



**ANALISIS KEPASTIAN (*CERTAINTY*)  
OPERABILITAS PENCAIRAN GAS ALAM  
PADA PROSES PRICO**

THESIS

ALPHADIAN PRASETIA

(1006735605)

FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
KEKHUSUSAN TEKNOLOGI GAS  
DEPOK  
2012

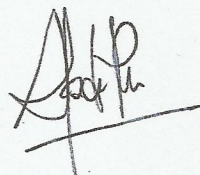
## PERNYATAAN ORISINALITAS

Thesis ini adalah hasil karya saya sendiri,  
dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk  
telah saya nyatakan dengan benar

Nama : Alphadian Prasetia

NPM : 1006735605

Tanda Tangan :



Tanggal : 10 Mei 2012

## LEMBAR PENGESAHAN

Thesis ini diajukan oleh :  
Nama : Alphadian Prasetya  
NPM : 1006735605  
Program Studi : Teknik Kimia  
Judul Tesis : Analisis Kepastian (*Certainty*)  
Operabilitas Pencairan Gas Alam pada  
Proses PRICO

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Magister Teknik pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.

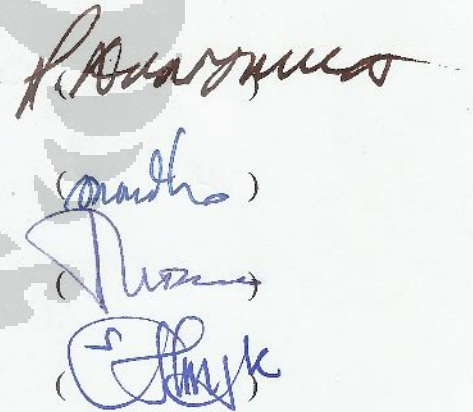
### DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Dr. Ir. Andy Noorsaman Sommeng, DEA

Penguji : Prof. Dr. Ir. Anondho Wijanarko, M.Eng

Penguji : Prof. Ir. Sutrasno Kartoharjono, M.Sc., PhD

Penguji : Dr. Ir. Asep Handaya Saputra, M.Eng



Handwritten signatures of the examiners in blue ink, corresponding to the names listed in the Dewan Penguji section.

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 22 Mei 2012

## KATA PENGANTAR

Puji syukur saya panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya, saya dapat menyelesaikan Thesis penelitian yang berjudul Analisa Kepastian (*Certainty*) Optimasi Pencairan LNG pada Proses PRICO. Penulisan Thesis ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Magister Teknik Jurusan Teknik Kimia pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Saya menyadari bahwa, tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan Thesis ini, sangatlah sulit bagi saya untuk menyelesaikan Thesis ini. Oleh karena itu, saya mengucapkan terima kasih kepada:

1. Dr. Ir. Andy Noorsaman Sommeng, DEA, selaku pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga, dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan Thesis ini;
2. Dewan penguji Thesis saya yang terhormat Dr. Ir. Andy Noorsaman Sommeng DEA; Prof. Dr. Ir. Anondho Wijanarko, M.Eng; Prof. Ir. Sutrasno Kartoharjono, M.Sc., PhD; dan Dr. Ir. Asep Handaya Saputra, M.Eng yang telah memberikan masukan agar karya ini menjadi jauh lebih baik;
3. Orang tua dan keluarga saya yang telah memberikan bantuan dukungan material dan moral;
4. Sahabat - sahabat yang telah banyak membantu saya dalam menyelesaikan Thesis ini terutama Deni, Aida, Pimen, Mba Tomi, Mba Onya.
5. My Sunshine Indah Humairah cinta semangatku.

Akhir kata, saya berharap Tuhan Yang Maha Esa berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga Thesis ini membawa manfaat bagi pengembangan ilmu pengetahuan.

Depok, 10 Mei 2012

Penulis

**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TESIS UNTUK  
KEPENTINGAN AKADEMIS**

Sebagai sivitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Alphadian Prasetya  
NPM : 1006735605  
Program Studi : Teknologi Gas  
Departemen : Teknik Kimia  
Fakultas : Teknik  
Jenis Karya : Thesis

Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia Hak Bebas Royalti Nonekshlusif (Non-exclusive Royalty-Free Right) atas karya ilmiah saya yang berjudul:

**Analisis Kepastian (*Certainty*) Operabilitas Pencairan Gas Alam pada Proses PRICO**

Beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan hak Bebas Royalti Nonekshlusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (database), merawat, dan mempublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikia pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di: Depok, UI  
Pada Tanggal : 6 Juni 2012  
yang menyatakan

  
Alphadian Prasetya

## ABSTRACT

Name : Alphadian Prasetya  
Study Program : Chemical Engineering  
Title : Certainty Analysis of Operability Natural Gas Liquefaction in PRICO Process

This thesis discusses the Certainty Analysis of Operability Natural Gas Liquefaction in PRICO process using Process Simulator software and Random Simulator Generator software. PRICO process is simulated to be 4 cases, the Base Case, Case 2, Case 3, Case 4 using Process Simulator software. Optimal conditions of operability of the process is done by varying the temperature of refrigerant out and the temperature of Natural Gas out of the Main Heat Exchanger. Optimal conditions of operability of the process in terms of benefit based solely on refrigeration cycle operating costs. Optimal conditions of each case is calculated the level of certainty by using Random Simulator Generator and generate the minimum profit and the level of certainty.

Key word :

Natural Gas Liquefaction, *Certainty*, PRICO

## DAFTAR ISI

PERNYATAAN ORISINALITAS .....	i
LEMBAR PENGESAHAN SEMINAR .....	ii
KATA PENGANTAR .....	iii
ABSTRAK .....	iv
DAFTAR ISI .....	v
DAFTAR GAMBAR .....	vii
DAFTAR TABEL .....	ix
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Perumusan Masalah .....	5
1.3. Tujuan Penelitian .....	5
1.4. Pembatasan Masalah .....	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA .....	7
2.1. Siklus Pendinginan .....	7
2.2. Menentukan Enthalpi <i>Refrigerant</i> .....	10
2.3. Efisiensi Isentropis Kompresor dan Coeffisien of Performance .....	11
2.3.1. Efisiensi Isentropik Kompresor .....	11
2.3.2. Coeffisien of Performance (COP) .....	11
2.4. Kerja dan Perubahan Temperatur Multiple stream exchanger .....	12
2.4.1. Kerja Multiple Stream Exchanger .....	14
2.4.2. Perubahan Temperatur Multiple Stream Exchanger .....	14
2.5. Teknologi Pencairan LNG .....	16
BAB III METODOLOGI PENELITIAN .....	23
3.1. Diagram Alir Penelitian .....	23
3.2. Peralatan Penelitian .....	24
3.3 Variabel penelitian .....	24
3.4. Pemodelan .....	25
3.4.1. Pemodelan Proses PRICO .....	25
3.4.2. Pemodelan HYSYS .....	26
3.4.3. Pemodelan Oracle Crystal Ball .....	27
BAB IV PEMBAHASAN .....	30
4.1. Design Proses PRICO .....	30
4.1.1. Desain proses PRICO pada Aspen Hysys .....	31
4.1.2. Design proses PRICO dengan menggunakan <i>Refrigerant</i> Liquid Turbine .....	32
4.1.3. Design proses PRICO dengan menggunakan Natural Gas Liquid Turbine <i>Refrigerant</i> .....	33
4.1.4. Design proses PRICO dengan menggunakan Natural Gas Liquid Turbine <i>Refrigerant</i> dan <i>Refrigerant</i> liquid Ekxpander .....	34
4.2. Hasil Simulasi .....	35
4.2.1. Design PRICO Base Case .....	35
.....	

4.2.2. Design PRICO <i>Case 2</i>	37
4.2.3. Design PRICO <i>Case 3</i> .....	38
4.2.3. Design PRICO <i>Case 4</i> .....	40
4.3. Kondisi Optimum .....	42
4.3.1. Kondisi Optimum pada PRICO Base <i>Case</i> .....	43
4.3.2. Kondisi Optimum pada Design PRICO <i>Case 2</i> .....	52
4.3.3. Kondisi Optimum pada Design PRICO <i>Case 3</i> .....	60
4.3.4. Kondisi Optimum pada Design PRICO <i>Case 4</i> .....	68
4.4. Analisis kepastian ( <i>certainty</i> ) Profit .....	77
4.4.1. Analisis kepastian kondisi optimum PRICO Base <i>case</i> .....	78
4.4.2. Analisis kepastian kondisi optimum PRICO <i>Case 2</i> .....	81
4.4.3. Analisis kepastian kondisi optimum PRICO <i>Case 3</i> .....	83
4.4.4. Analisis kepastian kondisi optimum PRICO <i>Case 4</i> .....	85
BAB V. KESIMPULAN .....	89
DAFTAR PUSTAKA .....	90





## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Cadangan gas bumi di Indonesia	2
Gambar 2.1. Siklus pendinginan kompresi uap	7
Gambar 2.2. Diagram P-h siklus pendinginan	7
Gambar 2.3 <i>Multi stream exchanger</i>	12
Gambar 2.4 Kurva T Vs H <i>Multi stream Heat Exchanger</i>	15
Gambar 2.5. Proses APCI <i>Propane Pre-Cooled Mixed Refrigerant</i>	17
Gambar 2.6. Proses Bertingkat Teroptimalisasi Conoco Phillips	18
Gambar 2.7. Proses PRICO	19
Gambar 2.8. Proses Bertingkat Fluida Campuran Statoil/Linde	20
Gambar 2.9. Proses Axens Liquefin	20
Gambar 3.1. Diagram alir Penelitian	23
Gambar 3.2. Proses PRICO	25
Gambar 3.3. Pemodelan HYSYS Proses PRICO	26
Gambar 3.4. Distribusi probabilitas Oracle Crystal Ball	27
Gambar 3.5. Contoh Pemodelan Oracle Crystal Ball	28
Gambar 3.6. Analisa kepastian ( <i>certainty</i> )	29
Gambar 4.1. Proses PRICO Base Case	31
Gambar 4.2. Proses PRICO <i>refrigerant liquid Turbine</i>	32
Gambar 4.3. Proses PRICO <i>Natural Gas refrigerant liquid Turbine</i>	33
Gambar 4.4. Proses PRICO <i>refrigerant liquid Turbine dan NG liquid Turbine</i>	34
Gambar 4.5. LNG Energy pada proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$	43
Gambar 4.6. Flash gas Energy pada proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$	44
Gambar 4.7. Total Energy pada proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$	44
Gambar 4.8. Keuntungan kotor pada proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$	45
Gambar 4.9. LNG Energy pada proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$	46
Gambar 4.10. Flash gas Energy proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$	47
Gambar 4.11. Total Energy proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$	47
Gambar 4.12. Keuntungan kotor proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$	48
Gambar 4.13. LNG Energy proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}C$	49
Gambar 4.14. Flash gas Energy proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}C$	50
Gambar 4.15. Total Energy pada proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}C$	50
Gambar 4.16. Keuntungan kotor pada proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}C$	51
Gambar 4.17. LNG Energy pada proses PRICO Case 2, $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$	52
Gambar 4.18. Flash gas Energy pada proses PRICO Case 2, $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$	53
Gambar 4.19. Total Energy proses PRICO Case 2, $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$	53
Gambar 4.20. Keuntungan kotor pada proses PRICO Case 2, $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$	54
Gambar 4.21. LNG Energy proses PRICO Case 2, $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$	55
Gambar 4.22. Flash gas Energy proses PRICO Case 2, $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$	55
Gambar 4.23. Total Energy proses PRICO Case 2, $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$	56
Gambar 4.24. Keuntungan kotor proses PRICO Case 2, $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$	56
Gambar 4.25. LNG Energy pada proses PRICO Case 2, $T_{Ref\ out} 14^{\circ}C$	57
Gambar 4.26. Flash gas Energy pada proses PRICO Case 2, $T_{Ref\ out} 14^{\circ}C$	58
Gambar 4.27. Total Energy proses PRICO Case 2, $T_{Ref\ out} 14^{\circ}C$	58
Gambar 4.28. Keuntungan kotor proses PRICO Case 2, $T_{Ref\ out} 14^{\circ}C$	59
Gambar 4.29. LNG Energy pada proses PRICO Case 3, $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$	61
Gambar 4.30. Flash gas Energy pada proses PRICO Case 3, $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$	61

Gambar 4.31. Total Energy pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 10°C	62
Gambar 4.32. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 10°C	62
Gambar 4.33. LNG Energy pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	63
Gambar 4.34. Flash gas Energy pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	64
Gambar 4.35. Total Energy pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	64
Gambar 4.36. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	65
Gambar 4.37. LNG Energy pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	66
Gambar 4.38. Flash gas Energy pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	66
Gambar 4.39. Total Energy pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	67
Gambar 4.40. Keuntungan kotor proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	67
Gambar 4.41. LNG Energy pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 10°C	69
Gambar 4.42. Flash gas Energy pada <i>case 3</i> and Ref, $T_{Refrigerant\ out}$ 10°C	69
Gambar 4.43. Total Energy pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 10°C	70
Gambar 4.44. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 10°C	70
Gambar 4.45. LNG Energy pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	71
Gambar 4.46. Flash gas Energy pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	72
Gambar 4.47. Total Energy pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	72
Gambar 4.48. Keuntungan kotor proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	73
Gambar 4.49. LNG Energy pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	74
Gambar 4.50. Flash gas Energy pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	74
Gambar 4.51. Total Energy pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	75
Gambar 4.52. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	75
Gambar 4.53. Analisis certainty Crystalball	77
Gambar 4.54 Define assumption Harga LNG base case	78
Gambar 4.55. Define assumption harga NG base case	78
Gambar 4.56. Define assumption energi siklus pencairan LNG base case	79
Gambar 4.57. Define decision efisiensi generator base case	79
Gambar 4.58. Define decision energy produk LNG	80
Gambar 4.59. Define decision energy produk flash gas	80
Gambar 4.60 Hasil profit base case	81
Gambar 4.61 Hasil Profit case 2	83
Gambar 4.62 Hasil Profit case 3	85
Gambar 4.63 Hasil Profit case 4	87
Gambar 4.64. Perbandingan profit minimal setiap case	88

## DAFTAR TABEL

Tabel 4.1. Komposisi Umpan	30
Tabel 4.2 Rancangan Percobaan	31
Tabel 4.3 Hasil simulasi pada Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 10°C	35
Tabel 4.4 Hasil simulasi pada Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 12°C	36
Tabel 4.5 Hasil simulasi pada Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 14°C	36
Tabel 4.5 Hasil simulasi <i>case 2</i> Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 10°C	37
Tabel 4.7 Hasil simulasi <i>case 2</i> Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 12°C	37
Tabel 4.8 Hasil simulasi <i>case 2</i> Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 14°C	38
Tabel 4.9 Hasil simulasi <i>case 3</i> Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 10°C	39
Tabel 4.10 Hasil simulasi <i>case 3</i> Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 12°C	39
Tabel 4.11 Hasil simulasi <i>case 3</i> Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 14°C	40
Tabel 4.12 Hasil simulasi <i>case 4</i> Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 10°C	41
Tabel 4.13 Hasil simulasi <i>case 4</i> Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 12°C	41
Tabel 4.14 Hasil simulasi <i>case 4</i> Temperatur <i>Refrigerant out MHE</i> sebesar 12°C	42
Tabel 4.13 Keuntungan kotor pada proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out}$ 10°C	43
Tabel 4.14 Keuntungan kotor pada proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	46
Tabel 4.15 Keuntungan kotor pada proses PRICO, $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	49
Tabel 4.17. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 2</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 10°C	52
Tabel 4.18. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 2</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	54
Tabel 4.19. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 2</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	57
Tabel 4.20. Nilai Profit Optimum PRICO <i>Refrigerant Turbine (Case 2)</i>	60
Tabel 4.21. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 10°C	60
Tabel 4.21.Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	63
Tabel 4.22.Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 3</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	65
Tabel 4.23. Nilai Profit Optimum PRICO <i>natural gas Turbine (Case 3)</i>	68
Tabel 4.24. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 10°C	68
Tabel 4.25. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 12°C	71
Tabel 4.26. Keuntungan kotor pada proses PRICO <i>Case 4</i> , $T_{Refrigerant\ out}$ 14°C	73
Tabel 4.27. Nilai Profit Optimum Pada PRICO NG LT dan Ref LT ( <i>Case 4</i> )	76
Tabel 4.28 Profit minimal tiap <i>case</i>	88

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

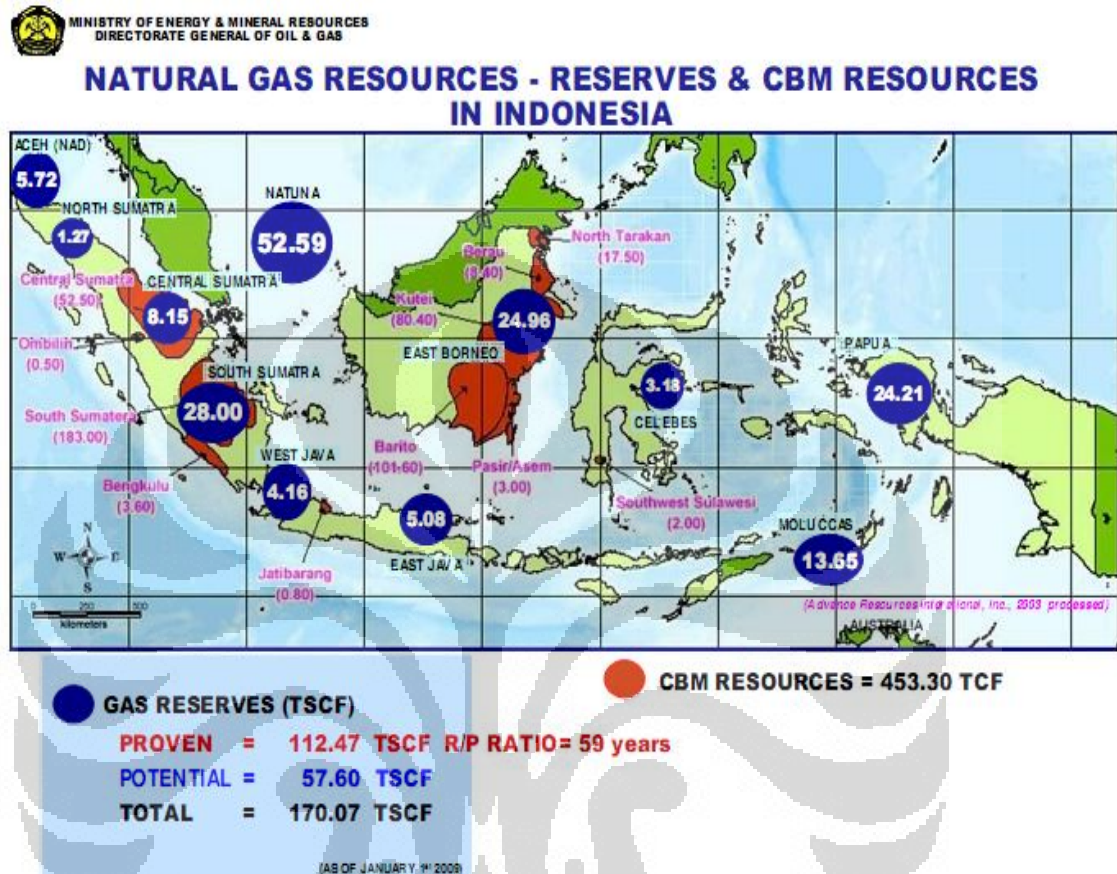
### **1.1. Latar Belakang**

Permintaan energi di seluruh dunia terus mengalami peningkatan, hal ini mengakibatkan ketersediaan sumber daya energi untuk memenuhi permintaan tersebut akan semakin berkurang seiring angka pertumbuhan industri yang menyebabkan naiknya permintaan energi. Minyak yang selama ini menjadi sumber daya favorit untuk memenuhi permintaan tersebut jumlahnya akan semakin berkurang dan akan segera tergantikan oleh sumber daya lain yang lebih ekonomis dan ramah lingkungan.

Gas bumi adalah salah satu alternatif yang sangat baik karena memiliki harga yang murah dan menghasilkan emisi yang jauh lebih rendah dibandingkan minyak bumi. Kebutuhan energi dunia pada saat ini sebagian besar masih bergantung pada kesediaan pasokan minyak, sedangkan gas masih belum berperan secara maksimal. Terbatasnya kapasitas produksi minyak dan kebangkitan kegiatan industri pada beberapa negara seperti misalnya China sangat mempengaruhi neraca kesimbangan pasokan dan kebutuhan energi dunia, sebagai akibatnya antara lain adalah terus meningkatnya harga minyak dunia. Dari sisi industri LNG, keberadaan dan peranan minyak jelas tidak akan tergantikan oleh gas, tetapi dinamisasi keseimbangan neraca energi dunia yang terus berfluktuasi memberikan pilihan dan peluang yang menarik bagi pengembangan industri LNG dengan demikian pilihan pengembangan lapangan gas untuk diproyeksikan menjadi industri LNG bisa dipandang mampu memberikan keuntungan finansial, selain itu pilihan atas LNG menjadi semakin menarik karena dihubungkan dengan issue industri yang ramah lingkungan.

Indonesia termasuk negara yang memiliki cadangan gas bumi yang sangat besar, berdasarkan data dari kementerian ESDM cadangan total gas bumi di Indonesia mencapai 170.07 TSCF, dari jumlah tersebut, sebanyak 112,47 TSCF merupakan cadangan terbukti, dengan kata lain Indonesia memiliki reserve to production selama 59 tahun. Namun pemanfaatan gas bumi untuk industri dalam negeri sendiri masih sangat minim, karena kurangnya fasilitas untuk

memanfaatkan gas bumi untuk keperluan dalam negeri. Gambar 1.1 berikut ini menunjukkan data cadangan gas bumi di Indonesia.



Gambar 1.1. Cadangan gas bumi di Indonesia

Undang-Undang No. 22 Tahun 2001 tentang Minyak dan Gas Bumi berpotensi mengubah banyak hal mengenai pengelolaan industri minyak dan gas bumi Indonesia. UU 22/2001 dimaksudkan untuk menciptakan kegiatan usaha minyak dan gas bumi yang mandiri, transparan, berdaya saing, berwawasan pelestarian lingkungan, serta mendorong perkembangan potensi dan peranan nasional. Beberapa ciri yang dapat dikemukakan dari UU 22/2001 tersebut adalah pembagian yang lebih tegas antara fungsi-fungsi pemerintah, pengatur dan pelaku usaha, pemecahan rantai usaha ke dalam beberapa kegiatan utama (*unbundling*) serta penekanan pada liberalisasi sektor hilir.

Universitas Indonesia

Undang-Undang No. 22 Tahun 2001 dengan tegas menekankan prioritas pemanfaatan gas bumi Indonesia untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Badan Pelaksana Kegiatan Hulu Minyak dan Gas Bumi (BP MIGAS) dan Badan Pengatur Kegiatan Hilir Minyak dan Gas Bumi (BPH MIGAS) telah dibentuk, masing-masing berdasarkan Peraturan Pemerintah No. 42/2002 dan Peraturan Pemerintah No. 67/2002. Perusahaan pertambangan minyak dan gas bumi negara (Pertamina) yang dalam UU sebelumnya, yaitu UU No. 8/1971 bertindak sebagai pemain, pengatur, dan pemegang kuasa pertambangan dengan UU 22/2001 dan Keputusan Presiden No. 57/2002 telah diubah menjadi sebuah perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT Persero).

Pembangunan industri LNG di Indonesia dimulai awal tahun 1977 dengan ditemukannya cadangan gas di daerah kampong Aron dekat Lhoksukon dan cadangan gas lapangan Badak. PT Arun berlokasi di Lhokseumawe, Aceh Utara, Indonesia, perusahaan ini memiliki 6 unit pengolahan dan mampu menghasilkan 12.5 MMTPA LNG, namun karena habisnya cadangan Gas alam, maka pemerintah daerah Aceh dan Pertamina mengkonversi aset PT Arun NGL menjadi Fasilitas Regasifikasi LNG untuk memenuhi kebutuhan energy di Provinsi Aceh dan sekitarnya. PT Badak *Natural Gas* Liquefaction lebih dikenal dengan PT Badak NGL adalah perusahaan penghasil LNG (*Liquid Natural Gas*) terbesar di Indonesia dan di dunia, berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur. Perusahaan ini memiliki 8 *process train* (A - H) yang mampu menghasilkan 21,64 MMTPA LNG (juta metrik ton LNG per tahun). PT Badak NGL merupakan salah satu penyumbang devisa terbesar Indonesia.

