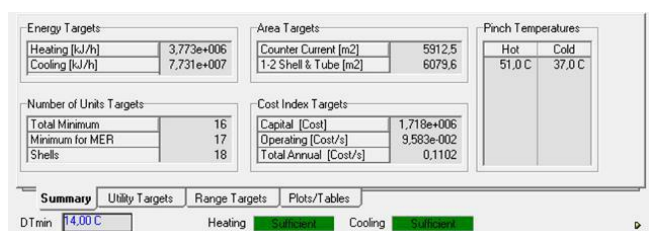


Gambar 7. Composite curve berdasarkan pinch technology



Gambar 8. Grand composite curve berdasarkan pinch technology.

Target energi minimum untuk proses dihitung menggunakan *composite curves*. Pada Gambar 9, target energi untuk proses adalah *heating* sebesar $3,78 \times 10^6$ kJ/h dan *cooling* sebesar $7,731 \times 10^7$ kJ/h, target luasan untuk *shell and tube heat exchanger* sebesar 6079,6 m². Perhitungan menunjukkan diperlukan 16 unit untuk mendesain jaringan *heat exchanger* yang optimum.



Gambar 9. Energi target menggunakan pinch technology

Performa jaringan *heat exchanger* dievaluasi berdasarkan target pada Gambar 9. Perbandingan target dengan performa jaringan *heat exchanger* ditunjukkan pada Tabel 3. Jaringan *heat exchanger* kondisi *existing* membutuhkan energi eksternal yg jauh lebih besar dari ada energi target.

Tabel.3
Performa data jaringan *heat exchanger* kondisi *existing*

Network Performance				
Parameter		Existing	Target	% of Target
Heating Value		1,04 10 ⁷	3,780 10 ⁶	275,4
Cooling Value	<i>kJ/h</i>	8,39 10 ⁷	7,731 10 ⁷	108,6
Number of Units		12	16	70,59
Number of shells		32	18	177,8
Total Area	<i>m²</i>	1,164 10 ⁴	6079,6	191,7
Heating		5,58 10 ⁻³	1,99 10 ⁻³	280,2
Cooling	<i>cost/s</i>	7,949 10 ⁻²	9,385 10 ⁻²	84,7
Operating		8,507 10 ⁻²	9,583 10 ⁻²	88,7
Capital	<i>cost</i>	2,935 10 ⁶	1,718 10 ⁶	170,9
Total Cost	<i>cost/s</i>	0,1096	0,1102	99,47

Tabel 3 menunjukkan biaya *heating* 280,2% dari target, nilai *heating* dan *cooling* dari target sebesar 275,4% dan 108,6% yang disebabkan adanya *cross pinch*. Dampak dari *cross pinch* adalah peningkatan *heat duty* dari utilities pemanas dan pendinginan sebagaimana ditunjukkan pada Tabel 4. Suhu *pinch* dalam rentang 51,010 °C/37,01°C, terdapat kapasitas *cross pinch* sebesar 6,632×10⁶ kJ.h.

Tabel 4
Cross pinch

HEN Design Cross Pinch		
Heat Exchanger		51,01°C/37,01°C
3E-14	<i>kJ/h</i>	4,663 10 ⁶
3E-01	<i>kJ/h</i>	1,969 10 ⁶
4E-10	<i>kJ/h</i>	0
3E-07	<i>kJ/h</i>	0
3E-06	<i>kJ/h</i>	0
4E-12	<i>kJ/h</i>	0
4E-13	<i>kJ/h</i>	0
1E-02	<i>kJ/h</i>	0
4E-14	<i>kJ/h</i>	0
3E-04	<i>kJ/h</i>	0
3E-12	<i>kJ/h</i>	0
3E-05	<i>kJ/h</i>	0

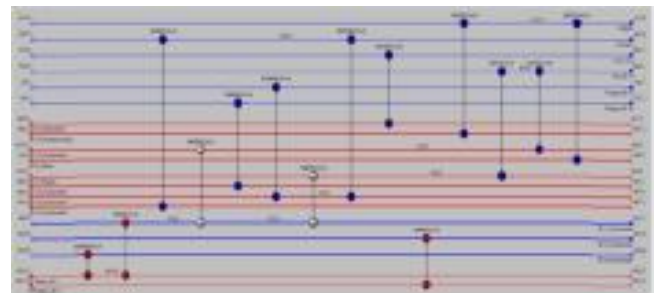
Hal tersebut menunjukkan *pinch technology* tidak diterapkan selama mendesain jaringan *heat exchanger*, sehingga desain berdasarkan *retrofit* dibutuhkan. *Retrofit design* dapat membantu menghilangkan kapasitas *cross pinch* dan mengoptimasi energi utilities selama proses pengolahan LNG.