Pembangunan fasilitas LNG merupakan hal yang sangat penting dalam pengembangan industri LNG, beberapa perencana fasilitas LNG merencanakan pemakaian struktur pendukung seperti halnya yang dipakai pada fasilitas eksplorasi dan eksploitasi di tengah laut, baik struktur tetap (*fix structure*) maupun sistem terapung (*floating system*), misalnya GBS (*Gravity base structure*), TLP (*tension leg platform*), ataupun model FPSOs (floating production storage and offloading Ship) sebagaimana rancangan *Moss Rosenberg* yang memodifikasi konstruksi kapal LNG model *self supporting tank* dengan tanki

**Universitas Indonesia**

bulat maupun prisma. Pilihan atas model-model tersebut pada aplikasinya bergantung pada kondisi yang aktual kondisi setempat, misalnya kedalaman laut, kekuatan arus, rancangan arsitektur sumur-sumur gas – pipa produksi dibawahnya serta kemudahan pergerakan kapal LNG yang mendekati fasilitas LNG terapung. Para perancang dituntut membuat rancangan *topside modulen* yang kokoh dan terintegrasi untuk penempatan tidak saja fasilitas produksi (*wellhead*) dan fasilitas proses (*treating and separation*), tetapi juga fasilitas pencairan (*liquefaction*) yang kompleks dan membutuhkan banyak peralatan. Pembangunan fasilitas LNG mempersyaratkan aturan (*engineering code*) yang sangat ketat, hal ini antara lain disebabkan karena mempertimbangkan besarnya energi yang dikandung serta sifat cairan LNG yang bersuhu minus 160 °C dan mudah menguap (*boil off*), sehingga dalam pengoperasiannya harus menjamin keselamatan bagi pekerja maupun lingkungannya, arsitektur fasilitas LNG terapung juga harus mendukung kemudahan operasi serta kemudahan akses masuk pada saat perbaikan (*schedule maintenance and repair*). Beberapa rancangan yang sering dipresentasikan memberikan pilihan penggunaan model FPSOs sebagai fasilitas produksi LNG terapung, atau menggunakan GBS dengan rancangan struktur yang terpisah unit produksi/proses dan unit penyimpanan (tangki LNG).

Pengelolaan LNG terdiri dari beberapa proses, mulai dari proses penghilangan air dan impurities sampai proses pencairan *Natural Gas*. Proses penghilangan air dan impurities terdiri dari *sweetening gas process*, *gas dehydration process*, serta penghilangan merkuri. Sedangkan untuk proses pencairan gas adalah proses penurunan suhu *Natural Gas* dari suhu 30°C (tergantung suhu keluaran dari proses sebelum pencairan) ke *cryogenic* (suhu -150°C sampai -160°C).

Teknik pencairan LNG dipelopori antara lain oleh ilmuwan Inggris Faraday dalam percobaan pencairan gas chlorine, selanjutnya aplikasinya untuk bidang industri diperdalam oleh ilmuwan Jerman Karl Von Linde dengan diperkenalkannya proses pendinginan (*refrigeration*) yang diterapkan juga pada teknologi LNG.

## 1.2. Perumusan Masalah

Teknologi proses pencairan gas alam PRICO (*Poly Refrigerant Integrated Cycle Operation*) adalah teknologi proses pencairan gas alam yang dikembangkan oleh *Black and Veatch Company* yang terdiri satu buah *Main Heat Exchanger* sebagai pendingin dan pencair gas alam yang didinginkan oleh *refrigerant* yang terdiri dari campuran Nitrogen, Metana, Etana, dan Propana berdasarkan siklus kompresi uap. Proses ini memiliki ciri khas yaitu peralatan yang minim dibandingkan proses pencairan lainnya, sehingga memiliki beberapa keuntungan yaitu biaya modal yang sedikit, suatu proses yang sederhana dan kontrol yang mudah, serta tingkat fleksibilitas pada komposisi gas umpan. Dalam rangka mengurangi biaya yang berkaitan dengan investasi pabrik maupun operasional, telah banyak usaha yang dilakukan untuk mendapatkan kondisi yang optimal, diantaranya adalah mencari kondisi optimal dari kerja *compressor* dan mencari komposisi optimal dari *refrigerant*, memvariasikan kondisi operabilitas proses, memvariasikan penggunaan alat ekspansi yang akan mengurangi biaya operasional dari pabrik. Pada penelitian ini akan dianalisis tingkat kepastian (*certainty*) dari kondisi operabilitas pada proses pencairan Gas Alam pada proses PRICO.

## 1.3. Tujuan Penelitian

Tujuan penelitian ini adalah:

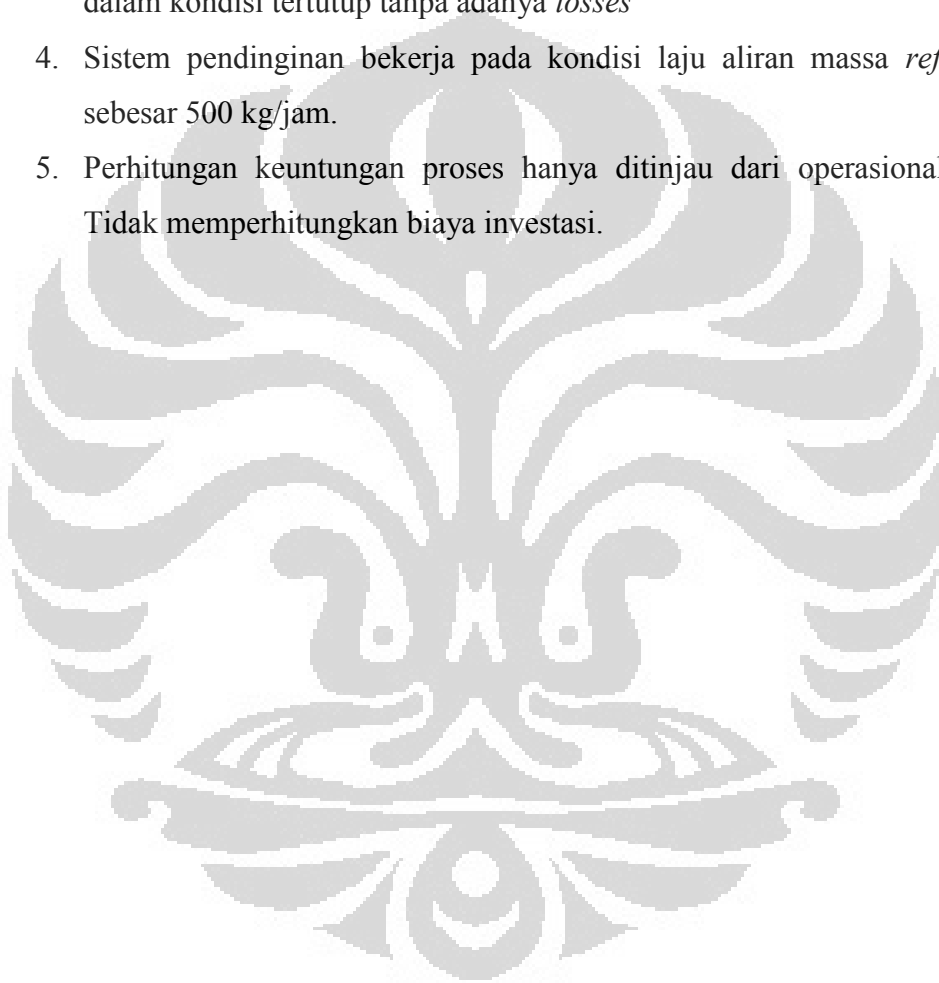
1. Mendapatkan kondisi optimal dari Proses PRICO
2. Membandingkan besarnya energi dari produk yang diperoleh pada proses PRICO yang menggunakan alat ekspansi *JT Valve* dan *turbine*.
3. Mengetahui tingkat kepastian (*certainty*) dari perhitungan biaya operasi proses pada kondisi optimal proses PRICO
4. Membandingkan keuntungan yang dihasilkan oleh oleh *Random Simulator generator* pada setiap *case*.



#### 1.4. Pembatasan Masalah

Dalam penelitian ini permasalahan dibatasi pada :

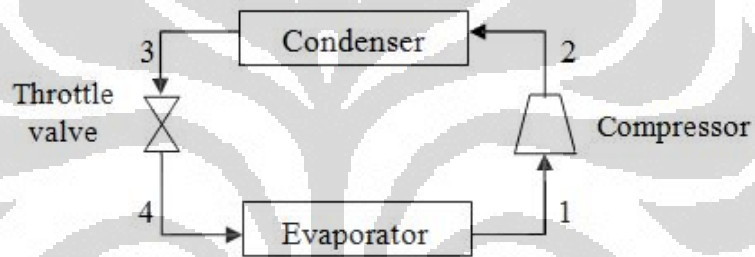
1. Pemodelan Proses PRICO menggunakan perangkat lunak *Simulator Proses*
2. Analisis kepastian (*certainty*) menggunakan perangkat lunak *Random Simulator generator*
3. Sistem pendinginan bekerja dalam kondisi normal dan aliran *refrigerant* dalam kondisi tertutup tanpa adanya *losses*
4. Sistem pendinginan bekerja pada kondisi laju aliran massa *refrigerant* sebesar 500 kg/jam.
5. Perhitungan keuntungan proses hanya ditinjau dari operasional siklus. Tidak memperhitungkan biaya investasi.



## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

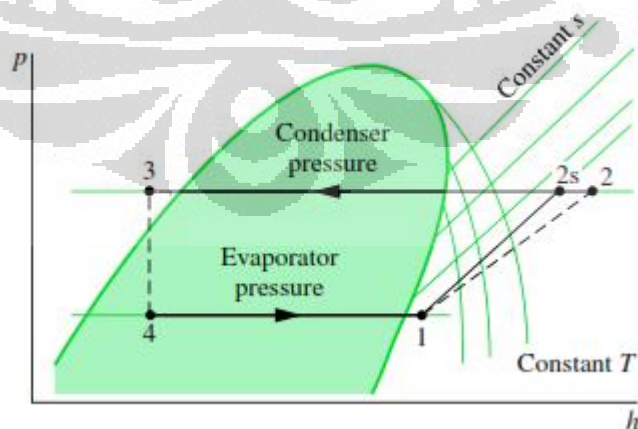
### 2.1 Siklus Pendinginan

Sistem refrigjerasi adalah suatu sistem memindahkan energi termal dari daerah suhu rendah ke daerah suhu yang lebih tinggi. Siklus pendinginan yang paling umum adalah siklus kompresi uap yang digunakan pada peralatan rumah tangga dan pada beberapa sistem pendingin komersial dan industri besar. Siklus kompresi uap terdiri atas empat komponen utama, yaitu : *compressor*, kondensor, katup ekspansi, dan *evaporator* yang secara sederhana dapat dilihat pada gambar 2.1 berikut.



Gambar 2.1. siklus pendinginan kompresi uap

Secara sederhana dapat di gambarkan pada gambar 2.1. Diagram P-h



Gambar 2.2. Diagram P-h siklus pendinginan

- Proses 1-2 : Proses Kompresi Dalam *Compressor*

Pada proses kompresi ideal (1 – 2) dianggap tidak ada perpindahan panas yang terjadi antara *refrigerant* dan sekelilingnya (*Proses Adiabatik*), dianggap juga tidak ada pengaruh gesekan antara *refrigerant* dengan komponen-komponen *compressor*. Proses ini juga disebut dengan proses isentropik, yaitu suatu proses dimana nilai dari entropinya adalah konstan. Proses ini merubah dari kondisi uap jenuh pada tekanan  $P_1$  (*Low Side Pressure*) menjadi uap kering pada tekanan  $P_2$  (*High Side Pressure*).

- Proses 2-3 : Proses pembuangan energi kalor pada kondensor

Pada proses ini dianggap tidak terjadi penurunan tekanan (*Drop Pressure*) sehingga proses disebut isobarik, yaitu suatu proses dimana tekanannya konstan. Proses ini merubah *refrigerant* dari kondisi uap lanjut ke fase cair jenuh, kemudian ke fase cair. Dilakukan dengan jalan mengalirkan udara melalui kondensor, sehingga disini terjadi perpindahan panas antara *refrigerant* dengan udara.

- Proses 3-4 : Proses pada *ekspansion device*

Dalam *ekspansion device* terjadi penurunan tekanan tanpa terjadi perubahan enthalpi dari kondisi cair jenuh (titik 3) menjadi kondisi campuran (titik 4). Dengan turunnya tekanan menyebabkan temperatur *refrigerant* menjadi turun. *Refrigerant* dengan suhu yang sangat dingin ini dialirkan ke *evaporator*.

- Proses 4-1 : Proses pemasukan energi kalor pada *evaporator*

Pada proses ini dianggap tidak terjadi penurunan tekanan seperti halnya pada kondensor, proses ini merubah kondisi *refrigerant* dari kondisi campuran (titik 4) menjadi uap jenuh (titik 1) dengan jalan melewati udara melalui *evaporator*. Disini terjadi perpindahan panas antara *refrigerant* dengan udara. Temperatur *refrigerant* naik sampai menjadi uap jenuh, sedangkan udara keluar *evaporator* menjadi dingin. Udara dingin inilah yang dimanfaatkan sebagai pengkondisian udara atau untuk pendinginan lainnya.

Secara termodinamika prinsip kerja siklus pendingin kompresi uap tersebut dapat dijelaskan sebagai berikut :

Proses : 1 – 2 : Proses kompresi isentropik (Ideal) pada *compressor*

$$\dot{W}_c = \dot{m} (h_2 - h_1) \quad (2.1)$$

Proses : 2 – 3 : Proses pembuangan kalor pada kondensor secara isobarik

$$\dot{Q}_{c1} = \dot{m} (h_2 - h_3) \quad (2.2)$$

Proses : 3 – 4 : Proses pembuangan kalor pada kondensor secara isobarik

$$\dot{Q}_{c2} = \dot{m} (h_3 - h_4)$$

Proses : 4 – 5 : Proses ekspansi pada katup ekspansi secara iso – enthalpi

$$m h_4 = m h_5 \quad (2.3)$$

Proses : 5 – 1 : Proses pemasukan kalor pada *evaporator* secara isobarik

$$\dot{Q}_e = \dot{m} (h_1 - h_5) \quad (2.4)$$

Dengan :

- $\dot{W}_c$  : nilai kerja *compressor*
- $\dot{Q}_c$  : laju aliran massa
- $\dot{m}$  : laju aliran massa
- $h_1$  : entalphi pada *inlet compressor*
- $h_2$  : entalphi pada *outlet compressor*
- $h_3$  : entalphi pada *outlet condensor*
- $h_4$  : entalphi pada *inlet evaporator*

Dengan bantuan diagram P-h, besaran yang penting dalam siklus kompresi uap dapat diketahui. Besaran-besaran ini adalah kerja kompresi, laju pengeluaran kalor, dampak refrijerasi, koefisien prestasi ( COP ), laju aliran massa untuk setiap kilowatt refrijerasi, dan daya per kilowatt *refrigerantt*.

## 2.2. Menentukan Enthalpi *Refrigerant*

*Refrigerant* sebagai fluida kerja dikompresikan dari titik 1 (uap jenuh) hingga mencapai tekanan dan temperatur tertentu (biasanya lebih besar dari tekanan dan temperatur lingkungan). Pada proses kondensasi dalam kondensor (masuk kondensor) harus lebih tinggi dari temperatur coolant yang digunakan. Selanjutnya proses kondensasi berlangsung hingga *refrigerant* menjadi cair jenuh (titik 3 ). Agar *refrigerant* dapat disirkulasikan kembali kedalam *evaporator* maka *refrigerant* cair tersebut harus diturunkan temperaturnya hingga mencapai temperatur kerja *evaporator* (biasanya lebih rendah dari temperatur lingkungan), hal ini harus dipenuhi agar objek / ruangan yang didinginkan dapat melepaskan kalornya secara alamiah menguapkan *refrigerant* di dalam *evaporator* (titik 4) menjadi *refrigerant* uap jenuh (titik 1 ). Selanjutnya proses akan berlangsung secara terus-menerus seperti semula.

Menentukan Massa Total *Refrigerant*:

$$100 \% \text{ mol}_{\text{mix}} = \% \text{ mol}_A + \% \text{ mol}_B + \dots + \% \text{ mol}_n \quad (2.5)$$

Dimana :

$\text{mol}_{\text{mix}}$  = molaritas total *refrigerant* dalam 100%

$\% \text{ mol}$  = molaritas zat dalam persennya

Sehingga perhitungan massa total *refrigerant* :

$$m_{\text{mix}} = ( m_A + m_B + m_C + \dots + m_n ) \quad (2.6)$$

Dimana :

$m_{\text{mix}}$  = massa total *refrigerant*

$m$  = massa zat penyusun *refrigerant*

Menentukan Entalphi (h) *Refrigerant* Pada Temperatur Tertentu Menggunakan Persamaan Interpolasi

$$h_x = [(h_2 - h_1)/(T_2 - T_1)] (T_x - T_1) + h_1 \quad (2.7)$$

Dimana

$h_x$  = nilai entalphi yang ingin diketahui

$h_2$  = nilai entalphi diketahui yang lebih besar

$h_1$  = nilai entalphi diketahui yang lebih kecil

$T_x$  = nilai temperatur yang ingin diketahui

$T_2$  = nilai temperatur diketahui yang lebih besar  
 $T_1$  = nilai temperatur diketahui yang lebih kecil

Menentukan Entalphi *Refrigerant* Campuran

$$h_{\text{mix}} = (m_A \cdot h_A + m_B \cdot h_B + m_C \cdot h_C + \dots + m_n \cdot h_n) / (m_{\text{mix}}) \quad (2.8)$$

Dimana

$h_{\text{mix}}$  = entalphi total *refrigerant*  
 $m_{\text{mix}}$  = massa total *refrigerant*  
 $m$  = massa zat penyusun *refrigerant*  
 $h$  = entalphi zat penyusun *refrigerant*

### 2.3. Efisiensi Isentropis *Compressor* dan *Coeffisien of Performance* (COP)

#### 2.3.1. Efisiensi Isentropik *Compressor*.

Efisiensi isentropis *compressor* merupakan suatu perbandingan antara kerja kompresi secara isentropis konstan dengan kerja kompresi aktual. Setinggi-tingginya efisiensi tidak akan sampai mencapai 100%. Efisiensi isentropis merupakan petunjuk bagi baik buruknya performa dan ekonomi dari sebuah *compressor*.

Efisiensi isentropis *compressor* dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$\eta_{\text{ic}} = \frac{W_{\text{ideal}}}{W_{\text{aktual}}} \quad (2.9)$$

#### 2.3.2. *Coeffisien of Performance* (COP)

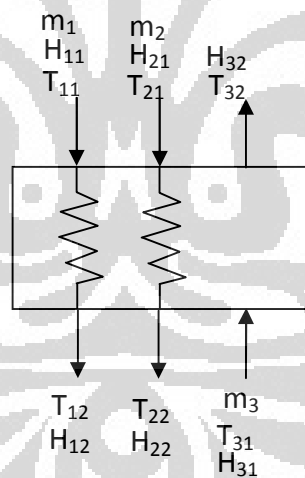
COP digunakan untuk menyatakan efisiensi dari siklus refrijerasi. Pada umumnya, efisiensi mesin kalor selalu lebih kecil dari satu. Dengan kata lain, energi yang dimasukkan ke dalam sistem tidak semuanya dapat diubah menjadi kerja, selalu terjadi kerugian. Berbeda dengan mesin kalor, mesin refrijerasi bekerja sebagai pompa untuk memindahkan kalor. Oleh karena itu, jika kerja yang dilakukan (dalam satuan kalor) untuk menggerakkan *compressor* dibandingkan dengan kapasitas refrijerasi, akan terlihat bahwa kapasitas refrijerasi lebih besar dari besaran yang pertama, maka COP dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$\text{COP} = \frac{\dot{Q}_e}{\dot{W}_c} = \frac{h_1 - h_4}{h_2 - h_1} \quad (2.10)$$

Nilai COP dijadikan tolak ukur dalam penilaian sebuah sistem pendingin. Semakin besar harga COP maka semakin bagus sistem pendingin tersebut.

#### 2.4. Kerja dan Perubahan Temperatur *Multiple Stream Exchanger*

*Multiple stream exchanger* adalah sebuah alat penukar panas yang pada proses pencairan LNG berfungsi sebagai alat untuk mendinginkan dan mencairkan Natural gas ke suhu  $-150^\circ\text{C}$  sampai  $160^\circ\text{C}$ . Natural Gas yang telah melalui proses penghilangan air dan impurities masuk ke bagian warm bundle dari *exchanger* bersama dengan *hot stream refrigerant* yang kemudian akan didinginkan oleh *cold stream*. Proses pendinginan Natural gas dapat dilihat pada gambar 2.3 berikut



Gambar 2.3. *Multi stream exchanger*

Sehingga neraca energi dapat di tuliskan sebagai berikut :

$$m_3(H_{32}-H_{31}) = m_1(H_{11}-H_{12}) + m_2(H_{21}-H_{22}) = m_3 \Delta H_3 \quad (2.11)$$

$$m_1(H_{11}-H_{12}) = U_{13} \Delta A_{13}(T_1 - T_3) = m_1 \Delta H_1 \quad (2.12)$$

$$m_2(H_{21}-H_{22}) = U_{23} \Delta A_{23}(T_2 - T_3) = m_2 \Delta H_2 \quad (2.13)$$

Secara umum heat transfer equipment dapat di analisis menggunakan persamaan

$$Q = UA\Delta T \quad (2.14)$$

Dimana :

$Q$  : *Heat flow rate*

$\Delta T$  : *Temperature difference ( $\Delta T$ ),*

$UA$  : *Proportionality constant*

$UA$  yang diperlukan ditentukan pada analisa termodinamika.  $UA$  dihitung dari *heat exchanger geometry* dan *transport properties* dari fluida. Untuk *heat exchanger* yang terdiri dari dua *stream*, perhitungan parameter yang dibutuhkan dari persamaan untuk memperoleh perkiraan awal cukup sederhana. Pada *Multiple stream exchangers*, persamaan dasar sama dengan *heat exchanger* yang memiliki dua *stream*, namun penentuan nilai untuk parameter-parameter akan jauh lebih kompleks. Sebagai contoh sebuah *Multiple stream exchangers* akan semakin banyak tugas yang berbeda seiring semakin banyak *stream*. Masing-masing *stream* memiliki area yang berbeda, perbedaan temperatur, koefisien heat transfer yang relative terhadap *stream* lainnya.

Metode analisis *Multiple stream heat exchanger* menggunakan *thermodynamic principles and transport properties* bersama dengan persamaan (2.11) untuk mengevaluasi kalayakan dari sebuah *heat exchanger*. Analisa termodinamika dapat memfasilitasi nilai kerja dan perbedaan temperatur yang digunakan untuk menghitung kondisi operasi yang dibutuhkan seperti yang ditunjukkan pada persamaan sebelumnya (2.11).

$$Q/\Delta T = UA_{req} \quad (2.15)$$

Dengan nilai  $\Delta T$  kecil akan menyebabkan nilai  $UA_{req}$  menjadi besar. *Transport properties* digunakan untuk menghitung nilai  $UA_{available}$

$UA_{available} = UA_{req}$  : tidak terdapat *excess area*

**Universitas Indonesia**



$UA_{available} > UA_{req}$  : terdapat *excess area* dan *Heat Exchanger* dapat beroperasi, temperature *outlet* dapat bervariasi

$UA_{available} < UA_{req}$  : area sangat kecil, sehingga *Heat exchanger* kemungkinan tidak dapat beroperasi

Kerja dan perbedaan temperatur dapat di hitung dengan analisa termodinamika.

#### 2.4.1. Kerja *Multiple Stream Exchanger*

Kerja untuk masing-masing *stream* dihitung berdasarkan kapasitas panas dari *stream*, panas laten selama pergantian fasa dan pergantian temperatur dari *stream*. Kerja total untuk *heat exchanger* adalah penjumlahan dari kerja *stream* pemanas atau penjumlahan dari kerja *stream* pendingin. Kerja ditentukan berdasarkan informasi *inlet* dan *outlet* dari *exchanger*, dan bukan merupakan informasi internal. Untuk keseluruhan *exchanger*, kerja adalah total dari *heating* dan *cooling streams*.

#### 2.4.2. Perubahan Temperatur *Multiple Stream Exchanger*

Penentuan perubahan temperature untuk sebuah *Multiple stream exchanger* sedikit lebih kompleks dibandingkan perhitungan kerja. Jika  $T_H$  dan  $T_C$  merupakan fungsi linear dari  $Q$ ,  $\Delta T$  dan LMTD (log mean temperature difference) dapat dihitung dengan persamaan 2.13

$$\Delta T = \frac{Q}{\int \partial Q (T_H - T_C)} \quad (2.16)$$

$$LMTD = \frac{(T_H - T_C) - (T_h - T_c)}{\ln[(T_H - T_C)/(T_h - T_c)]} \quad (2.17)$$

Dimana :

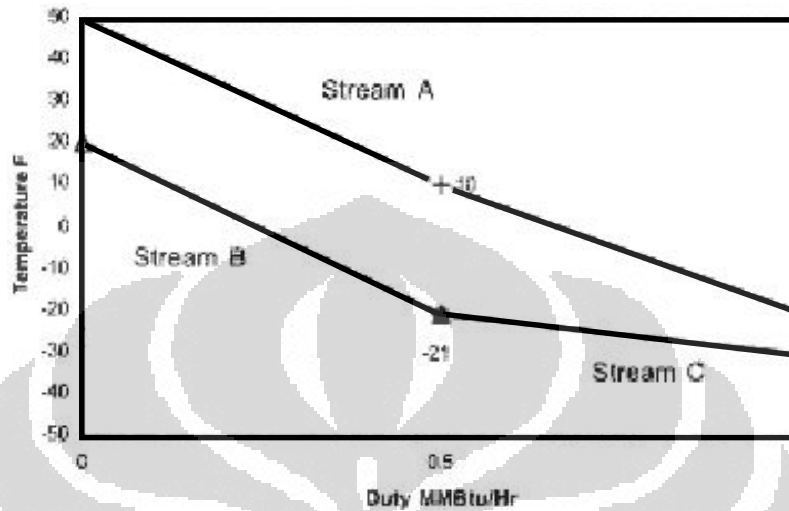
$T_H$  :  $T_{Hot, out}$

$T_h$  :  $T_{Hot, in}$

$T_C$  :  $T_{Cold, in}$

$T_c$  :  $T_{Cold, out}$

Pada *Multiple stream Heat Exchanger* yang terdiri dari *stream A*, *stream B* dan *stream C* yang terlihat pada gambar 2.4, maka perhitungan  $\Delta T$  total dapat dilihat pada persamaan 2.18



Gambar 2.4. Kurva T Vs H *Multi stream Heat Exchanger*

$$\Delta T_{\text{total}} = \Delta T_A = \frac{Q_B}{Q} \Delta T_B + \frac{Q_C}{Q} \Delta T_C \quad (2.18)$$

Dimana :  $\Delta T_A$  = perbedaan temperature pada *stream A*

$\Delta T_B$  = perbedaan temperature pada *stream B*

$\Delta T_C$  = perbedaan temperature pada *stream C*

$Q$  = *Demand Duty total*

$Q_A$  = *Demand Duty stream A*

$Q_B$  = *Demand Duty stream B*

$Q_C$  = *Demand Duty stream C*

## 2.5. Teknologi Pencairan LNG

Teknologi pencairan LNG pada dasarnya adalah proses pendinginan gas Metana (C1) oleh media pendingin (*refrigerant/coolant*) sampai mencapai suhu sekitar  $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$  sehingga fasenya berubah menjadi cair. Beberapa lisensi teknologi pencairan gas yang telah dipatenkan dan dipakai pada kilang base load LNG dipertimbangkan untuk diaplikasikan pada fasilitas LNG terapung, misalnya saja lisensi APCI yang dominan dipakai pada kilang base load, lisensi Cascade dari Conoco phillips, lisensi PRICO *Black and Veatch*, lisensi Linde, dan termasuk juga beberapa lisensi teknologi LNG skala kecil misalnya Criyo, mustang, Hamworthy dan lainnya. Bagi pihak yang merencanakan fasilitas LNG terapung, evaluasi pemilihan teknologi pencairan LNG pada umumnya dilakukan dengan membandingkan unjuk kerja beberapa lisensi yang ditawarkan, misalnya pertimbangan bahwa teknologi tersebut harus merupakan *proven technology*, mampu memberikan efisiensi yang tinggi, dan terpenuhinya faktor keselamatan dan kewanatan (*safety and security*). Sebagai salah satu contoh adalah pemilihan media pendingin yang biasanya menggunakan gas nitrogen, etana, propana, butana, pentana atau ethylene, selain nitrogen media yang lain adalah golongan hidrokarbon yang mudah terbakar, dengan demikian pilihan teknologi yang tepat harus mempertimbangkan pemilihan materi pendingin yang relative paling aman sebagai langkah pencegahan bila terjadinya kebocoran (*leakage*) atau terjadi kebakaran.

Proses pendinginan dan pencairan gas alam dapat dianalogikan seperti proses pendinginan pada peralatan rumah tangga yaitu pada *Air conditioner* dan *refrigerator*, yaitu menggunakan siklus pendinginan kompresi uap. Perbedaan yang mendasar adalah pada skala yang lebih besar dan suhu operasi merupakan suhu cryogenic ( $-150^{\circ}\text{C}$  sampai  $-160^{\circ}\text{C}$ ). Peralatan utama proses pendinginan kompresi uap meliputi *compressor* yang digunakan untuk mensirkulasikan pendingin, valve, dan alat penukar panas untuk mencairkan dan menukar panas antar pendingin.

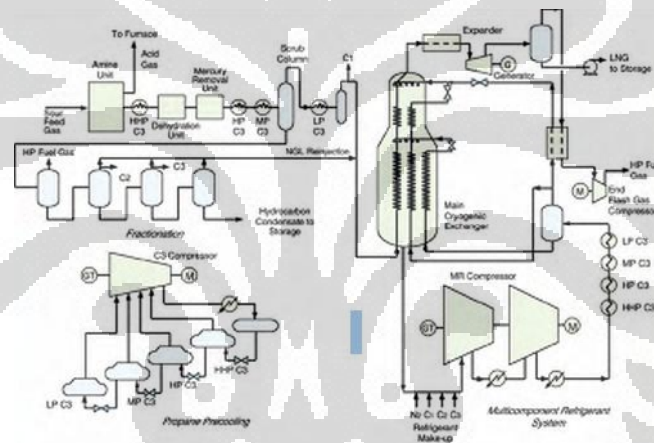
Dalam proses pencairan LNG, terdapat beberapa pilihan teknologi yang dapat digunakan, berikut akan dijelaskan beberapa proses pendinginan dari beberapa pemegang lisensi (*licensors*). Pemilihan teknologi proses dan peralatan

**Universitas Indonesia**

pada sebuah kilang LNG dilakukan berdasarkan pertimbangan Teknis dan Ekonomi.

### 1. Proses APCI *propane pre-cooled mixed refrigerant*

Pada teknologi APCI pada gambar 1.2 terdapat dua siklus pendinginan. Siklus pra pendinginan menggunakan komponen murni propana. Siklus pencairan yang menggunakan pendingin campuran (*mixed refrigerant*) yang terdiri dari nitrogen, metana, etana, dan propana. Siklus proses pra-pendinginan menggunakan propana pada tiga atau empat tingkat tekanan dan dalam mendinginkan gas proses ke temperatur  $-40^{\circ}\text{C}$ . Propana juga digunakan untuk mendinginkan dan mencairkan secara parsial pendingin campuran (*mixed refrigerant*). Pendinginan dicapai dengan alat penukar panas tipe *kettle*.

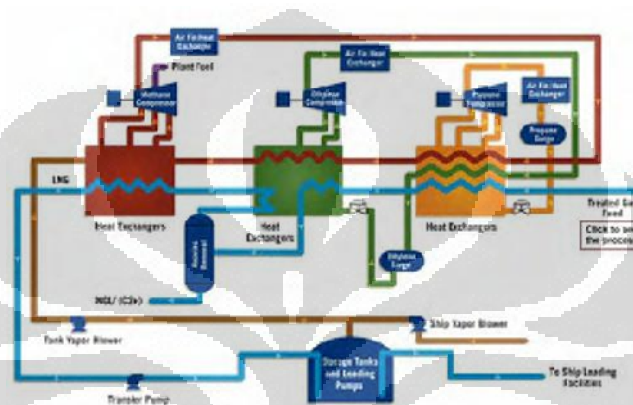


Gambar 2.5. Proses APCI *Propane Pre-Cooled Mixed Refrigerant*  
(Hydrocarbon Engineering, February 2004, Dr. Tariq Sukri, Foster Wheeler, UK)

Pada siklus pendingin campuran (*mixed refrigerant/MR*), pendingin yang dicairkan secara parsial dipisahkan menjadi aliran uap dan cairan yang digunakan untuk mencairkan dan mebsub-dinginkan aliran proses dari sekitar  $-35^{\circ}\text{C}$  menjadi suhu sekitar  $-150^{\circ}\text{C}$  sampai  $-160^{\circ}\text{C}$ . Proses ini dilakukan di alat penukar panas yang disebut *main cryogenic heat exchanger* (MCHE). Kemudian keluar dari atas MCHE pada tekanan yang tinggi. Kemudian aliran LNG tersebut didepresurisasi dengan cara seperti *staged end-flashes*, *liquid expander*, dan sebagainya. Dengan menggunakan proses ini, kapasitas pengolahan per *train* bisa mencapai 4,7 mtpa.

## 2. Proses bertingkat teroptimalisasi (*optimised cascade process*) Conoco Phillips

Pendinginan dan pencairan pada proses bertingkat pada gambar 1.3 dicapai dengan menggunakan 3 pendingin murni yaitu propana, ethylene, dan metana. Pada siklus pendinginan propana, gas didinginkan hingga  $-40^{\circ}\text{C}$ . Sistem pendinginan propana juga mendinginkan pendingin ethylene dan mendinginkan pendingin metana.

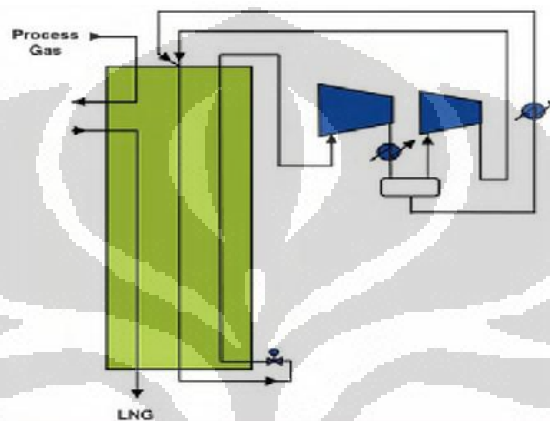


Gambar 2.6. Proses Bertingkat Teroptimalisasi Conoco Phillips (<http://www.conocophillips.com>)

Gas kemudian memasuki sistem pendinginan *ethylene* di mana gas tersebut didinginkan hingga mencapai suhu  $-90^{\circ}\text{C}$ . Pendingin ethylene juga mengembunkan pendingin metana. Gas yang masuk tersebut akhirnya didinginkan dengan pendingin metana untuk menghasilkan LNG. Sistem pendinginan metana adalah siklus terbuka yaitu aliran pendingin metana diambil dari gas yang dicairkan. Hal ini memungkinkan memungkinkan gas *boil off* untuk dimasukkan kembali ke proses pencairan tanpa diperlukan *compressor gas boil off* yang berukuran besar. Kapasitas *train* dengan proses bertingkat ini telah mencapai 3,3 mtpa, dengan kapasitas *train* sebesar 5,4 mtpa sedang dalam pembangunan.

### 3. Proses pendingin campuran tunggal teknologi proses PRICO

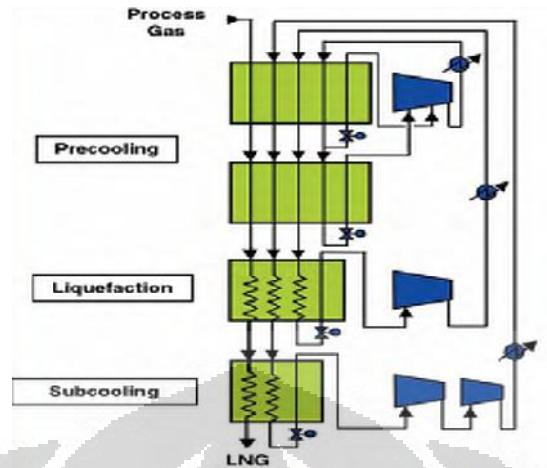
Proses pada gambar 1.4 adalah proses pendingin campuran tunggal (*single mixed refrigerant process*). Pendingin campuran tersebut terdiri dari nitrogen, metana, etana, propana, dan isopentana. Pendinginan dan pencairan dilakukan dengan berbagai tingkat tekanan pada *plate fin heat exchanger* pada kotak dingin. Pendingin dikompres dan disirkulasi menggunakan *train* kompresi tunggal. Kapasitas *train*-nya mencapai 1,3 mtpa



Gambar 2.7. Proses PRICO  
(Hydrocarbon Engineering, February 2004, Dr. Tariq Sukri, Foster Wheeler, UK)

### 4. Proses bertingkat fluida campuran (*mixed fluid cascade process / MFCCP*)

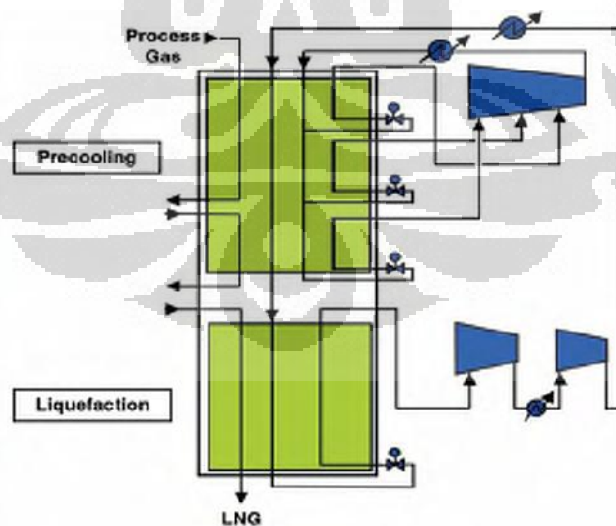
Proses pada gambar 1.5 memiliki tiga pendingin campuran digunakan untuk melakukan pendinginan dan pencairan. Pra-pendinginan dilakukan pada *plate fin heat exchanger* (PFHE) dengan pendingin campuran pertama, dan pencairan dan sub-pendinginan dilakukan di *spiral wound heat exchanger* (SWHE) dengan dua pendingin lainnya. SWHE ini dibuat oleh Linde, dan bisa juga digunakan untuk tahap pra-pendinginan. Penukar panas tersebut bisa juga digunakan untuk tahap pra-pendinginan. Pendingin yang digunakan terdiri dari metana, etana, propana, dan nitrogen. SWHE sendiri biasanya dipasang dengan proses pencairan lainnya, pada proyek baru atau ekspansi atau sebagai pengganti dari penukar panas kriogenik yang lama. Kapasitas *train* proses ini bisa mencapai 4 MTPA.



Gambar 2.8. Proses Bertingkat Fluida Campuran Statoil/Linde  
(Hydrocarbon Engineering, February 2004, Dr. Tariq Sukri, Foster Wheeler, UK)

#### 5. Proses Axens Liquefin™

Proses pada gambar 1.6 adalah proses yang menggunakan dua pendingin campuran. Semua pendinginan dan pencairan dilakukan di *plate fin heat exchanger* (PFHE) yang tersusun pada kotak dingin. Pendingin campuran yang digunakan terdiri dari metana, etana, propana, butana, dan nitrogen. Pendingin campuran pertama digunakan pada tiga tingkat tekanan



Gambar 2.9. Proses Axens Liquefin  
(Hydrocarbon Engineering, February 2004, Dr. Tariq Sukri, Foster Wheeler, UK)

Untuk mempra-pendinginkan gas proses dan mempra pendinginkan dan mencairkan pendingin campuran kedua. Pendingin campuran kedua digunakan untuk mencairkan dan mensubdinginkan gas proses. Mendinginkan pendingin campuran untuk tahap pra-pendinginan memungkinkan untuk mencapai suhu yang lebih rendah dibanding komposisi pendingin. Kapasitas *train based load* mencapai 6 mtpa sedang direncanakan untuk dikembangkan.

#### 6. Proses pendingin campuran ganda (*double mixed refrigerant*) Shell

Konfigurasi proses ini mirip dengan proses pendingin campuran pra-pendinginan propana, dengan pra-pendinginan dilakukan oleh pendingin campuran (yang sebagian besar terdiri dari etana dan propana). Perbedaan lainnya adalah bahwa pra-pendinginan dilakukan pada *spiral wound heat exchanger* (SWHE), bukan pada tipe *kettle*. SWHE yang digunakan untuk pra-pendinginan dan pencairan untuk proses ini dipasok oleh Linde

Pemilihan teknologi proses dan peralatan adalah berdasarkan pertimbangan teknis dan ekonomi. Pertimbangan teknis antara lain pengalaman terhadap penggunaan proses dan peralatan, efisiensi proses, kondisi lapangan, serta dampak lingkungan. Pertimbangan ekonomi antara lain biaya capital dan biaya operasi proses. Semua aspek ini harus dievaluasi untuk mendapatkan pilihan yang optimal.

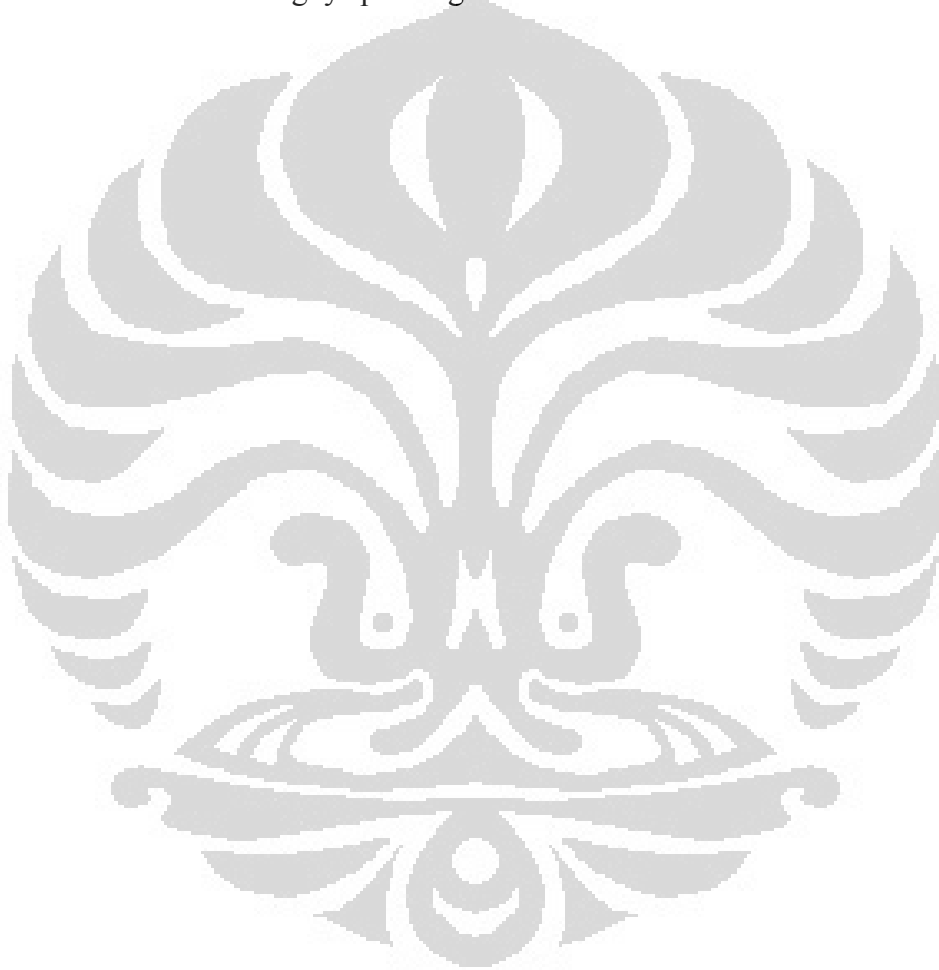
Resiko teknis proses berkaitan dengan probabilitas yang secara umum telah digunakan dalam manajemen risiko, antara lain faktor korosi, faktor kondisi operasi, faktor gangguan pihak III, dan faktor catatan historis peralatan yang digunakan. Faktor-faktor tersebut akan berpengaruh langsung terhadap konsekuensi risiko yaitu terhadap keselamatan (*safety*), lingkungan (*environment*), keuangan (*financial*), dan reputasi pabrik (*reputation*).

Kondisi suatu lapangan mungkin bisa lebih cocok dengan suatu proses dibanding proses lainnya. Contohnya, dengan suhu lingkungan yang sangat dingin proses multi pendingin campuran bisa menjadi pilihan optimal. Kebutuhan proses dan konfigurasi juga mempengaruhi pilihan. Adanya



kebutuhan untuk menghasilkan LNG yang lebih tinggi mungkin cocok dengan proses dengan suhu pra-pendinginan yang lebih rendah.

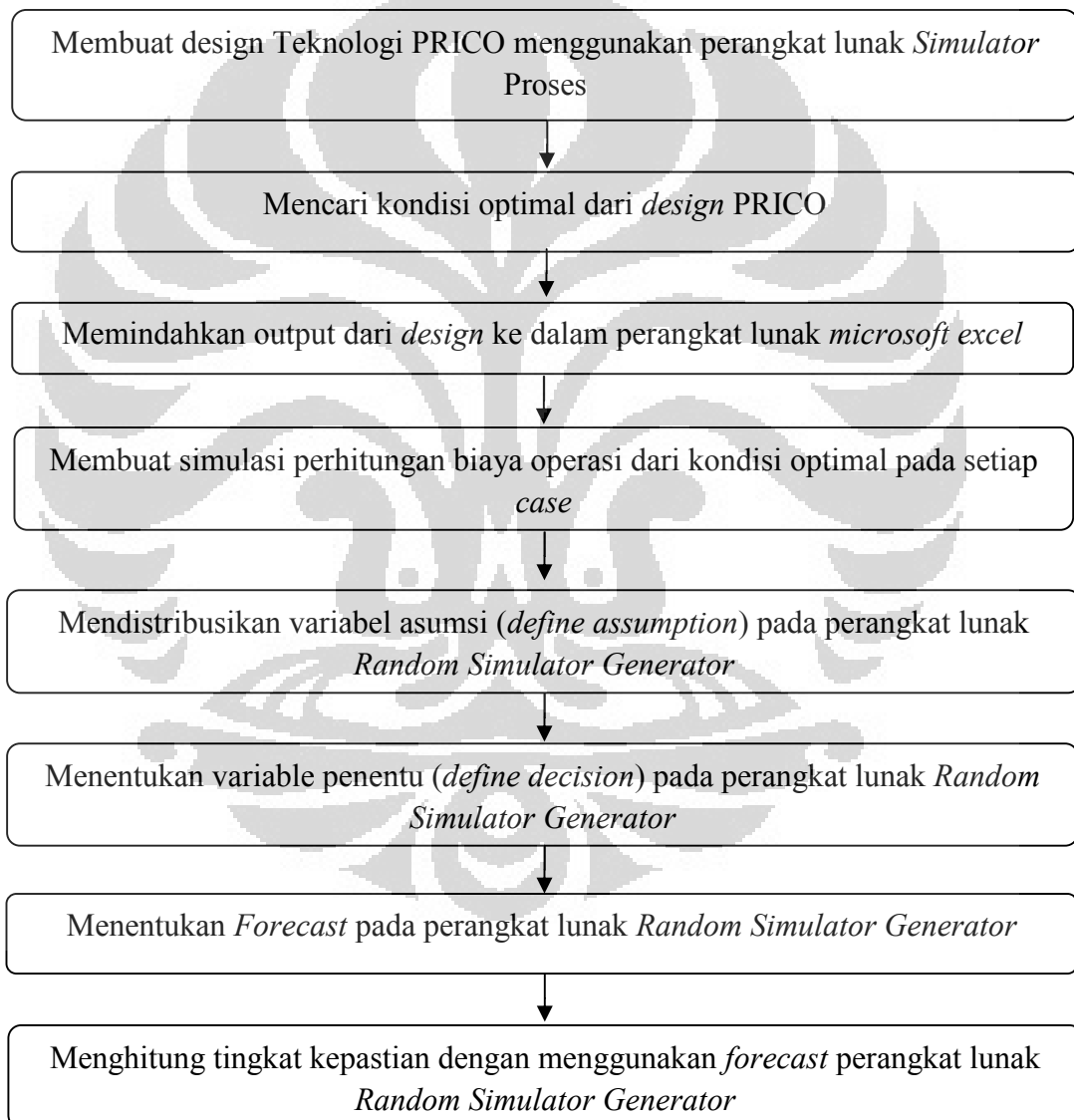
Kisaran gas umpan yang lebar juga membutuhkan adaptabilitas proses yang lebih baik dan mungkin membutuhkan proses pendingin campuran dengan fleksibilitas tambahan untuk mengubah komposisi pendingin yang berubah. Pendingin yang terbuat dari komponen yang diproduksi dari proses (pada unit fraksinasi) akan mengurangi kebutuhan untuk pasokan eksternal untuk memasok kembali hilangnya pendingin.



## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

### 3.1. Diagram Alir Penelitian

Penelitian ini terdiri secara umum atas dua bagian yaitu simulasi proses dengan perangkat lunak *Simulator Proses* dan *certainty* menggunakan perangkat lunak *Random Simulator Generator*. Diagram alir penelitian ini ditampilkan dalam gambar 3.1.



Gambar 3.1. Diagram alir Penelitian

### 3.2. Perangkat Lunak Penelitian

Peralatan yang digunakan pada penelitian ini adalah :

1. Perangkat lunak *Simulator* Proses
2. Perangkat lunak *Random Simulator Generator*
3. Perangkat lunak *Microsoft excel*

### 3.3 Variabel penelitian

Dalam penelitian ini terdapat beberapa variabel tetap, yaitu :

1. Komposisi *Refrigerant*
2. Komposisi *natural gas*
3. Temperatur masuk MHE *natural gas*
4. Tekanan masuk MHE *natural gas*
6. Temperatur masuk MHE Hot *Refrigerant*
7. Tekanan masuk MHE Hot *Refrigerant*
8. Pressure rasio Kompresor *Refrigerant*

Sedangkan variabel berubah adalah :

1. Temperatur keluar *Natural gas* pada MHE
2. Temperatur keluar *Refrigerant* pada MHE

Sehingga optimasi dari kompresor dapat dilihat dari :

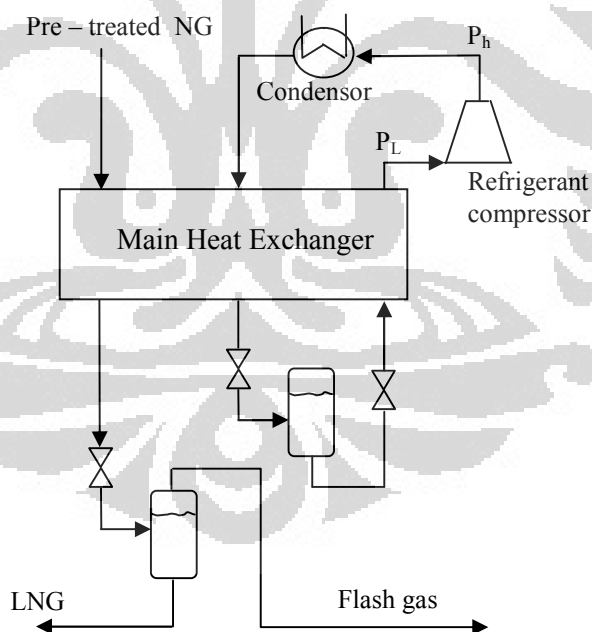
1. *Mass Flow Natural gas*
2. *Power compressor*
3. *Power Sea Water Pump*
4. *Power Expander*
5. Biaya Operasi siklus

### 3.4. Pemodelan

#### 3.4.1. Proses PRICO

Proses PRICO (*Poly Refrigerant Integrated Cycle Operations*) adalah sebuah siklus *single mixed refrigeration* yang menggunakan satu main heat exchanger (MHE) untuk mendinginkan gas alam. Secara garis besar terdiri dari dua bagian yaitu pendinginan gas alam dan siklus pendingin.

Kondisi inlet gas alam tergantung pada tekanan dan temperatur masuk dari proses sebelumnya. Pada MHE gas alam didinginkan dan dicairkan dengan menggunakan *mix component Refrigerant* (MCR). Setelah itu gas alam di ekspansikan dimana tekanan di turunkan ke tekanan atmosferik yang mana mengakibatkan temperatur sedikit turun. Di dalam *flash drum*, gas alam cair (LNG) dipisahkan dari fasa uapnya yang akan digunakan sebagai *fuel gas*. Hasil bawah dari *flash drum* merupakan LNG yang akan di kirim ke *storage* untuk distribusi lebih lanjut. Secara sederhana dapat digambarkan pada gambar 3.2 di bawah ini.



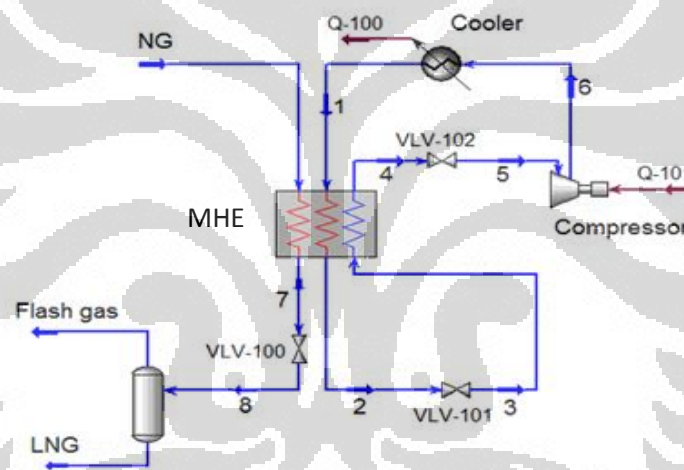
Gambar 3.2. Proses PRICO

Setelah di kompresi kembali ke tekanan tinggi ( $P_h$ ) *Refrigerant* di alirkan ke cooler dimana akan didinginkan dan di kondensasikan secara parsial. Didalam

MHE, *Refrigerant* kemudian di sub-cooled pada temperatur yang sama dengan temperatur gas alam. Setelah itu *Refrigerant* di ekspansikan ke tekanan rendah ( $P_L$ ) sampai didapatkan temperatur pendinginan yang di butuhkan. *Refrigerant* masuk ke MHE yang akan dipanaskan dengan dua *warm streams*. *Refrigerant* kemudian direkompresi sesuai siklus.

### 3.4.2. Pemodelan *Simulator* Proses

Setelah melakukan analisis termodinamika pencairan gas, langkah selanjutnya adalah membangun model *Simulator* proses untuk teknologi PRICO. Pemodelan *Simulator* proses untuk proses PRICO dapat dilihat gambar dibawah ini



Gambar 3.3. pemodelan *Simulator* Proses pada Proses PRICO

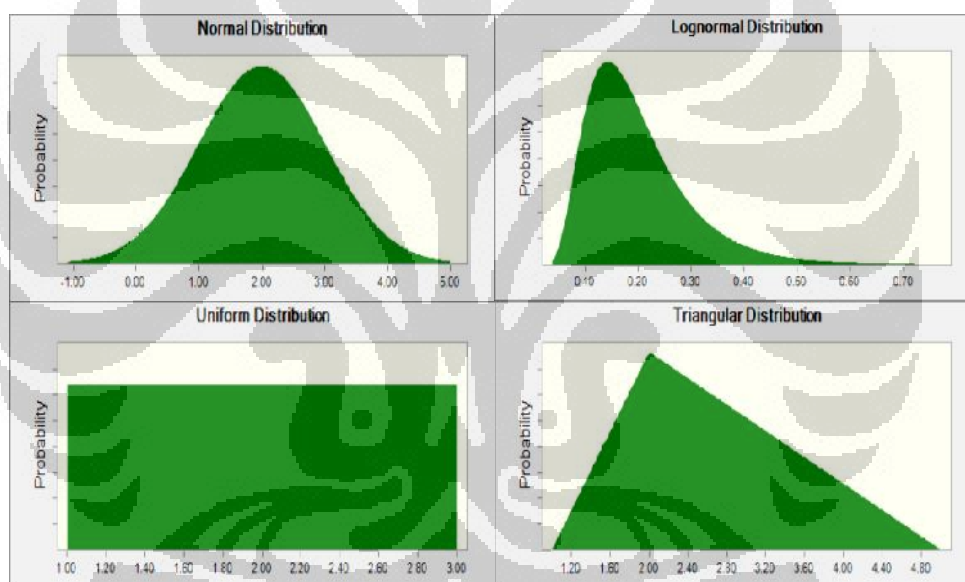
SW Cooler dimodelkan sebagai cooler dengan asumsi tidak ada kehilangan panas. Main Heat Exchanger (MHE) dimodelkan sebagai *adiabatic multiple stream heat exchanger*. Perhitungan menggunakan persamaan Peng Robinson (PR)

### 3.4.3. Pemodelan *Random Simulator Generator*

Perangkat lunak *Random Simulator generator* adalah sebuah perangkat lunak yang menggunakan metode Monte Carlo untuk menghasilkan output berupa tingkat kepastian (*certainty*). Metode Monte Carlo adalah sebuah metode yang menggunakan distribusi probabilitas untuk menghasilkan output berdasarkan variabel input acak yang merupakan fungsi dari distribusi probabilitas tersebut.

Probabilitas suatu kejadian adalah angka yang menunjukkan kemungkinan terjadinya suatu kejadian. Nilainya tergantung pada asumsi atau kesepakatan yang digunakan.

Gambar 3.4 berikut menunjukkan pendistribusian probabilitas sebagai variabel berubah dalam pemodelan *Random Simulator generator*.



Gambar 3.4. Distribusi probabilitas *Random Simulator generator*

Pada gambar 3.4 *normal distribution* merupakan distribusi probabilitas untuk variabel yang memiliki satu nilai yang diasumsikan terjadi deviasi baik ke sumbu positif maupun ke sumbu *negative*. Sedangkan *lognormal distribution* merupakan distribusi probabilitas untuk variabel yang mempunyai asumsi sama dengan *normal distribution* tetapi nilai data nya merupakan nilai yang mendekati angka minimal. *Uniform distribution* adalah distribusi probabilitas untuk variabel yang memiliki nilai minimal dan nilai maksimal, sehingga asumsi ini merupakan rentang antara kedua nilai tersebut. *Triangular distribution* adalah distribusi

probabilitas untuk variabel yang memiliki nilai minimal, nilai maksimal, dan nilai yang paling sering muncul. Nilai yang paling sering muncul merupakan nilai yang terletak di antara nilai minimal dan nilai maksimal dari variabel tersebut.

Untuk melakukan simulasi analisis kepastian (*certainty*) pada perangkat lunak *Random Simulator generator*, langkah-langkah yang harus dilakukan adalah sebagai berikut:

1. Membuat *spreadsheet* model simulasi yang akan di bangun.
2. Mendistribusikan probabilitas dengan cara menentukan asumsi untuk setiap variabel berubah sebagai *define assumption*.
3. Mendistribusikan variabel tetap sebagai *define decision*.
4. Menentukan *forecast cells* yang merupakan *output variabel*
5. Menginterpretasi hasil.

Setelah mendistribusikan variabel berubah sebagai *define assumption*, langkah selanjutnya adalah melakukan pendistribusian dari variabel tetap sebagai *define decision*. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada gambar 3.5

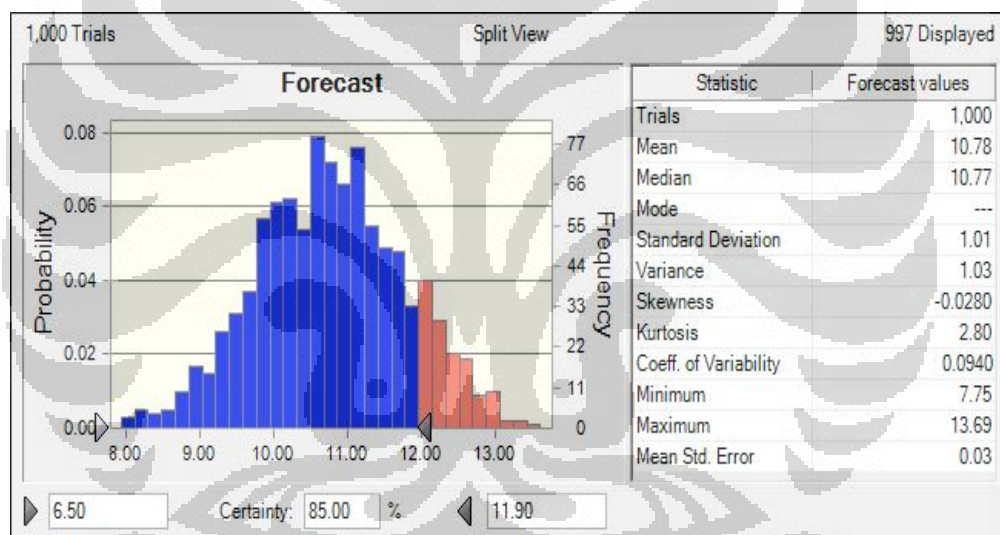
Assumption	Decision	Forecast
		17 (US\$/MMBTU)
		4.11 (US\$/MMBTU)
Natural Gas	High	42,800,000
LNG	High	38,330,000
Heating Value	High	1,780,000
LNG Energy	High	6,970,000
Flash Gas	High	4,300,000
Heating Value	High	1,850,000
Total Energy	High	7,410,000
Keuntungan Kotor	High	11,381,000
Compressor Power	High	71,427,000
SW Cooler Power	High	0,124,000
Profit	High	110,659,000
		240,300,000
		0,381,000
		6,92,000
		9,583,000
		481,355,000
		180,351,000
		11,631,000
		11,843,000
		11,204,000
		11,375,000
		11,258,000
		11,280,000
		11,801,000
		11,631,000

Pada gambar 3.5, warna hijau adalah variabel yang didistribusikan sebagai *define assumption*, warna kuning adalah variabel yang didistribusikan sebagai *define decision*.

*define decision* dan warna biru muda adalah output yang dihasilkan dan didistribusikan sebagai *forecast*.

Analisis kepastian (*certainty*) merupakan suatu analisis tingkat kebenaran atau tingkat kepercayaan dari hasil yang didapat dalam suatu permasalahan. Dalam pemodelan *Random Simulator generator*, analisis kepastian dapat berfungsi sebagai tingkat kepercayaan dari hasil yang ingin di tunjukkan dari suatu perhitungan simulasi. Semakin tinggi angka kepastian, maka semakin tinggi tingkat kepercayaan yang dapat di berikan dari suatu hasil simulasi.

Untuk Menganalisis tingkat kepastian (*certainty*) dari simulasi dapat dilakukan dengan melihat nilai *certainty* sesuai dengan hasil yang diperoleh, pada gambar 3.6 menunjukkan analisis nilai kepastian (*certainty*) dari perhitungan perangkat lunak *Random Simulator generator*.



Gambar 3.6. Analisis kepastian (*certainty*)

Pada gambar 3.6 , Hasil simulasi menunjukkan sebaran nilai antara 7.75 sampai 13.69 dan pada nilai 11.90 tingkat kepastian (*certainty*) yang diperoleh adalah 85 %.



## BAB IV PEMBAHASAN

### 4.1. Design Proses PRICO

Pada bagian ini akan di simulasikan proses pencairan LNG pada proses PRICO menggunakan perangkat lunak *Simulator Proses*, dalam pemodelan PRICO ini variabel tetap ditentukan berupa :

1. Komposisi *refrigerant*
2. Komposisi *natural gas*

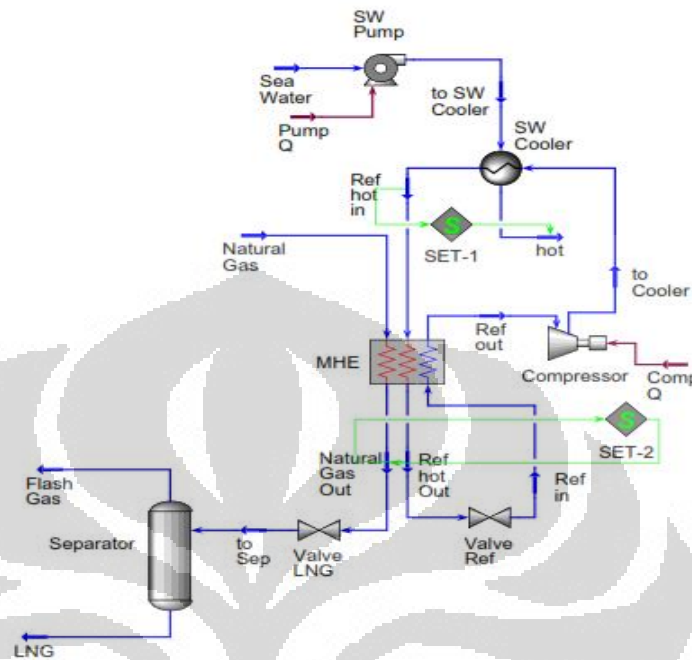
Tabel 4.1. Komposisi Umpan

<b>Komponen</b>	<b><i>Natural gas</i></b>	<b><i>Refrigerant</i></b>
<i>Comp Mole Frac (Methane)</i>	0.897	0.15
<i>Comp Mole Frac (Ethane)</i>	0.055	0.25
<i>Comp Mole Frac (Propane)</i>	0.018	0.54
<i>Comp Mole Frac (i-Butane)</i>	0.001	0
<i>Comp Mole Frac (n-Butane)</i>	0.028	0
<i>Comp Mole Frac (i-Pentane)</i>	0	0
<i>Comp Mole Frac (n-Pentane)</i>	0	0
<i>Comp Mole Frac (Nitrogen)</i>	0.001	0.06
<i>Comp Mole Frac (H2O)</i>	0	0

3. Temperatur masuk MHE *natural gas* sebesar sebesar 30°C
4. Tekanan masuk MHE *natural gas* sebesar sebesar 40 bar
6. Temperatur masuk MHE *Hot Refrigerant* sebesar 30°C
7. Tekanan masuk MHE *Hot Refrigerant* sebesar 22 bar
8. Pressure rasio *compressor Refrigerant* sebesar 5.5

#### 4.1.1. Desain proses PRICO pada Aspen Hysys.

Desain proses PRICO pada *Simulator* Proses dapat dilihat pada gambar 4.1 berikut:

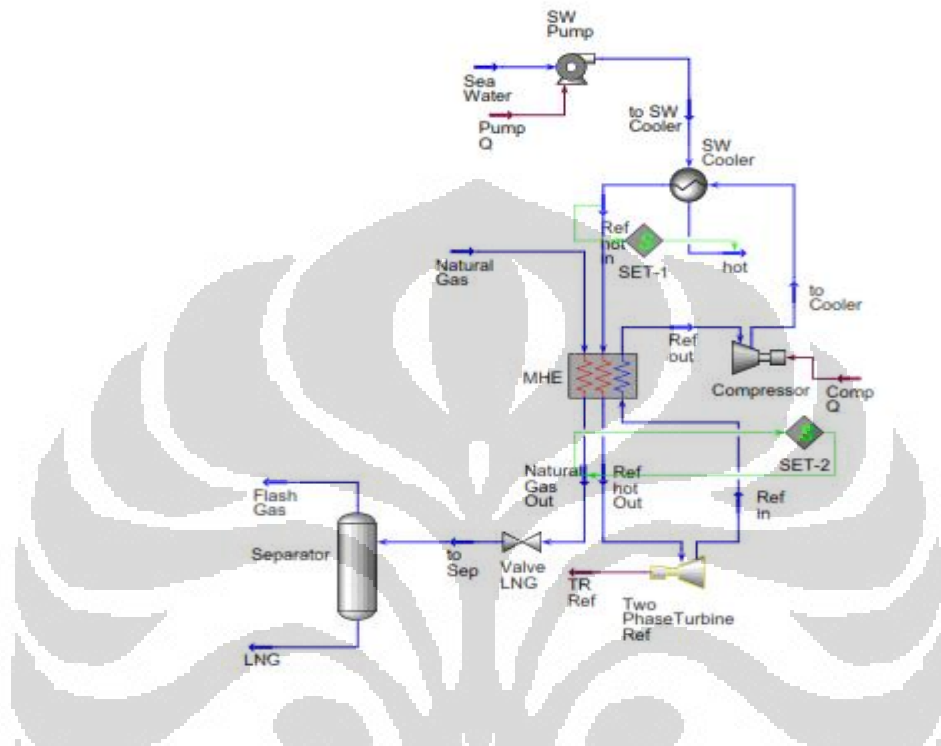


Gambar 4.1. Proses PRICO Base Case

Terdiri dari *Main Heat Exchanger* (MHE) sebagai alat penukar panas untuk mencairkan Gas Alam, *compressor* yang berfungsi untuk mengalirkan *refrigerant* sesuai siklus kompresi uap, *sea water cooler* yang berfungsi sebagai pendingin gas alam setelah dikompresi yang menggunakan air laut sebagai pendingin, *sea water pump* yang berfungsi untuk mengalirkan air laut yang diperlukan oleh *sea water cooler*, dua buah valve yaitu valve *refrigerant* yang berfungsi untuk mengekspansikan *refrigerant* dan valve LNG yang berfungsi untuk mengekspansikan *natural gas* setelah keluar dari MHE dan *separator* yang berfungsi memisahkan antara LNG dengan *Flash Gas*.

#### 4.1.2. Design proses PRICO dengan menggunakan *Refrigerant Two Phase Turbine*.

Design proses PRICO dengan menggunakan *Two Phase Turbine refrigerant* dapat dilihat pada gambar 4.2 berikut:



Gambar 4.2. Proses PRICO menggunakan *refrigerant Two Phase Turbine*

Terdiri dari *Main Heat Exchanger (MHE)* sebagai alat penukar panas untuk mencairkan Gas Alam, *compressor* yang berfungsi untuk mengalirkan *refrigerant* sesuai siklus kompresi uap, *sea water cooler* yang berfungsi sebagai pendingin gas alam setelah dikompresi yang menggunakan air laut sebagai pendingin, *sea water pump* yang berfungsi untuk mengalirkan air laut yang diperlukan oleh *sea water cooler*.

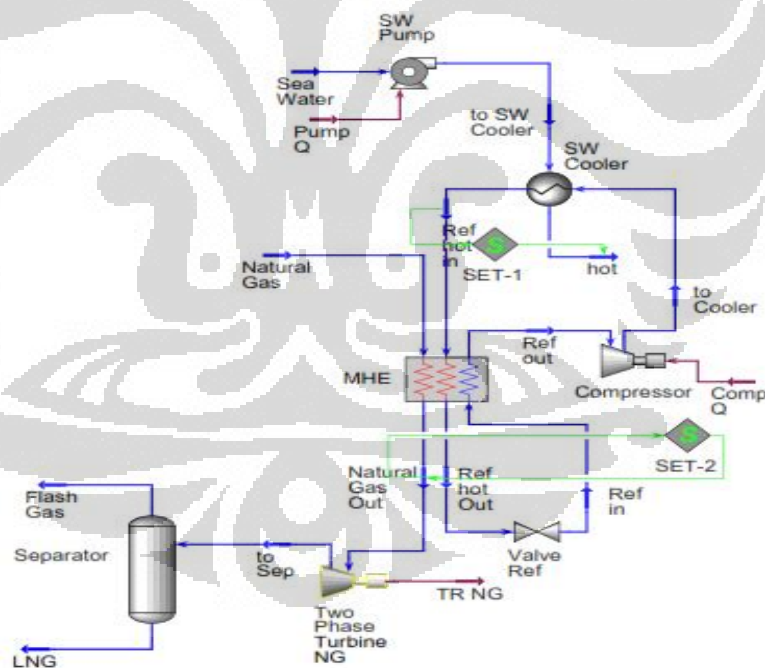
*Two phase Turbine (Liquid and Gas)* yang berfungsi untuk mengekspansikan *refrigerant*. Dalam pemodelan menggunakan *Two phase Turbine* ini, dikarenakan *Simulator* proses belum menyediakan pemodelan untuk peralatan *Two phase Turbine*, maka *Two phase Turbine*

dimodelakan sebagai *Expander* biasa. Desain dan material dari *Two phase Turbine* memiliki kesamaan dengan *single phase turbine* atau *Expander*, kecuali *generator* yang diletakkan dibagian bawah mesin, dengan *hydraulics section (runners and exducer)* diletakkan di atas. Desain inilah yang mengizinkan liquid menjadi menjadi bagian dari umpan masuk pada *Two phase Turbine*.

LNG *valve* yang berfungsi untuk mengekspansikan *natural gas* setelah keluar dari MHE dan *separator* yang berfungsi memisahkan antara LNG dengan *Flash Gas*.