C. *Retrofit Design*

Beberapa pendekatan digunakan untuk memastikan performa dari jaringan *heat exchanger* efisien. Pendekatan

yang memenuhi syarat untuk memastikan performa *heat exchanger* adalah *repiping* dan *adding a new match*.

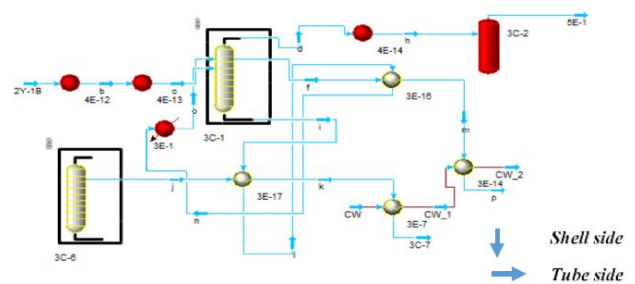
Hal ini dengan berarti menambah jumlah *heat exchanger* dalam jaringan dan mengurangi aliran *utilities* pendinginan *cooling water* semula 3 aliran menjadi 2 aliran. Bersamaan dengan itu didapatkan peningkatan efisiensi dari model jaringan. Penambahan *heat exchanger* diterapkan pada daerah atas dan bawah *pinch*. Daerah atas *pinch*, *matching heat exchanger* aliran fluida panas 3E-14 dengan aliran fluida dingin 3E-1 dan daerah bawah *pinch*, *matching heat exchanger* aliran fluida panas 3E-7 dengan aliran fluida dingin 3E-1, ditunjukkan pada Gambar 10 tanpa kondisi *cross pinch*.



Gambar 10. *Matching* aliran dalam jaringan(diagram *grid*)*retrofit design*

Tabel 5 menunjukkan perbandingan performa jaringan *retrofit design* tanpa adanya *cross pinch* dengan kondisi target. Dapat terlihat jelas perbedaan yang semula jumlah *heat exchanger* sebesar 12 units pada kondisi *existing* menjadi 14 units. Jumlah *shell* meningkat dari 32 kondisi *existing* menjadi 35, Total luasan meningkat dari 1,165 10⁴ m² kondisi *existing* menjadi 1,232 10⁴ m².

Retrofit design dengan mengeliminasi *cross pinch exchanger* memberikan perbedaan yang besar dalam penghematan *heating duty* dan *heating cost*. Hal ini dapat dilihat bahwa energi target yang semula mencapai 275,4% berubah menjadi 100%. Demikian pula pada *heating cost* semula 280,2% berubah menjadi 104,4%. Penambahan dua *heat exchanger* baru berdampak pada kenaikan *capital cost* yang semula 170,9% dari target kondisi *existing* menjadi 181,7% dari target. Gambar 11 sebagai bagian dari jaringan *heat exchanger* berdasarkan *retrofit design* menunjukkan penambahan dua *heat exchanger* baru (3E-17 dan 3E-16) dan pengurangan *cooling water* yang semula tiga *stream* menjadi dua *stream*. Satu *stream* melalui *heat exchanger* 1E-2 untuk mendinginkan *hydrocarbon*. *Stream cooling water* lainnya melalui *heat exchanger* 3E-7 untuk mendinginkan *hydrocarbon*, setelah itu melalui *heat exchanger* 3E-14 untuk mendinginkan *hydrocarbon*. Keluaran *cooling water* 1E-2 dan 3E-14 ditampung menjadi satu untuk diolah sebelum dialirkan ke laut.



Gambar 11. Diagram alir *hydrocarbon* menerapkan *retrofit design*

Tabel 5
Performa data jaringan *heat exchanger retrofit design*.