#### 4.1.3. Design proses PRICO dengan menggunakan *Natural Gas Two Phase Turbine refrigerant*.

Design proses PRICO dengan menggunakan *Natural Gas Two Phase Turbine* dapat dilihat pada gambar 4.3 berikut:

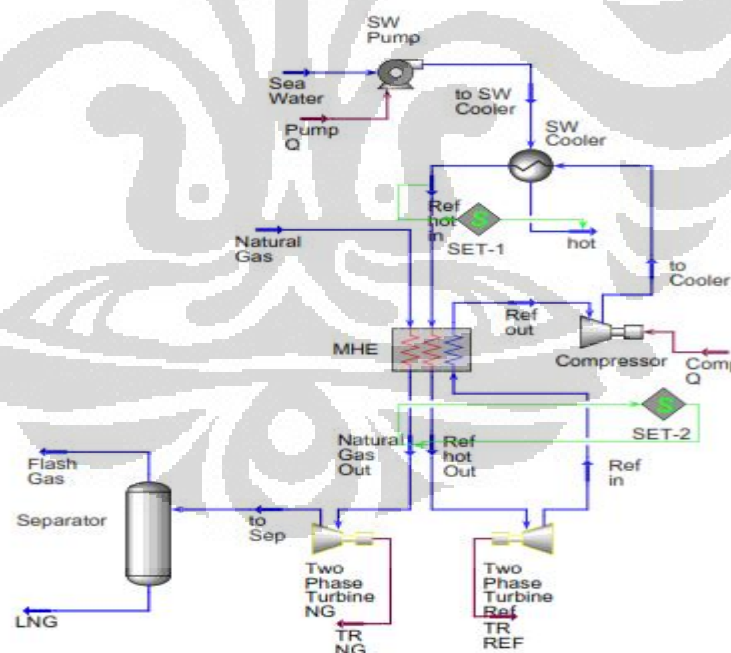


Gambar 4.3. Proses PRICO menggunakan *Natural Gas refrigerant Two Phase Turbine*

Terdiri dari *Main Heat Exchanger (MHE)* sebagai alat penukar panas untuk mencairkan Gas Alam, *compressor* yang berfungsi untuk mengalirkan *refrigerant* sesuai siklus kompresi uap, *sea water cooler* yang berfungsi sebagai pendingin gas alam setelah dikompresi yang menggunakan air laut sebagai pendingin, *sea water pump* yang berfungsi untuk mengalirkan air laut yang diperlukan oleh *sea water cooler*, *valve refrigerant* yang berfungsi untuk mengekspansikan *refrigerant*, *Two phase Turbine* yang berfungsi untuk mengekspansikan *natural gas* setelah keluar dari MHE dan *separator* yang berfungsi memisahkan antara LNG dengan *Flash Gas*.

#### 4.1.4. Design proses PRICO dengan menggunakan *Natural gas Two Phase Turbine* dan *Refrigerant Two Phase Turbine*.

Design proses PRICO dengan menggunakan *Natural gas Two Phase Turbine refrigerant* dan *Refrigerant liquid Expander* dapat dilihat pada gambar 4.3 berikut:



Gambar 4.4. Proses PRICO menggunakan *refrigerant Two Phase Turbine* dan *NG Two Phase Turbine*

Terdiri dari *Main Heat Exchanger* sebagai alat penukar panas untuk mencairkan Gas Alam, *compressor* yang berfungsi untuk mengalirkan *refrigerant* sesuai siklus kompresi uap, *sea water cooler* yang berfungsi sebagai pendingin gas alam setelah dikompresi yang menggunakan air laut sebagai pendingin, *sea water pump* yang berfungsi untuk mengalirkan air laut yang diperlukan oleh *sea water cooler*, *Two phase Turbine* yang berfungsi untuk mengekspansikan *refrigerant* dan mengekspansikan *natural gas* setelah keluar dari MHE dan *separator* yang berfungsi memisahkan antara LNG dengan *Flash Gas*.



## 4.2. Hasil Simulasi

### 4.2.1. Design PRICO Base Case

Untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 10°C, hasil simulasi sebagai berikut:

#### 4.2.1.A. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 10°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 10°C dapat dilihat pada tabel 4.3 berikut:

Tabel 4.3 Hasil simulasi pada Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 10°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	38.125	38.125	37.534	37.246	36.965	36.689	36.418
<b>LNG</b>	kg/s	34.090	34.551	34.467	34.651	34.831	35.008	35.183
<i>Flash Gas</i>	kg/s	4.035	3.574	3.066	2.596	2.134	1.681	1.235
<b>Compressor Power</b>	MW	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107

#### 4.2.1.B. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 12°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 12°C dapat dilihat pada tabel 4.4 berikut:

Tabel 4.4 Hasil simulasi pada Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 12°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	38.125	40.003	39.693	39.389	39.092	38.800	38.513
<b>LNG</b>	kg/s	34.090	36.253	36.450	36.644	36.835	37.022	37.207
<i>Flash Gas</i>	kg/s	4.035	3.750	3.243	2.745	2.257	1.778	1.306
<b>Compressor Power</b>	MW	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110

Universitas Indonesia

#### 4.2.1.C. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 14°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 14°C dapat dilihat pada tabel 4.5 berikut:

Tabel 4.5 Hasil simulasi pada Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 14°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	42.521	42.188	41.861	41.541	41.227	40.919	40.617
<b>LNG</b>	kg/s	38.021	38.233	38.441	38.646	38.847	39.044	39.239
<i>Flash Gas</i>	kg/s	4.500	3.955	3.420	2.895	2.380	1.875	1.378
<b>Compressor Power</b>	MW	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112

#### 4.2.2. Design PRICO menggunakan *refrigerant Two Phase Turbine (Case 2)*

Untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 10°C, hasil simulasi sebagai berikut:

##### 4.2.2.A. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 10°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 10°C dapat dilihat pada tabel 4.6 berikut:

Tabel 4.5 Hasil simulasi *case 2* Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 10°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	39.651	39.651	38.957	38.623	38.298	37.984	37.677
<b>LNG</b>	kg/s	35.455	35.935	35.774	35.931	36.087	36.244	36.399
<i>Flash Gas</i>	kg/s	4.197	3.717	3.183	2.692	2.211	1.740	1.278
<b>Compressor Power</b>	MW	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107



#### 4.2.2.B. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 12°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 12°C dapat dilihat pada tabel 4.7 berikut:

Tabel 4.7 Hasil simulasi *case 2* Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 12°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<b>Natural gas</b>	kg/s	41.845	41.476	41.116	40.766	40.425	40.095	39.772
<b>LNG</b>	kg/s	37.416	37.588	37.757	37.925	38.091	38.258	38.423
<b>Flash Gas</b>	kg/s	4.429	3.888	3.359	2.841	2.334	1.837	1.349
<b>Compressor Power</b>	MW	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110

#### 4.2.2.C. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 14°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 14°C dapat dilihat pada tabel 4.8 berikut:

Tabel 4.8 Hasil simulasi *case 2* Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 14°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<b>Natural gas</b>	kg/s	44.047	43.661	43.284	42.917	42.560	42.214	41.876
<b>LNG</b>	kg/s	39.385	39.568	39.748	39.926	40.103	40.280	40.455
<b>Flash Gas</b>	kg/s	4.662	4.093	3.536	2.991	2.457	1.934	1.420
<b>Compressor Power</b>	MW	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112

#### 4.2.3. Design PRICO menggunakan *Natural gas Two Phase Turbine (Case 3)*

Untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 10°C, hasil simulasi sebagai berikut:

##### 4.2.3.A. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 10°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 10°C dapat dilihat pada tabel 4.9 berikut:

Tabel 4.9 Hasil simulasi *case 3* Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 10°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	38.125	38.125	37.534	37.247	36.965	36.689	36.418
<b>LNG</b>	kg/s	34.688	35.109	34.981	35.130	35.283	35.438	35.597
<i>Flash Gas</i>	kg/s	3.437	3.017	2.553	2.116	1.683	1.251	0.822
<b>Compressor Power</b>	MW	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107

##### 4.2.3.B. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 12°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 12°C dapat dilihat pada tabel 4.10 berikut:

Tabel 4.10 Hasil simulasi *case 3* Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 12°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	40.319	40.003	39.693	39.389	39.092	38.800	38.513
<b>LNG</b>	kg/s	36.684	36.837	36.993	37.151	37.312	37.477	37.645
<i>Flash Gas</i>	kg/s	3.635	3.165	2.700	2.238	1.779	1.323	37.645
<b>Compressor Power</b>	MW	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110

#### 4.2.3.B. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 14°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 14°C dapat dilihat pada tabel 4.11 berikut:

Tabel 4.11 Hasil simulasi *case 3* Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 14°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	42.521	42.188	41.861	41.541	41.227	40.919	40.617
<b>LNG</b>	kg/s	38.688	38.850	39.014	39.181	39.351	39.524	39.701
kg/s	kg/s	3.833	3.338	2.847	2.360	1.877	1.395	0.916
<b>Compressor Power</b>	MW	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112

#### 4.2.4. Design PRICO menggunakan *Natural gas* dan *Refrigerant Two Phase Turbine (Case 4)*

Untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 10°C, hasil simulasi sebagai berikut:

##### 4.2.4.A. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 10°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 10°C dapat dilihat pada tabel 4.12 berikut:

Tabel 4.12 Hasil simulasi *case 4* Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 10°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	39.651	39.651	38.957	38.623	38.298	37.984	37.677
<b>LNG</b>	kg/s	36.077	36.514	36.307	36.428	36.555	36.689	36.827
<i>Flash Gas</i>	kg/s	3.575	3.137	2.650	2.195	1.743	36.689	0.850
<b>Compressor Power</b>	MW	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107

Universitas Indonesia

#### 4.2.4.B. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 12°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 12°C dapat dilihat pada tabel 4.13 berikut:

Tabel 4.13 Hasil simulasi *case 4* Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 12°C

	Unit	Temperature NG Out						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<b>Natural gas</b>	kg/s	41.845	41.476	41.116	40.766	40.425	40.095	39.772
<b>LNG</b>	kg/s	38.073	38.194	38.319	38.450	38.585	38.728	38.875
<b>Flash Gas</b>	kg/s	3.772	3.282	2.797	2.316	1.840	1.367	0.897
<b>Compressor Power</b>	MW	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866	69.866
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110	0.110

#### 4.2.4.C. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 14°C

Hasil simulasi sebagai berikut untuk temperatur keluar *refrigerant* sebesar 14°C dapat dilihat pada tabel 4.14 berikut:

Tabel 4.14 Hasil simulasi *case 4* Temperatur *Refrigerant out* MHE sebesar 14°C

	Unit	Temperature NG Out						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<b>Natural gas</b>	kg/s	44.047	43.661	43.284	42.917	42.560	42.214	41.876
<b>LNG</b>	kg/s	40.076	40.206	40.340	40.479	40.623	40.775	40.931
<b>Flash Gas</b>	kg/s	3.971	3.455	2.944	2.439	1.937	1.440	0.945
<b>Compressor Power</b>	MW	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427	70.427
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112	0.112

### 4.3.Kondisi Optimum

Tujuan dari mencari kondisi optimum operabilitas proses ini adalah untuk mendapatkan nilai dari variabel proses yang menghasilkan suatu keadaan atau nilai yang terbaik seperti kebutuhan energi proses yang terkecil dan produksi yang maksimal, sehingga dapat menekan biaya operasi dan pada akhirnya memaksimalkan keuntungan yang diperoleh. Beberapa asumsi yang digunakan untuk kondisi optimum operabilitas antara lain :

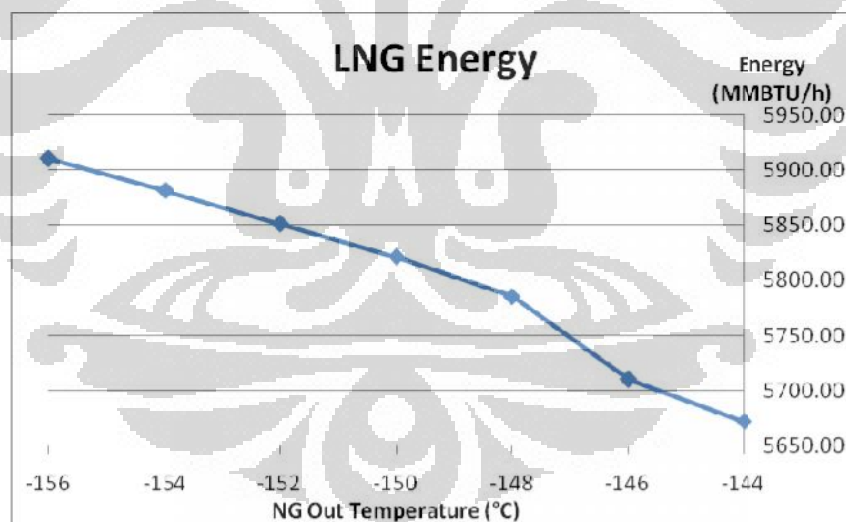
1. Diasumsikan *Natural gas* dan *Flash gas* memiliki harga yang sama ( $P_{NG} = P_{Flash}$ ), dengan alasan bahwa natural keduanya dapat digunakan sebagai *Fuel gas*.
2. Dalam penelitian ini semua biaya investasi pabrik diasumsikan telah dilakukan, dan tidak termasuk dalam perhitungan optimasi, sehingga hanya biaya operasional yang akan di bahas untuk mendapatkan kondisi optimal dari proses.
3. Perhitungan kondisi optimum dilihat dari keuntungan terbesar yang diperoleh yang berasal dari energi yang terkandung dalam produk yang dihasilkan yaitu LNG dan *Flash gas*.
4. Keuntungan *power* yang dihasilkan dengan penggunaan *turbine* diabaikan. Keuntungan penggunaan *turbine* hanya dilihat dari *extra cooling*, bukan dari *power* yang dihasilkan.
5. Harga LNG di asumsikan mengikuti harga LNG dunia yaitu US \$ 17 / MMBTU, sedangkan harga *Natural gas* yang digunakan adalah proyeksi harga dari *energy outlook* pada tahun 2013 sebesar US \$ 4.11/ MMBTU.

### 4.3.1. Kondisi Optimum Pada PRICO Base Case

#### 4.3.1.A. Pada Temperatur Refrigerant keluar MHE sebesar 10°C

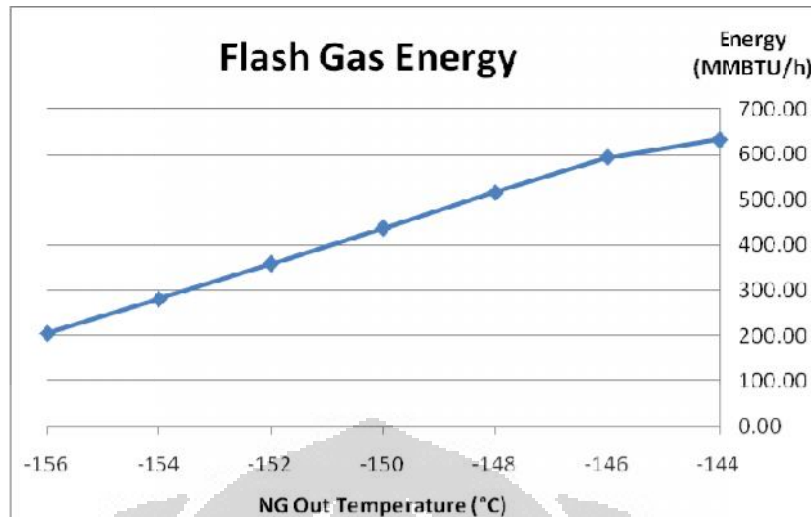
Tabel 4.13 Keuntungan kotor pada proses PRICO,  $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$

	Unit	Temperature NG Out						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<b>Natural gas</b>	kg/s	38.13	37.68	37.53	37.25	36.97	36.69	36.42
<b>LNG</b>	kg/s	33.79	34.02	34.47	34.65	34.83	35.01	35.18
<b>Heating value</b>	kcal/kg	11750.00	11750.00	11750.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00
<b>LNG Energi</b>	MMBTU/h	5671.89	5710.50	5785.57	5821.31	5851.56	5881.34	5910.71
<b>Flash Gas</b>	kg/s	3.75	3.52	3.07	2.60	2.13	1.68	1.24
<b>Heating value</b>	kcal/kg	11820.00	11810.00	11790.00	11770.00	11740.00	11710.00	11660.00
<b>Flash Gas Energi</b>	MMBTU/h	632.37	593.54	516.46	436.45	357.96	281.22	205.76
<b>Total Energi</b>	MMBTU/h	6304.26	6304.04	6302.03	6257.76	6209.52	6162.55	6116.47
<b>Keuntungan kotor</b>	US \$/h	99024.03	99520.57	100479.58	100757.97	100949.30	101139.78	101328.72
<b>Compressor Power</b>	MW	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302	69.302
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107



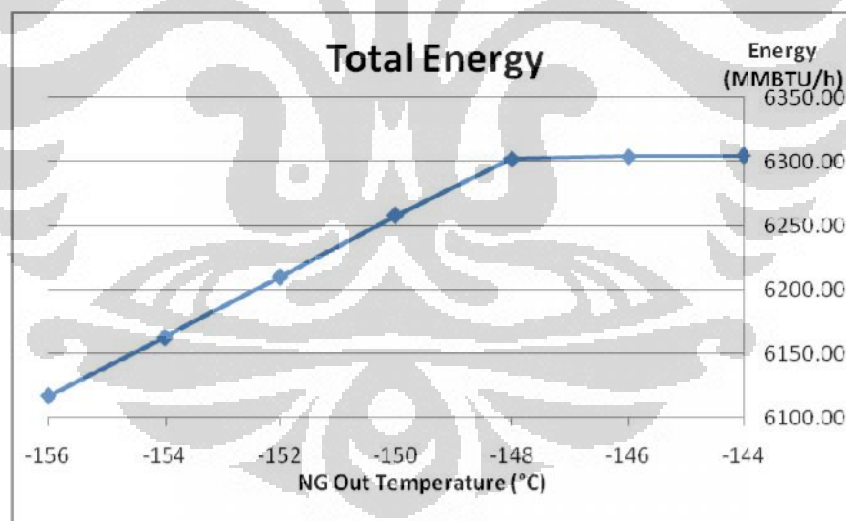
Gambar 4.5. LNG Energi pada proses PRICO,  $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$

Gambar 4.5 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG..

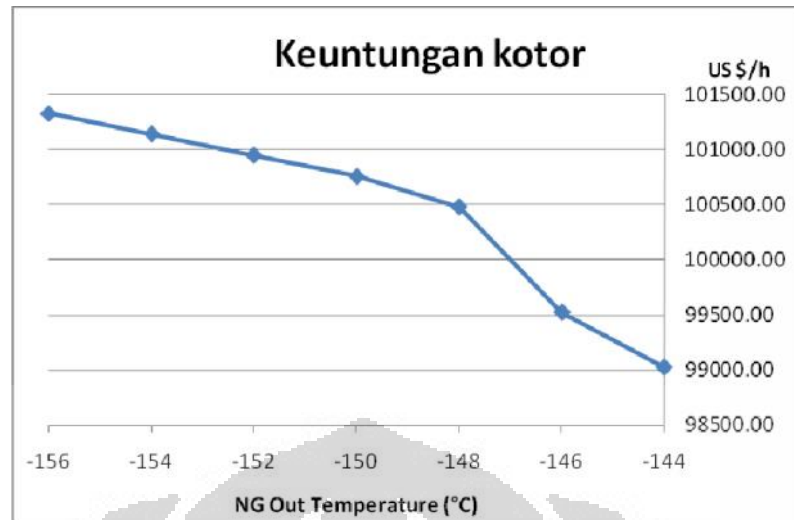


Gambar 4.6. *Flash Gas* Energi pada proses PRICO,  $T_{\text{Refrigerant out}} 10^{\circ}\text{C}$

Pada gambar 4.6 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin.



Gambar 4.7. Total Energi pada proses PRICO,  $T_{\text{Refrigerant out}} 10^{\circ}\text{C}$



Gambar 4.8. Keuntungan kotor pada proses PRICO,  $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}C$

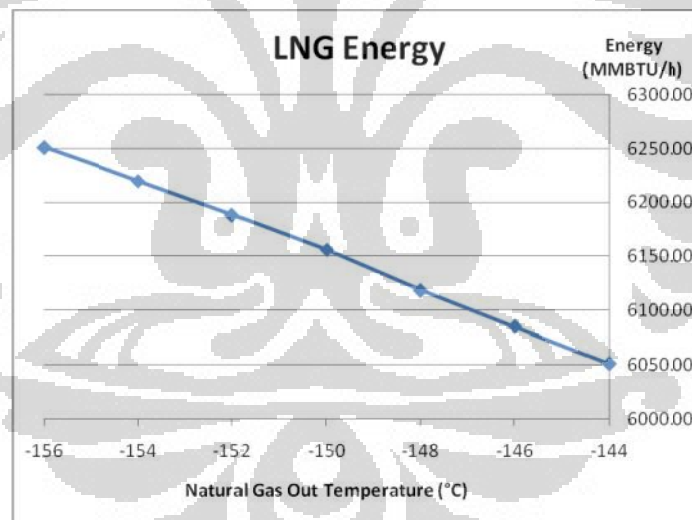
Gambar 4.7 dan 4.8 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Gambar 4.7 memperlihatkan total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE, sementara keuntungan kotor yang dihasilkan semakin tinggi, hal tersebut dikarenakan energi yang di hasilkan LNG pada suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin besar dan harga produk LNG yang lebih tinggi dibandingkan harga produk *Flash Gas*.



#### 4.3.1.B. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 12°C

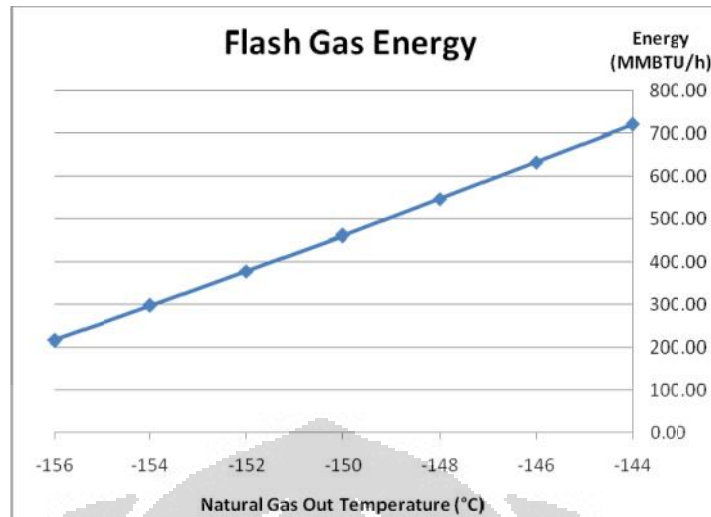
Tabel 4.14 Keuntungan kotor pada proses PRICO,  $T_{Refrigerant\ out}$  12°C

	Unit	Temperature NG Out (°C)						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	40.32	40.00	39.69	39.39	39.09	38.80	38.51
<b>LNG Heating value</b>	kg/s	36.05	36.25	36.45	36.64	36.83	37.02	37.21
	kcal/kg	11750.00	11750.00	11750.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00
<b>LNG Energi</b>	MMBTU/h	6051.25	6085.29	6118.43	6156.23	6188.22	6219.71	6250.78
<i>Flash Gas Heating value</i>	kg/s	4.27	3.75	3.24	2.75	2.26	1.78	1.31
	Kcal/kg	11820.00	11810.00	11790.00	11770.00	11740.00	11710.00	11660.00
<b>Flash Gas Energi</b>	MMBTU/h	720.51	632.64	546.17	461.56	378.55	297.40	217.60
<b>Total Energi</b>	MMBTU/h	6771.76	6717.93	6664.60	6617.79	6566.77	6517.11	6468.37
<b>Keuntungan kotor</b>	US \$/h	105835.76	106052.9	106260.51	106554.91	106757.25	106958.69	107158.4945
<b>Compressor Power</b>	MW	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11



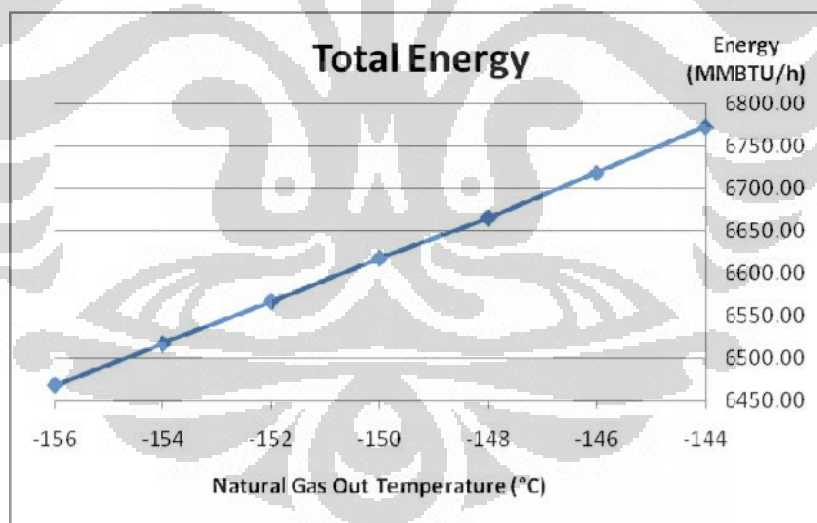
Gambar 4.9. LNG Energi pada proses PRICO,  $T_{Refrigerant\ out}$  12°C

Gambar 4.9 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG.

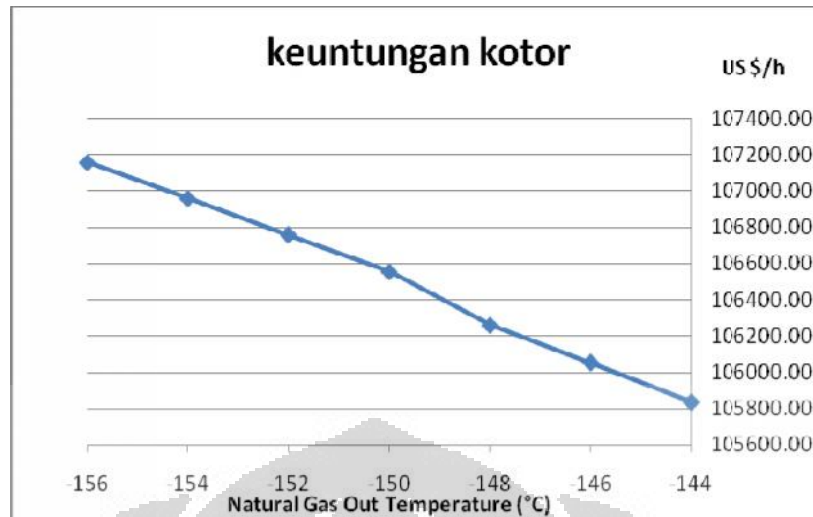


Gambar 4.10. *Flash Gas* Energi proses PRICO,  $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$

Pada gambar 4.10 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin.



Gambar 4.11. Total Energi proses PRICO,  $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$



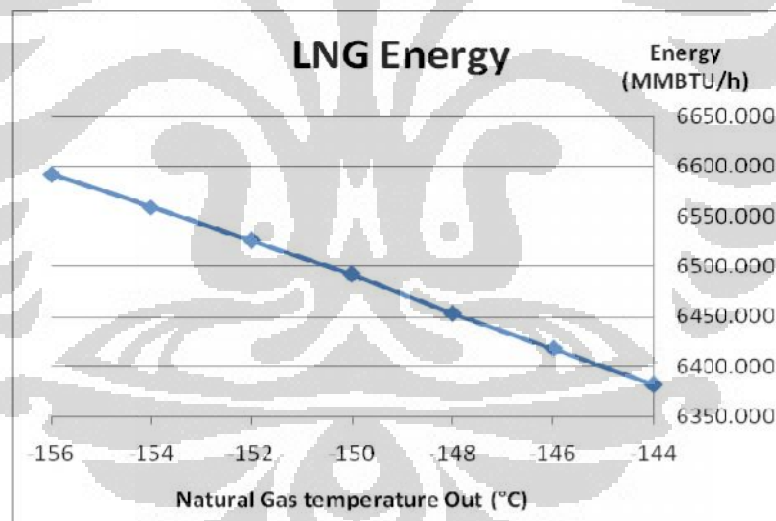
Gambar 4.12. Keuntungan kotor proses PRICO,  $T_{\text{Refrigerant out}} 12^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.11 dan 4.12 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Pada Gambar 4.11 energi total terus menurun jumlahnya dengan semakin dingin temperature *natural gas* keluar MHE. Nilai keuntungan kotor yang dihasilkan semakin tinggi, hal tersebut dikarenakan energi yang di hasilkan LNG pada suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin besar dan harga produk LNG yang lebih tinggi dibandingkan harga produk *Flash Gas*.

### 4.3.1.C. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 14°C

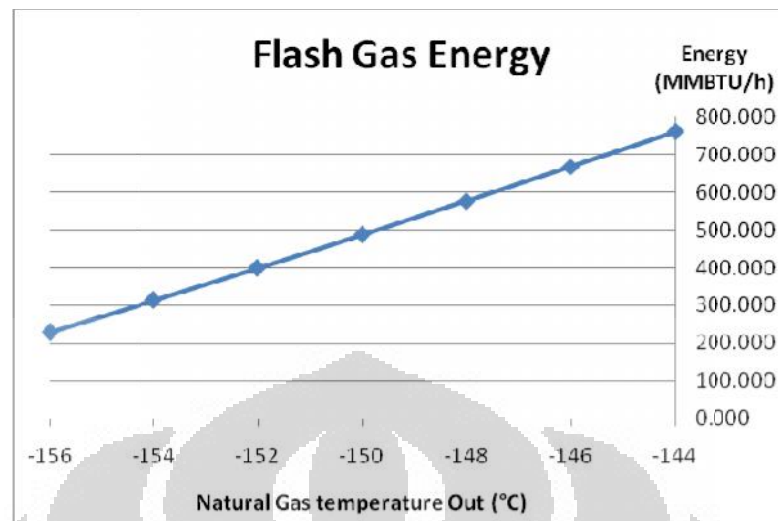
Tabel 4.15 Keuntungan kotor pada proses PRICO,  $T_{Refrigerant\ out}$  14°C

	Unit	Temperature NG Out						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	42.520913	42.187583	41.861063	41.540761	41.227001	40.919158	40.616985
<b>LNG Heating value</b>	kg/s	38.020655	38.232966	38.441184	38.64576	38.846597	39.044284	39.239303
	kcal/kg	11750.000	11750.000	11750.000	11760.000	11760.000	11760.000	11760.000
<b>LNG Energi</b>	MMBTU/h	6382.039	6417.676	6452.627	6492.488	6526.228	6559.440	6592.203
<i>Flash Gas Heating value</i>	kg/s	4.500259	3.954617	3.419879	2.895001	2.380404	1.874874	1.377683
	kcal/kg	11820.000	11810.000	11790.000	11770.000	11740.000	11710.000	11660.000
<i>Flash Gas Energi</i>	MMBTU/h	759.901	667.200	576.005	486.774	399.228	313.640	229.483
<b>Total Energi</b>	MMBTU/h	7141.939	7084.877	7028.633	6979.261	6925.456	6873.079	6821.686
<b>Keuntungan kotor</b>	US \$/h	111621.22	111845.66	112064.61	112375.09	112588.48	112800.93	113011.64
<b>Compressor Power</b>	MW	70.427436	70.427436	70.427436	70.427436	70.427436	70.427436	70.427436
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.112145	0.112145	0.112145	0.112145	0.112145	0.112145	0.112145



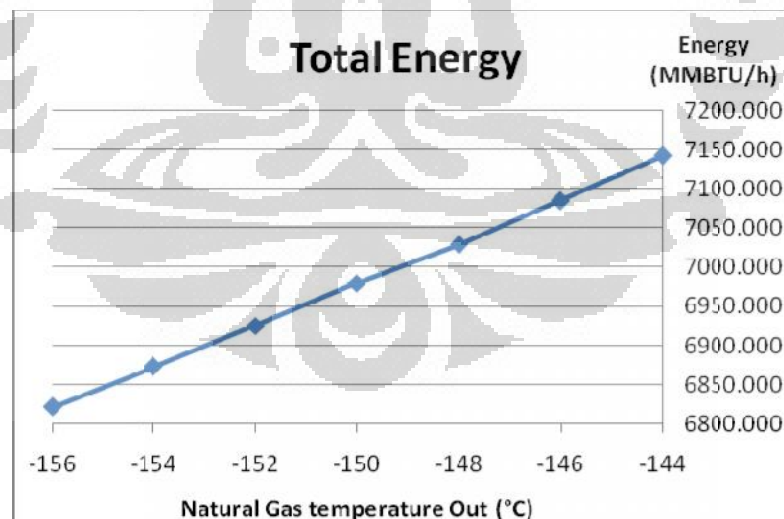
Gambar 4.13. LNG Energi proses PRICO,  $T_{Refrigerant\ out}$  14°C

Gambar 4.13 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG.

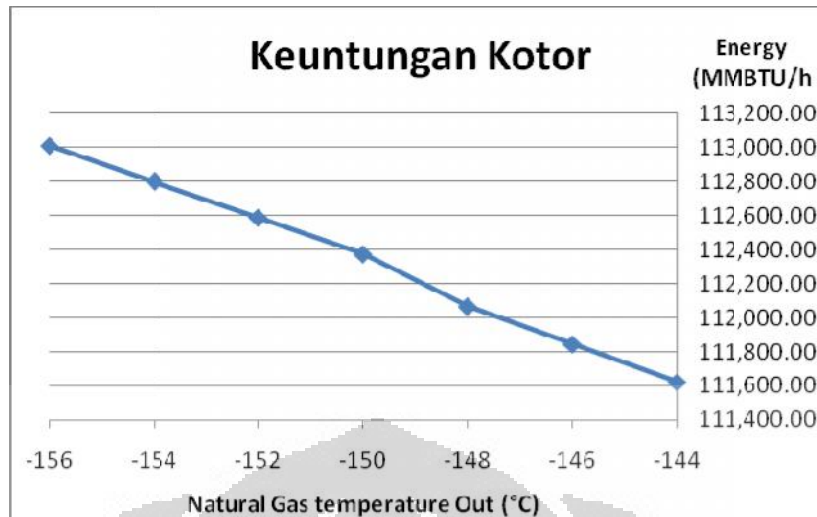


Gambar 4.14. *Flash Gas* Energi proses PRICO,  $T_{\text{Refrigerant out}} 14^{\circ}\text{C}$

Pada gambar 4.14 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin.



Gambar 4.15. Total Energi pada proses PRICO,  $T_{\text{Refrigerant out}} 14^{\circ}\text{C}$



Gambar 4.16. Keuntungan kotor pada proses PRICO,  $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.15 dan 4.16 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE, sementara keuntungan kotor yang dihasilkan semakin tinggi, hal tersebut dikarenakan energi yang di dihasilkan LNG pada suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin besar dan harga produk LNG yang lebih tinggi dibandingkan harga produk *Flash Gas*.

Kondisi Optimum pada PRICO *base case* ini dapat ditentukan dari jumlah keuntungan terbesar setelah dikurangi dengan biaya operasi, dalam hal in biaya operasi adalah biaya untuk mengoperasikan compressor dan *sea water cooler*.

Tabel 4.16. Nilai *Profit* Optimum PRICO *base case*

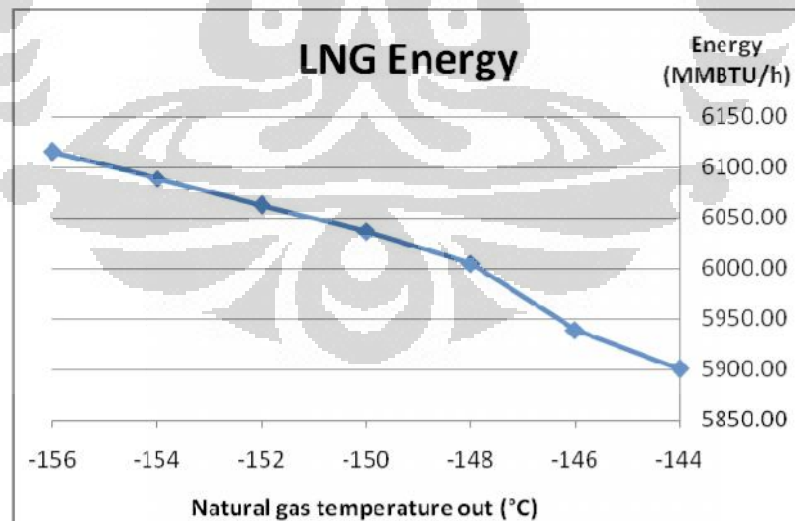
		Energi (MMBTU/h)				<i>Profit</i> (US \$/h)
		LNG	<i>Flash Gas</i>	Compressor	SW Cooler	
Temperatur <i>refrigerant</i> keluar MHE, Temperatur NG keluar MHE (°C)	10, -156	5910.71	205.76	236.50	0.37	101328.72
	12, -156	6250.78	217.60	238.40	0.37	107158.49
	14, -156	6592.20	229.48	240.30	0.38	113011.64

### 4.3.2. Kondisi Optimum Pada PRICO menggunakan *refrigerant Two Phase Turbine (Case 2)*

#### 4.3.2.A. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 10°C

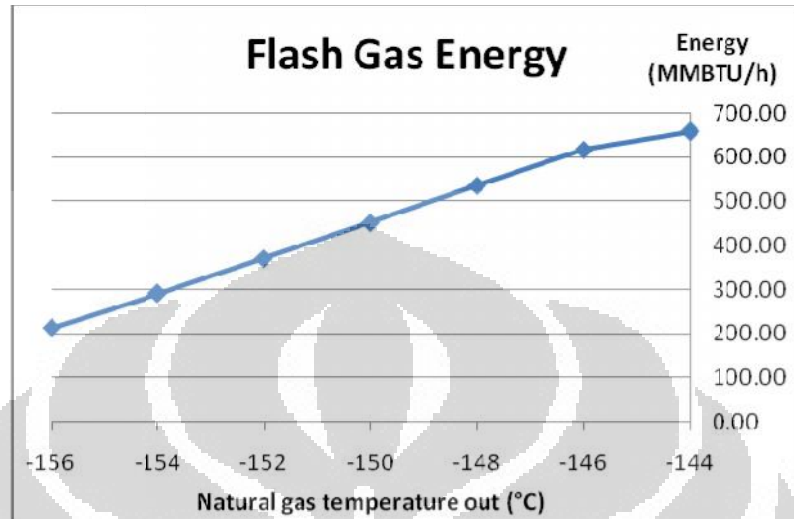
Tabel 4.17. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 2*,  $T_{Refrigerant\ out}$  10°C

	Unit	Temperature NG Out						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<b>Natural gas</b>	Kg/s	39.65	39.65	38.96	38.62	38.30	37.98	37.68
<b>LNG</b>	Kg/s	35.15	35.38	35.77	35.93	36.09	36.24	36.40
<b>Heating value</b>	kcal/kg	11750.00	11750.00	11750.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00
<b>LNG Energi</b>	MMBTU/h	5900.18	5938.79	6004.92	6036.44	6062.60	6088.98	6115.03
<b>Flash Gas</b>	Kg/s	3.90	3.66	3.18	2.69	2.21	1.74	1.28
<b>Heating value</b>	kcal/kg	11820.00	11810.00	11790.00	11770.00	11740.00	11710.00	11660.00
<b>Flash Gas Energi</b>	MMBTU/h	657.87	617.49	536.04	452.58	370.87	291.14	212.87
<b>Total Energi</b>	MMBTU/h	6558.05	6556.28	6540.96	6489.02	6433.47	6380.12	6327.90
<b>keuntungan kotor</b>	US \$/h	103009.79	103500.00	104289.18	104481.59	104590.19	104710.49	104831.33
<b>Compressor Power</b>	MW	69.30	69.30	69.30	69.30	69.30	69.30	69.30
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11
<b>EXP Ref</b>	MW	1.19	1.16	1.13	1.10	1.07	1.05	1.03



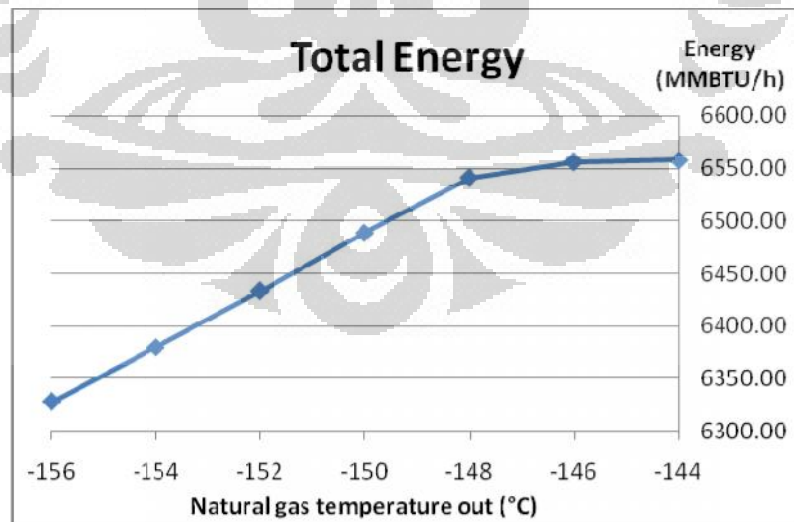
Gambar 4.17. LNG Energi pada proses PRICO *Case 2*,  $T_{Refrigerant\ out}$  10°C

Gambar 4.17 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG.



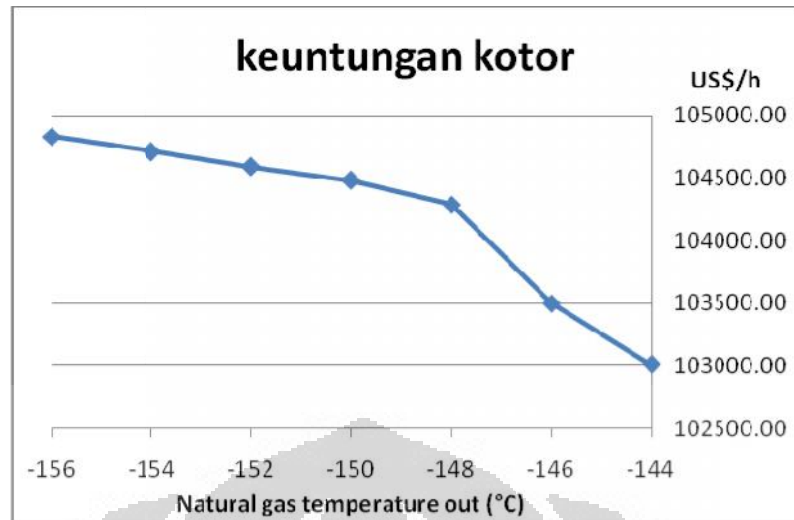
Gambar 4.18. *Flash Gas* Energi pada proses PRICO *Case 2*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 10^{\circ}\text{C}$

Pada gambar 4.18 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin.



Gambar 4.19. Total Energi proses PRICO *Case 2*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 10^{\circ}\text{C}$





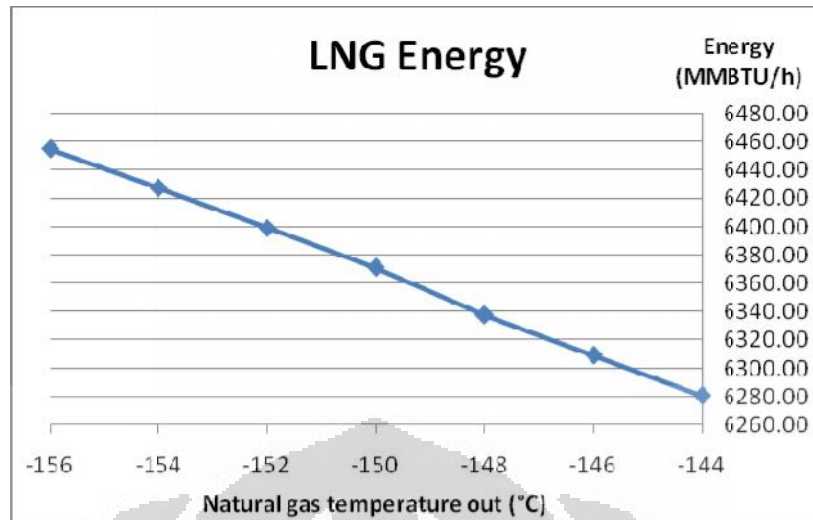
Gambar 4.20. Keuntungan kotor pada proses PRICO Case 2,  $T_{Refrigerant\ out}$  10°C

Gambar 4.19 dan 4.20 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE. Demikian juga dengan keuntungan kotor yang semakin besar seiring suhu *Natural gas* keluar MHE yang semakin rendah.

#### 4.3.2.B. Pada Temperatur Refrigerant keluar MHE sebesar 12°C

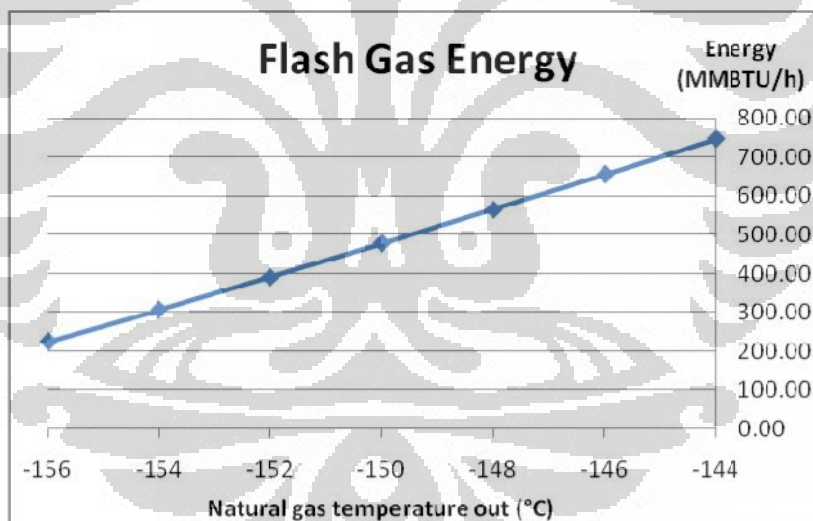
Tabel 4.18. Keuntungan kotor pada proses PRICO Case 2,  $T_{Refrigerant\ out}$  12°C

	Unit	Temperature NG Out						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<b>Natural gas</b>	kg/s	41.84	41.48	41.12	40.77	40.42	40.10	39.77
<b>LNG</b>	kg/s	37.42	37.59	37.76	37.92	38.09	38.26	38.42
Heating value	kcal/kg	11750.00	11750.00	11750.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00
LNG Energi	MMBTU/h	6280.58	6309.36	6337.78	6371.36	6399.26	6427.35	6455.09
<b>Flash Gas</b>	kg/s	4.43	3.89	3.36	2.84	2.33	1.84	1.35
Heating value	kcal/kg	11820.00	11810.00	11790.00	11770.00	11740.00	11710.00	11660.00
Flash Gas Energi	MMBTU/h	747.82	655.94	565.75	477.69	391.46	307.32	224.71
<b>Total Energi</b>	MMBTU/h	7028.40	6965.30	6903.54	6849.05	6790.73	6734.67	6679.80
<b>Keuntungan kotor</b>	US \$/h	109846.69	109957.92	110070.1	110278.53	110398.14	110529.4	110661.11
<b>Compressor Power</b>	MW	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87
<b>SW Cooler</b>	MW	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11



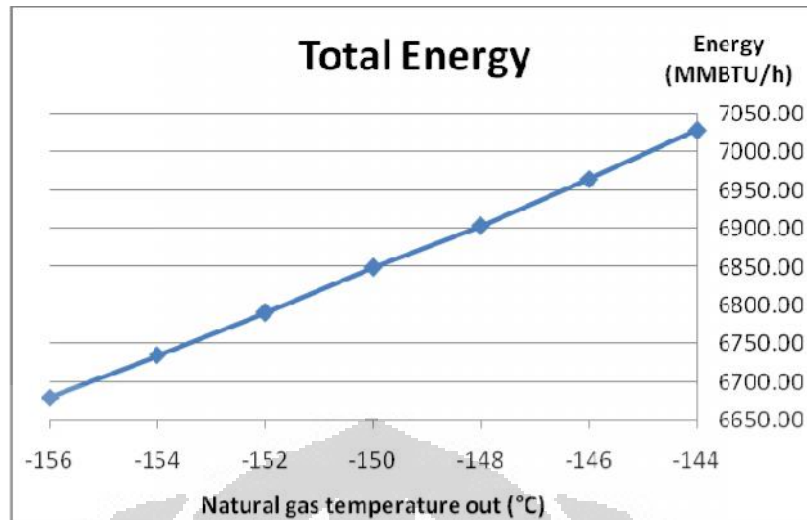
Gambar 4.21. LNG Energi pada proses PRICO *Case 2*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 12^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.21 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG.

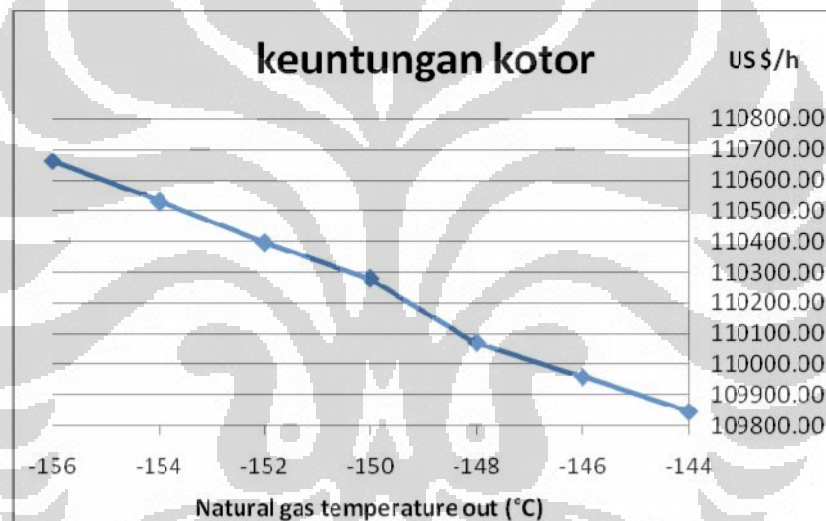


Gambar 4.22. *Flash Gas* Energi pada proses PRICO *Case 2*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 12^{\circ}\text{C}$

Pada gambar 4.22 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin.