Network Performance						
Parameter		Existing	Target	% of Target	Retrofit	% of Target
Heating Value	kJ/h	$1,04 \cdot 10^7$	$3,780 \cdot 10^6$	275,4	$3,780 \cdot 10^6$	100
Cooling Value		$8,39 \cdot 10^7$	$7,731 \cdot 10^7$	108,6	$7,731 \cdot 10^7$	100
Number of Units		12	16	70,59	14	88,24
Number of shells		32	18	177,8	35	194,4
Total Area	m^2	$1,164 \cdot 10^4$	6079,6	191,7	$1,232 \cdot 10^4$	202,6
Heating		$5,58 \cdot 10^{-3}$	$1,99 \cdot 10^{-3}$	280,2	$2,078 \cdot 10^{-3}$	104,4
Cooling	cost/s	$7,949 \cdot 10^{-2}$	$9,385 \cdot 10^{-2}$	84,7	$7,911 \cdot 10^{-2}$	84,29
Operating		$8,507 \cdot 10^{-2}$	$9,583 \cdot 10^{-2}$	88,7	$8,118 \cdot 10^{-2}$	84,71
Capital	cost	$2,935 \cdot 10^6$	$1,718 \cdot 10^6$	170,9	$3,122 \cdot 10^6$	181,7
Total Cost	cost/s	0,1096	0,1102	99,47	0,1073	97,37

D. Efisiensi Heat Exchanger Network

Efisiensi *heat exchanger network* adalah perbandingan antara total *heat load heat exchanger* dengan total *heat load heat exchanger* ditambah energi eksternal baik *heating* maupun *cooling*. Berikut merupakan tabel efisiensi *heat exchanger* antara sebelum dilakukan optimasi dengan sesudah dioptimasi.

Tabel 6.
Efisiensi *heat exchanger network*

Kondisi	Heat Load kJ/h			Efisiensi (%)
	Heat Exchanger	Heating	Cooling	
Exsisting	7,45E+07	1,04E+07	8,39E+07	44%
Retrofit	8,12E+07	3,78E+06	7,73E+07	50%

Dari Tabel 6 dapat dilihat bahwa *heat exchanger network* pada kondisi *retrofit* mempunyai efisiensi yang lebih tinggi dibandingkan dengan kondisi *exisiting*. Hal ini disebabkan oleh berkurangnya *heat load* dari energi eksternal baik *heating* maupun *cooling*. Efisiensi *heat exchanger network* pada kondisi *exisiting* sebesar 44%, sedangkan efisiensi pada *retrofit design* sebesar 50%.

IV. KESIMPULAN

Dengan simulasi pengolahan feed gas LNG menggunakan *software Aspen Energy Analyzer V.10* didapatkan target *heating* dan *cooling duty* sebesar $3,78 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$ dan $7,731 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$ pada suhu *pinch optimum* 14°C .

Pada kondisi *exisiting* terdapat *cross pinch* sehingga energi eksternal lebih besar dari target energi eksternal optimum untuk itu perlu di optimasi.

Optimasi dilakukan dengan cara mengurangi satu *stream cooling water* dan menambah dua unit *heat exchanger* sehingga energi eksternal baik *heating* maupun *cooling* optimum.

Energi eksternal *heating* kondisi *exisiting* menurun dari $1,04 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$ menjadi $3,78 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$. Energi eksternal *cooling* kondisi *exisiting* sebesar $8,39 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$ menjadi $7,731 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$.

Efisiensi *heat exchanger network* pada kondisi *exisiting* sebesar 44%, sedangkan efisiensi pada *retrofit design* sebesar 50%. Perbedaan terjadi dikarenakan berkurangnya *heat load* dari energi eksternal baik *heating* maupun *cooling*.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] PP No. 70/2009, *Tentang Konservasi Energi*.
- [2] W. L. Kubic and F. P. Stein, "A theory of design reliability using probability and fuzzy sets," *AIChE J.*, vol. 34, no. 4, pp. 583–601, Apr. 1988.
- [3] K. A. Lempoy, "Analisa kesimbangan kalor di uniy pressing PT. Bimoli Bitung dengan menggunakan metode pinch," *TEKNO*, vol. 7, no. 52, pp. 61–68, Apr. 2010.
- [4] I. C. Kemp, *Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for The Efficient Use of Energy*. Amsterdam: Butterworth-Heinemann, 2007.
- [5] B. Linnhoff and E. Hindmarsh, "The pinch design method for heat exchanger networks," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 38, no. 5, pp. 745–763, Jan. 1983.
- [6] M. Rokni, "Introduction to Pinch Technology." Technical University of Denmark (DTU), 2016.
- [7] Natural Resources Canada and CanmetENERGY (Canada), *Pinch Analysis: For the Efficient Use*. Québec: Natural Resources Canada, 2003.