Gambar 4.23. Total Energi pada proses PRICO *Case 2*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 12^{\circ}\text{C}$



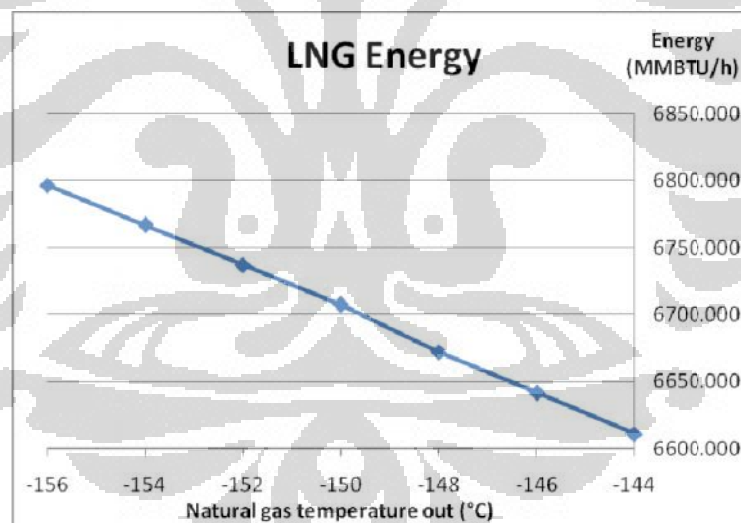
Gambar 4.24. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 2*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 12^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.23 dan 4.24 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE, sementara keuntungan kotor yang dihasilkan semakin tinggi, hal tersebut dikarenakan energi yang di hasilkan LNG pada suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin besar dan harga produk LNG yang lebih tinggi dibandingkan harga produk *Flash Gas*.

### 4.3.2.C. Pada Temperatur Refrigerant keluar MHE sebesar 14°C

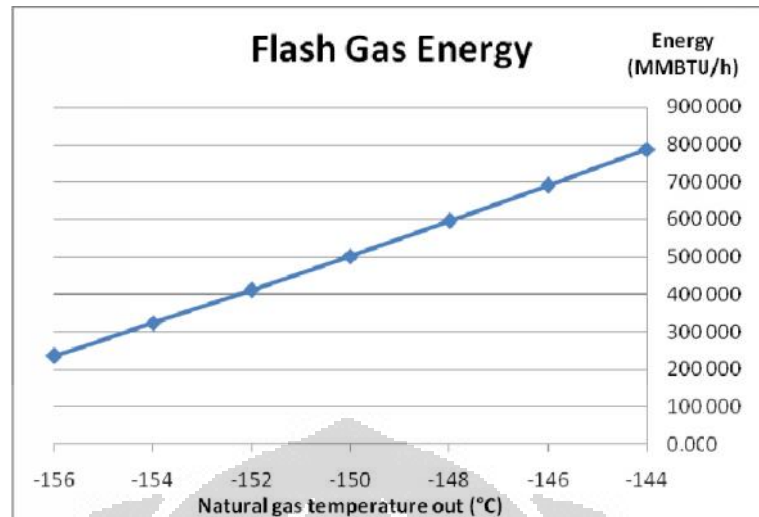
Tabel 4.19. Keuntungan kotor pada proses PRICO Case 2,  $T_{\text{Refrigerant out}} = 14^{\circ}\text{C}$

	Unit	Temperature NG Out ( $^{\circ}\text{C}$ )						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<b>Natural gas</b>	kg/s	44.05	43.66	43.28	42.92	42.56	42.21	41.88
<b>LNG</b>	kg/s	39.39	39.57	39.75	39.93	40.10	40.28	40.46
<b>Heating value</b>	kcal/kg	11,750.00	11,750.00	11,750.00	11,760.00	11,760.00	11,760.00	11,760.00
<b>LNG Energi</b>	MMBTU/h	6,611.12	6,641.75	6,671.98	6,707.62	6,737.27	6,767.08	6,796.52
<b>Flash Gas</b>	kg/s	4.66	4.09	3.54	2.99	2.46	1.93	1.42
<b>Heating value</b>	kcal/kg	11,820.00	11,810.00	11,790.00	11,770.00	11,740.00	11,710.00	11,660.00
<b>Flash Gas Energi</b>	MMBTU/h	787.18	690.50	595.59	502.90	412.14	323.57	236.60
<b>Total Energi</b>	MMBTU/h	7398.30	7332.24	7267.57	7210.52	7149.41	7090.65	7033.11
<b>Keuntungan kotor</b>	US \$/h	115627.83	115750.67	115874.20	116098.71	116229.37	116371.64	116514.26
<b>Compressor Power</b>	MW	70.43	70.43	70.43	70.43	70.43	70.43	70.43
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11



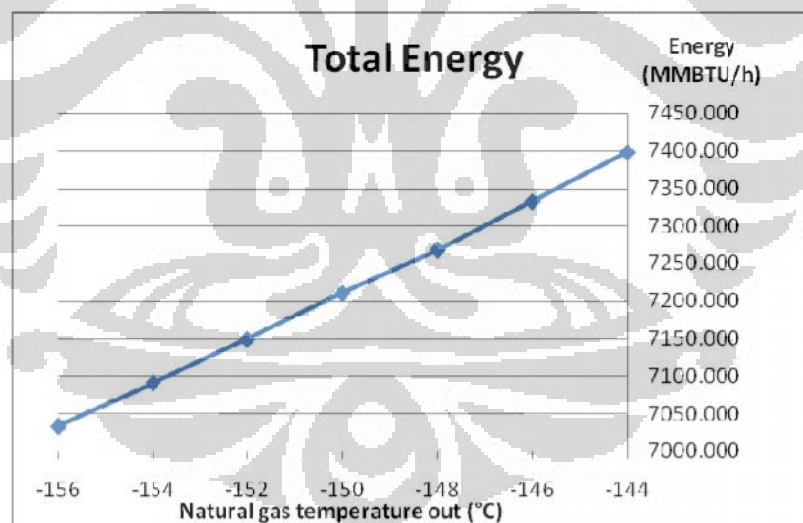
Gambar 4.25. LNG Energi pada proses PRICO Case 2,  $T_{\text{Refrigerant out}} = 14^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.25 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG.

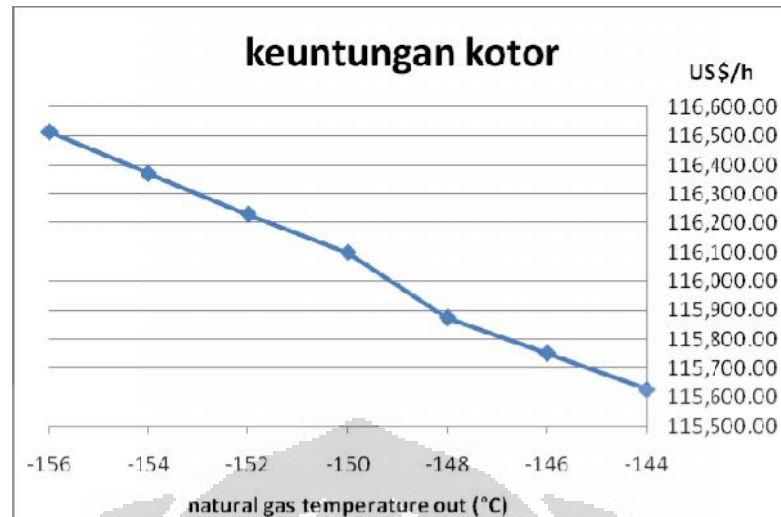


Gambar 4.26. *Flash Gas* Energi pada proses PRICO *Case 2*,  $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}\text{C}$

Pada gambar 4.26 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin.



Gambar 4.27. Total Energi pada proses PRICO *Case 2*,  $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}\text{C}$



Gambar 4.28. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 2*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 14^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.27 dan 4.28 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE, sementara keuntungan kotor yang dihasilkan semakin tinggi, hal tersebut dikarenakan energi yang di hasilkan LNG pada suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin besar dan harga produk LNG yang lebih tinggi dibandingkan harga produk *Flash Gas*.

Kondisi Optimum pada PRICO *case 2* ini dapat ditentukan dari jumlah keuntungan terbesar setelah dikurangi dengan biaya operasi, dalam hal ini biaya operasi adalah biaya untuk mengoperasikan compressor, *sea water cooler*.

Tabel 4.20. Nilai *Profit* Optimum PRICO menggunakan *Refrigerant Two Phase Turbine (Case 2)*

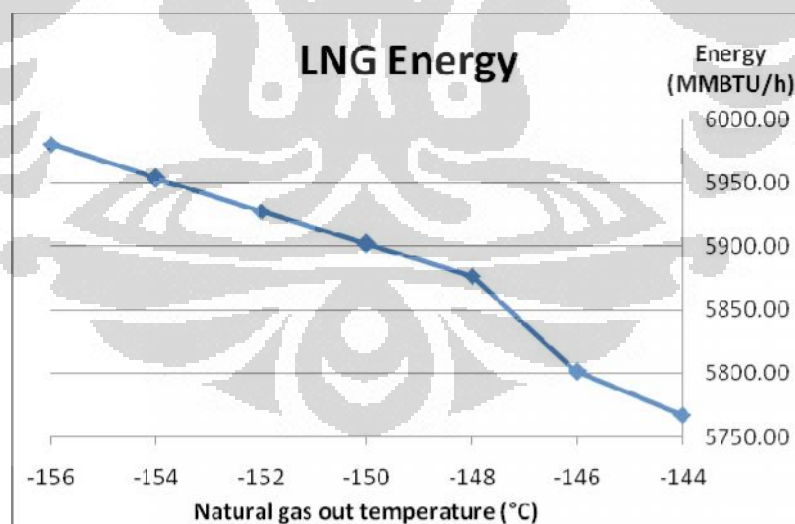
		Energi (MMBTU/h)				<i>Profit</i> (US \$/h)
		LNG	<i>Flash Gas</i>	Compressor	SW Cooler	
Temperatur <i>refrigerant</i> keluar MHE, Temperatur NG keluar MHE (°C)	10, -156	6031.87	627.09	236.50	0.37	104831.33
	12, -156	6455.09	224.71	238.40	0.37	110661.11
	14, -156	6796.52	236.60	240.30	0.38	116514.26

### 4.3.3. Kondisi Optimum Pada PRICO menggunakan *natural gas Two Phase Turbine (Case 3)*

#### 4.3.3.A. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 10°C

Tabel 4.21. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{Refrigerant\ out} = 10^{\circ}C$

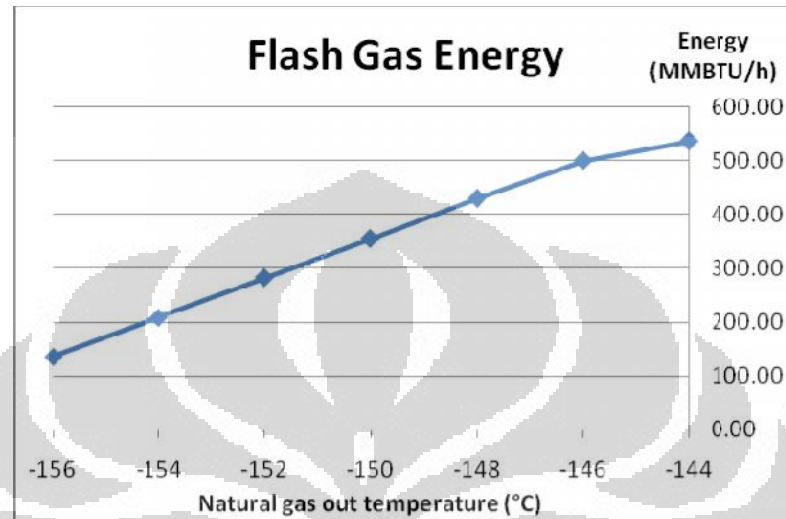
	Unit	Temperature NG Out						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	37.53	37.53	37.53	37.25	36.97	36.69	36.42
LNG	kg/s	34.36	34.56	34.98	35.13	35.28	35.44	35.60
<i>Heating value</i>	kcal/kg	11750.00	11750.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00
LNG Energi	MMBTU/h	5767.57	5801.14	5876.75	5901.88	5927.47	5953.56	5980.22
<i>Flash Gas</i>	kg/s	3.18	2.97	2.55	2.12	1.68	1.25	0.82
<i>Heating value</i>	kcal/kg	11800.00	11780.00	11760.00	11740.00	11710.00	11660.00	11600.00
<i>Flash Gas Energi</i>	MMBTU/h	535.55	499.81	428.88	354.94	281.47	208.41	136.14
Total Energi	MMBTU/h	6303.12	6300.95	6305.63	6256.81	6208.94	6161.97	6116.36
keuntungan kotor	US \$/h	100252.21	100675.86	101669.31	101792.27	101925.10	102068.07	102223.83
Compressor Power	MW	69.30	69.30	69.30	69.30	69.30	69.30	69.30
SW Cooler Power	MW	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11
EXP NG	MW	0.30	0.28	0.26	0.24	0.23	0.22	0.21



Gambar 4.29. LNG Energi pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{Refrigerant\ out} = 10^{\circ}C$

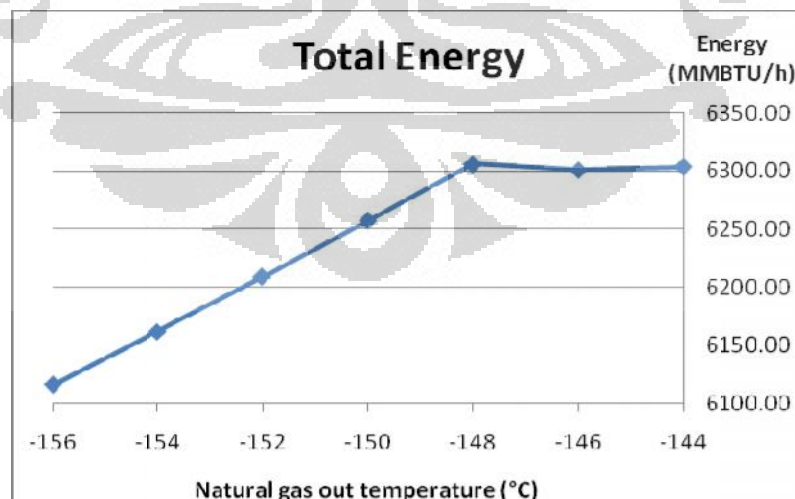
Gambar 4.29 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi

energi yang dimiliki oleh LNG. Pada temperature keluar  $-146^{\circ}\text{C}$  energi yang dimiliki lebih besar daripada temperature keluar  $-148^{\circ}\text{C}$ , hal ini dikarenakan produk LNG yang dihasilkan pada temperature  $-146^{\circ}\text{C}$  lebih besar dari temperature keluar  $-148^{\circ}\text{C}$  dengan nilai *heating value* yang sama.



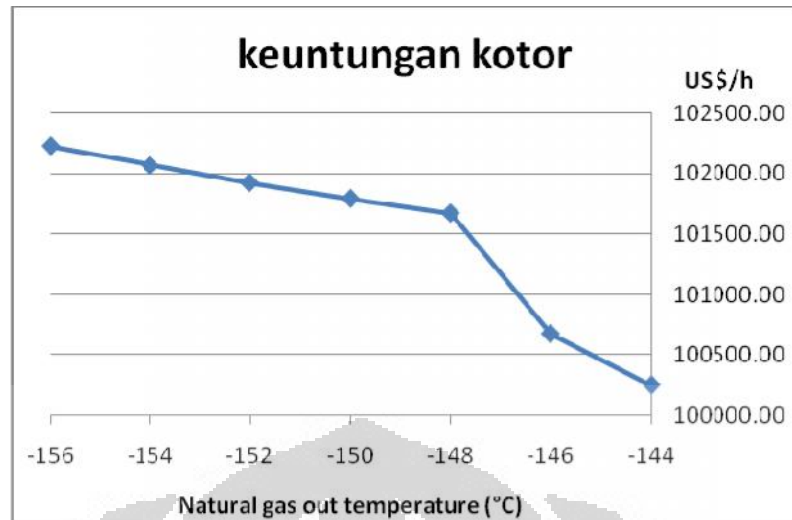
Gambar 4.30. *Flash Gas* Energi pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 10^{\circ}\text{C}$

Pada gambar 4.30 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin.



Gambar 4.31. Total Energi pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 10^{\circ}\text{C}$





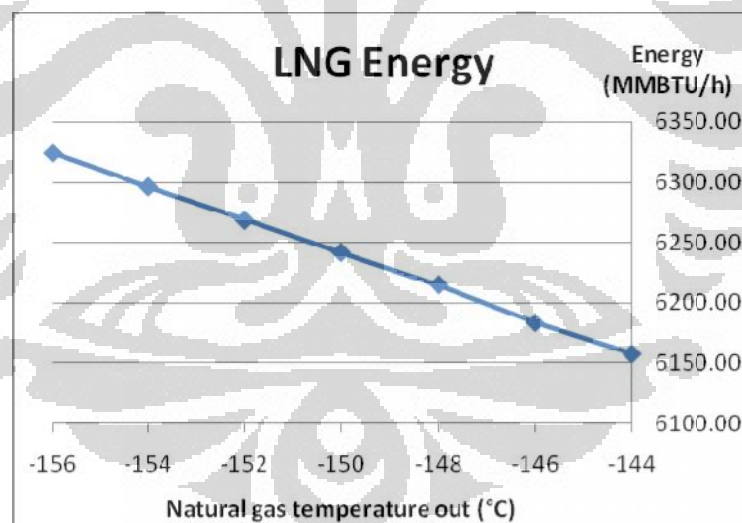
Gambar 4.32. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 10^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.30 dan 4.31 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE, sementara keuntungan kotor yang dihasilkan semakin tinggi, hal tersebut dikarenakan energi yang di hasilkan LNG pada suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin besar dan harga produk LNG yang lebih tinggi dibandingkan harga produk *Flash Gas*.

#### 4.3.3.B. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 12°C

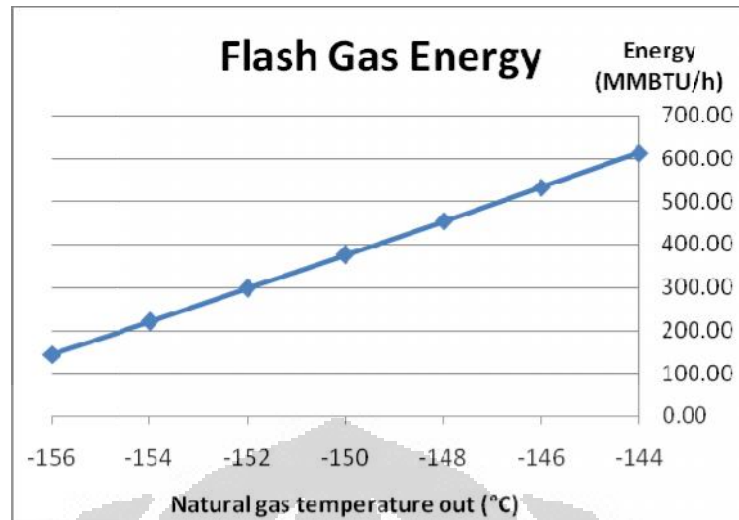
Tabel 4.21.Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{Refrigerant\ out}$  12°C

	Unit	<i>Temperature NG Out (°C)</i>						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<b>Natural gas</b>	kg/s	40.32	40.00	39.69	39.39	39.09	38.80	38.51
<b>LNG Heating value</b>	kg/s	36.68	36.84	36.99	37.15	37.31	37.48	37.64
	kcal/kg	11750.00	11750.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00
LNG Energi	MMBTU/h	6157.67	6183.43	6214.86	6241.43	6268.50	6296.09	6324.28
<b>Flash Gas Heating value</b>	kg/s	3.63	3.17	2.70	2.24	1.78	1.32	0.87
	kcal/kg	11800.00	11780.00	11760.00	11740.00	11710.00	11660.00	11600.00
Flash Gas Energi	MMBTU/h	612.71	532.64	453.56	375.36	297.66	220.40	143.98
<b>Total Energi</b>	MMBTU/h	6770.37	6716.08	6668.42	6616.79	6566.16	6516.49	6468.25
<b>Keuntungan kotor</b>	US \$/h	107201.26	107309.89	107518.68	107648.72	107789.19	107940.39	108105.11
<b>Compressor Power</b>	MW	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11



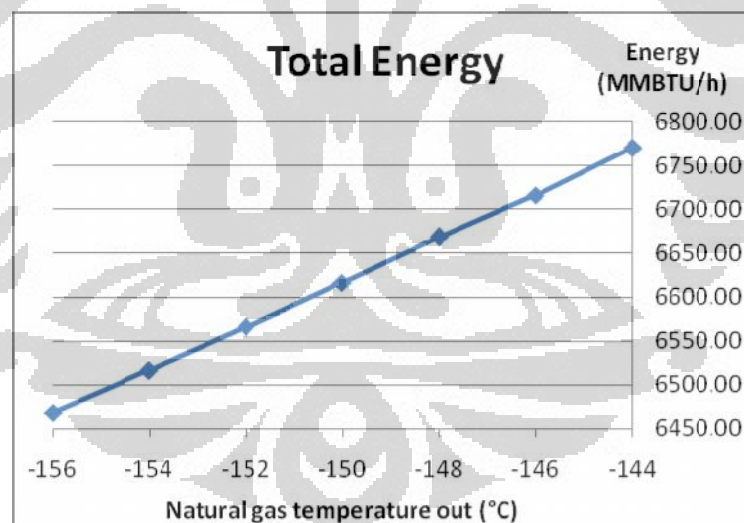
Gambar 4.33. LNG Energi pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{Refrigerant\ out}$  12°C

Gambar 4.33 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG.

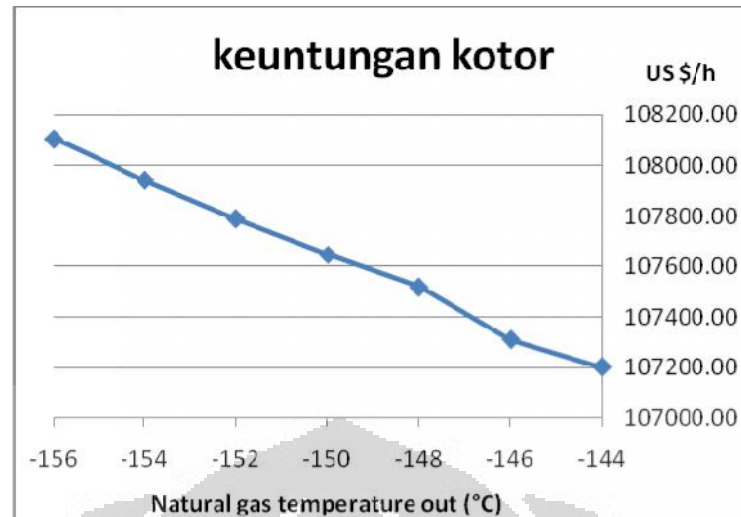


Gambar 4.34. *Flash Gas* Energi pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$

Pada gambar 4.34 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin.



Gambar 4.35. Total Energi pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$



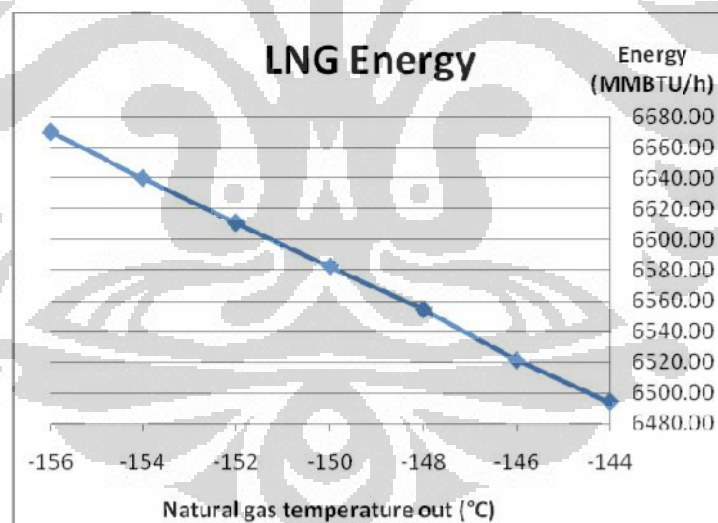
Gambar 4.36. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 12^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.35 dan 4.36 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE, sementara keuntungan kotor yang dihasilkan semakin tinggi, hal tersebut dikarenakan energi yang di hasilkan LNG pada suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin besar dan harga produk LNG yang lebih tinggi dibandingkan harga produk *Flash Gas*

#### 4.3.3.C. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 14°C

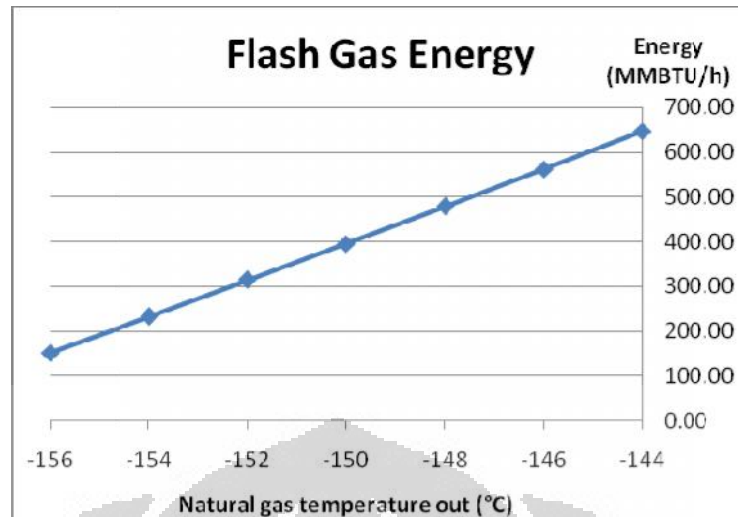
Tabel 4.22.Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{Refrigerant\ out}$  14°C

	Unit	<i>Temperature NG Out</i>						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	42.52	42.19	41.86	41.54	41.23	40.92	40.62
<b>LNG</b>	kg/s	38.69	38.85	39.01	39.18	39.35	39.52	39.70
<i>Heating value</i>	kg/s	11750.00	11750.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00
<b>LNG Energi</b>	MMBTU/h	6494.01	6521.18	6554.32	6582.35	6610.89	6639.99	6669.72
<i>Flash Gas</i>	kg/s	3.83	3.34	2.85	2.36	1.88	1.40	0.92
<i>Heating value</i>	kcal/kg	11800.00	11780.00	11760.00	11740.00	11710.00	11660.00	11600.00
<b>Flash Gas Energi</b>	MMBTU/h	646.17	561.74	478.33	395.86	313.92	232.43	151.84
<b>Total Energi</b>	MMBTU/h	7140.18	7082.92	7032.65	6978.21	6924.81	6872.43	6821.56
<b>Keuntungan kotor</b>	US \$/h	113056.74	113171.31	113391.51	113528.65	113676.79	113836.25	114009.96
<b>Compressor Power</b>	MW	70.43	70.43	70.43	70.43	70.43	70.43	70.43
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11



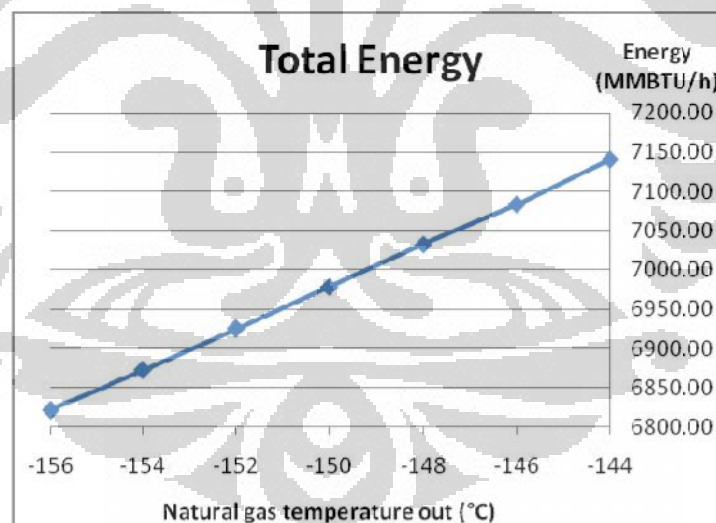
Gambar 4.37. LNG Energi pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{Refrigerant\ out}$  14°C

Gambar 4.37 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG.

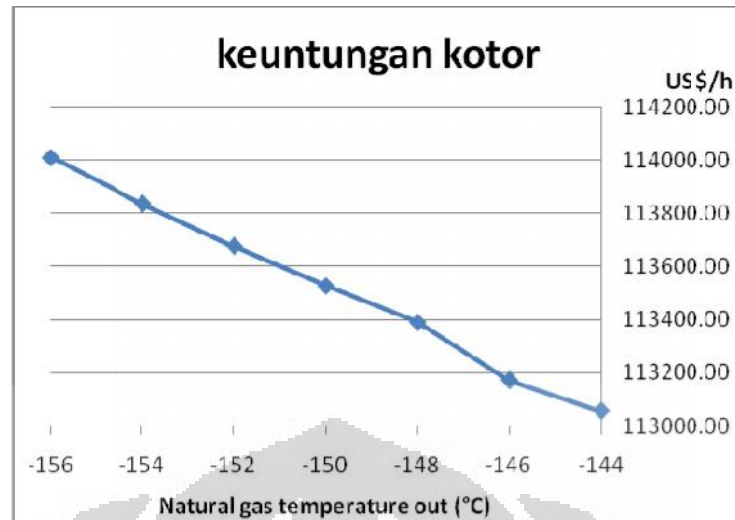


Gambar 4.38. *Flash Gas* Energi pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}\text{C}$

Pada gambar 4.38 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin.



Gambar 4.39. Total Energi pada proses PRICO *Case 3*,  $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}\text{C}$



Gambar 4.40. Keuntungan kotor proses PRICO Case 3,  $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}C$

Gambar 4.39 dan 4.40 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE, sementara keuntungan kotor yang dihasilkan semakin tinggi, hal tersebut dikarenakan energi yang di hasilkan LNG pada suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin besar dan harga produk LNG yang lebih tinggi dibandingkan harga produk *Flash Gas*.

Kondisi Optimum pada PRICO case 3 ini dapat ditentukan dari jumlah keuntungan terbesar setelah dikurangi dengan biaya operasi, dalam hal in biaya operasi adalah biaya untuk mengoperasikan compressor, *sea water cooler*.

Tabel 4.23. Nilai *Profit* Optimum Pada PRICO menggunakan *natural gas Two Phase Turbine (Case 3)*

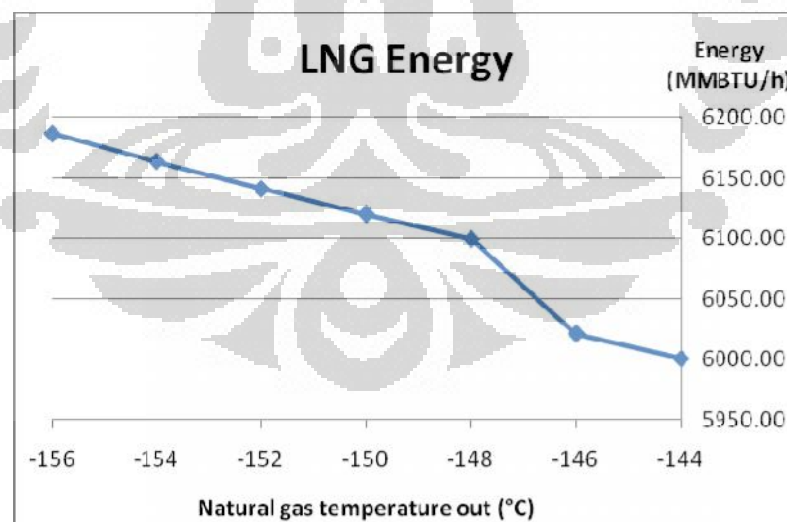
		Energi				<i>Profit</i>
		LNG	<i>Flash Gas</i>	Compressor	SW Cooler	
Temperatur <i>refrigerant</i> keluar MHE, Temperatur NG keluar MHE (°C)	10, -156	5980.22	136.14	236.50	0.37	102223.83
	12, -156	6324.28	143.98	238.40	0.37	108105.11
	14, -156	6669.72	151.84	240.30	0.38	114009.96

#### 4.3.4. Kondisi Optimum Pada PRICO menggunakan *natural gas* dan refrigerant *Two Phase Turbine (Case 4)*

##### 4.3.4.A. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 10°C

Tabel 4.24. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{Refrigerant\ out} = 10^{\circ}C$

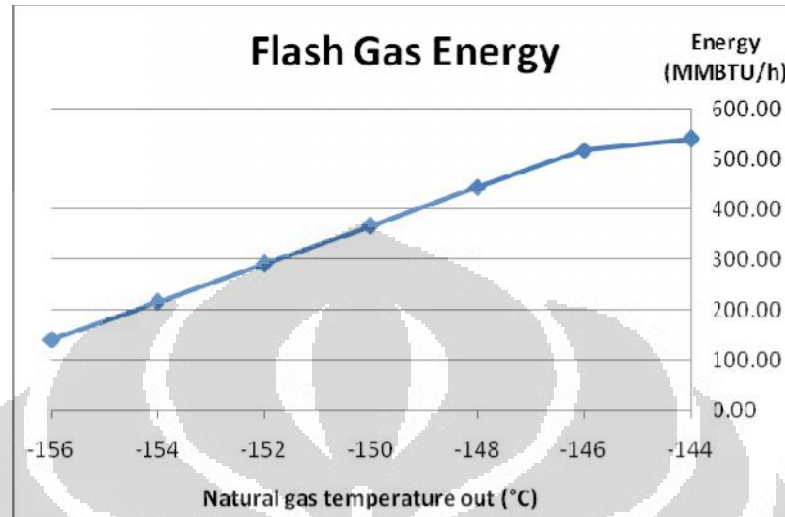
	Unit	Temperature NG Out						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	38.96	38.96	38.96	38.62	38.30	37.98	37.68
LNG	kg/s	35.75	35.87	36.31	36.43	36.56	36.69	36.83
<i>Heating value</i>	kcal/kg	11750.00	11750.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00
LNG Energi	MMBTU/h	6000.89	6021.04	6099.56	6119.99	6141.26	6163.75	6186.93
<i>Flash Gas</i>	kg/s	3.21	3.08	2.65	2.19	1.74	1.30	0.85
<i>Heating value</i>	kcal/kg	11800.00	11780.00	11760.00	11740.00	11710.00	11660.00	11600.00
<i>Flash Gas Energi</i>	MMBTU/h	540.44	518.66	445.15	368.05	291.62	215.76	140.85
Total Energi	MMBTU/h	6541.33	6539.69	6544.70	6488.04	6432.87	6379.52	6327.78
keuntungan kotor	US \$/h	104238.79	104491.59	105524.01	105554.12	105601.18	105671.56	105757.38
Compressor Power	MW	69.30	69.30	69.30	69.30	69.30	69.30	69.30
SW Cooler Power	MW	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11
EXP Ref	MW	1.19	1.16	1.13	1.10	1.07	1.05	1.03
Exp NG	MW	0.32	0.29	0.27	0.25	0.24	0.23	0.22



Gambar 4.41. LNG Energi pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{Refrigerant\ out} = 10^{\circ}C$

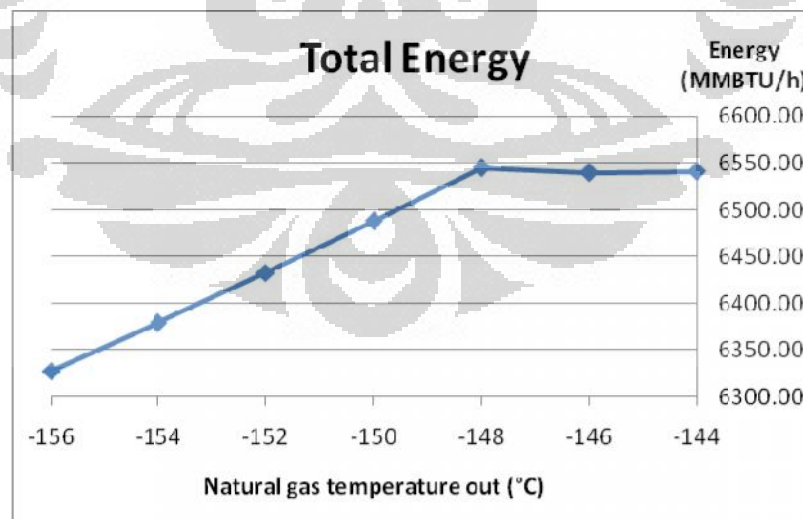


Gambar 4.41 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG.

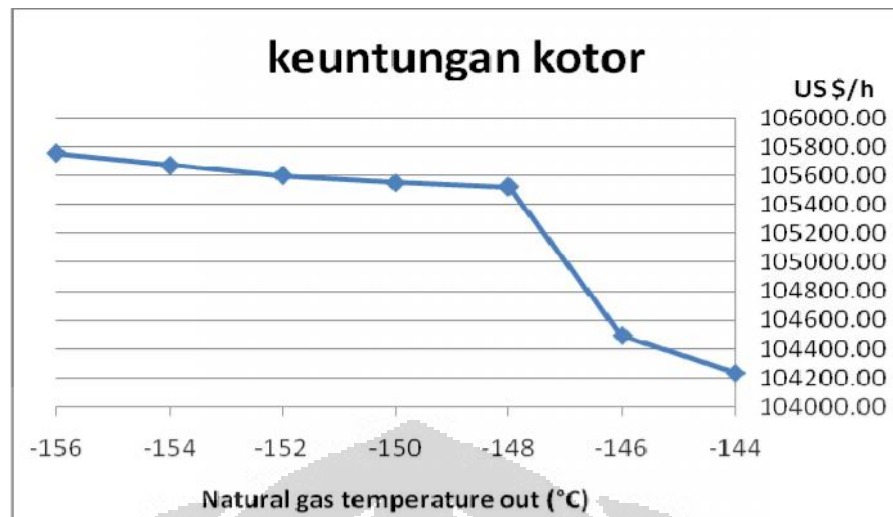


Gambar 4.42. *Flash Gas* Energi pada *case 3* and Ref,  $T_{\text{Refrigerant out}} = 10^{\circ}\text{C}$

Pada gambar 4.42 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin



Gambar 4.43. Total Energi pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{\text{Refrigerant out}} = 10^{\circ}\text{C}$



Gambar 4.44. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{Refrigerant\ out} 10^{\circ}\text{C}$

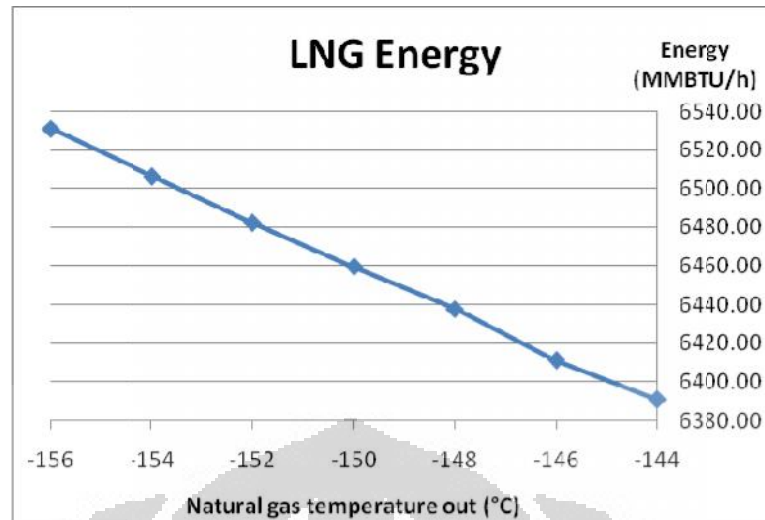
Gambar 4.43 dan 4.44 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE, sementara keuntungan kotor yang dihasilkan menunjukkan angka tertinggi pada temperature  $-146^{\circ}\text{C}$  dikarenakan jumlah *natural gas* dan LNG yang dihasilkan memiliki nilai yang paling tinggi.

#### 4.3.4.B. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar $12^{\circ}\text{C}$

Tabel 4.25. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}\text{C}$

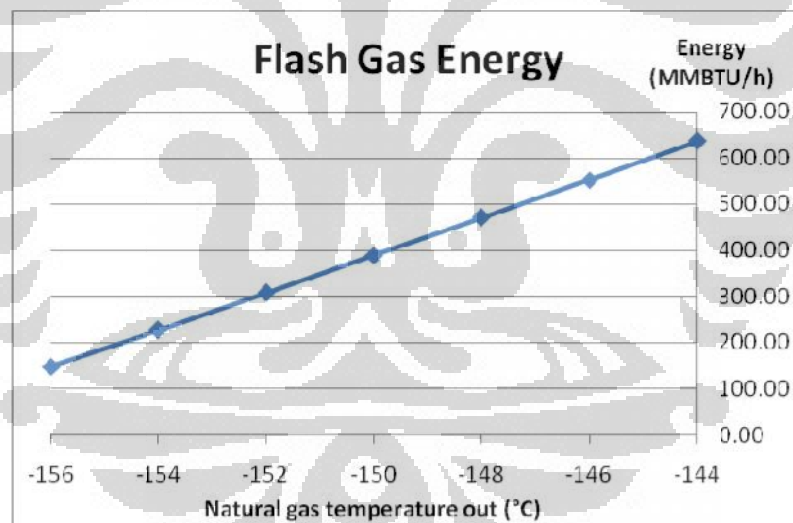
	Unit	<i>Temperature NG Out (°C)</i>						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<b>Natural gas</b>	kg/s	41.84	41.48	41.12	40.77	40.43	40.10	39.77
<b>LNG</b>	kg/s	38.07	38.19	38.32	38.45	38.59	38.73	38.87
<i>Heating value</i>	kcal/kg	11750.00	11750.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00
LNG Energi	MMBTU/h	6390.77	6411.12	6437.67	6459.54	6482.28	6506.28	6530.99
<b>Flash Gas</b>	kg/s	3.77	3.28	2.80	2.32	1.84	1.37	0.90
<i>Heating value</i>	kcal/kg	11800.00	11780.00	11760.00	11740.00	11710.00	11660.00	11600.00
Flash Gas Energi	MMBTU/h	635.90	552.26	469.82	388.47	307.81	227.75	148.68
<b>Total Energi</b>	MMBTU/h	7026.66	6963.37	6907.49	6848.02	6790.09	6734.04	6679.68
<b>Keuntungan kotor</b>	US \$/h	111259.39	111261.19	111373.39	111410.57	111465.27	111543.87	111638.66
<b>Compressor Power</b>	MW	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87	69.87
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11

Universitas Indonesia



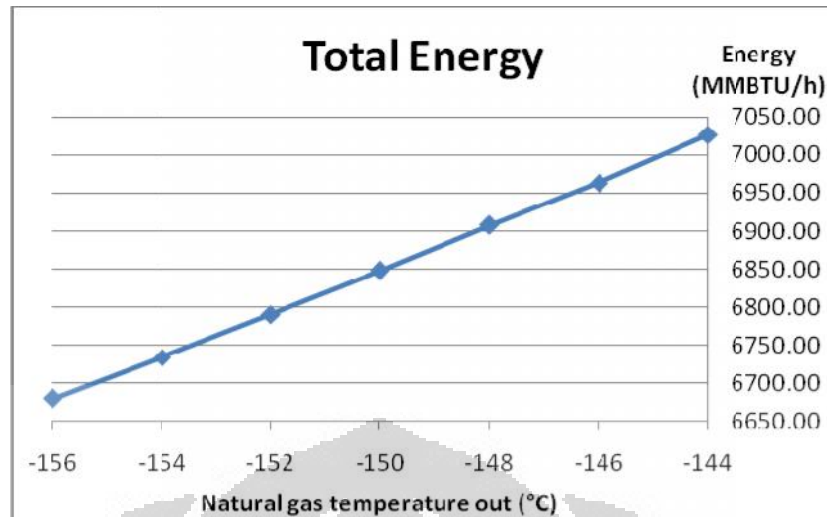
Gambar 4.45. LNG Energi pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 12^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.45 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG.

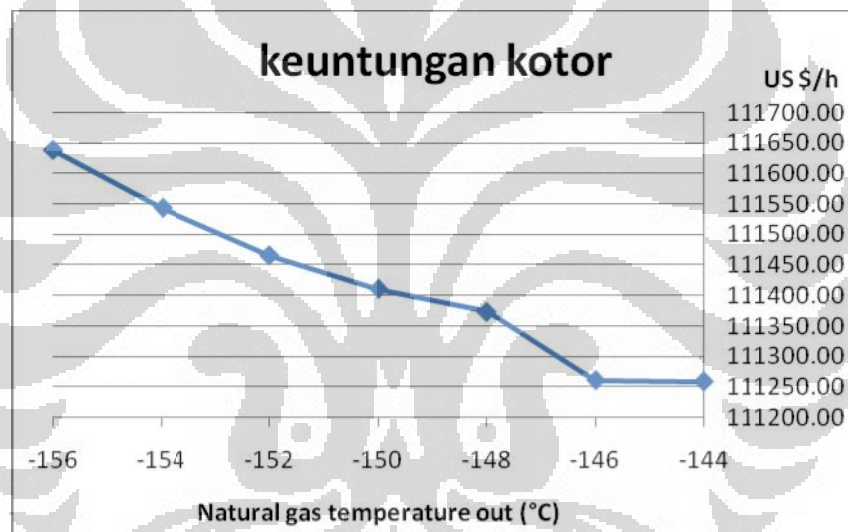


Gambar 4.46. *Flash Gas* Energi pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 12^{\circ}\text{C}$

Pada gambar 4.46 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin



Gambar 4.47. Total Energi pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$



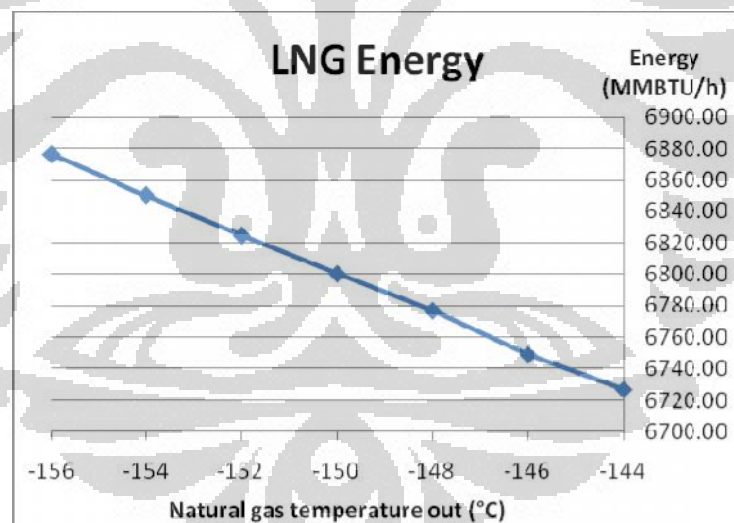
Gambar 4.48. Keuntungan kotor proses PRICO *Case 4*,  $T_{Refrigerant\ out} 12^{\circ}C$

Gambar 4.47 dan 4.48 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE, sementara keuntungan kotor yang dihasilkan semakin tinggi, hal tersebut dikarenakan energi yang di hasilkan LNG pada suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin besar dan harga produk LNG yang lebih tinggi dibandingkan harga produk *Flash Gas*.

#### 4.3.4.C. Pada Temperatur *Refrigerant* keluar MHE sebesar 14°C

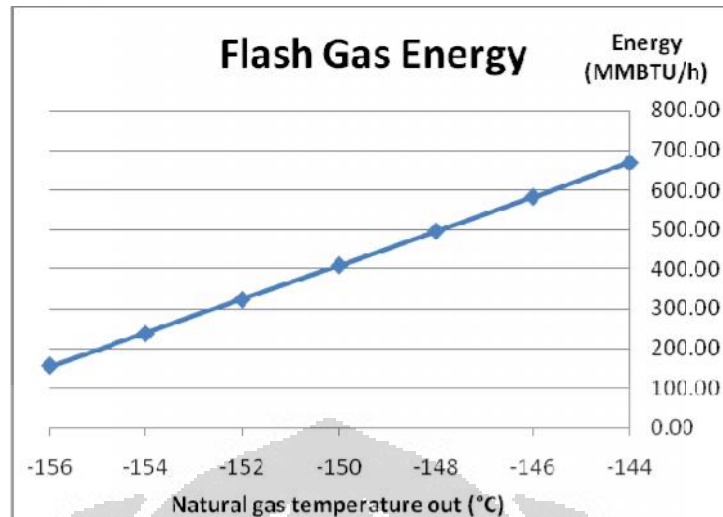
Tabel 4.26. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{\text{Refrigerant out}} = 14^{\circ}\text{C}$

	Unit	<i>Temperature NG Out</i>						
		-144	-146	-148	-150	-152	-154	-156
<i>Natural gas</i>	kg/s	44.05	43.66	43.28	42.92	42.56	42.21	41.88
<b>LNG</b>	kg/s	40.08	40.21	40.34	40.48	40.62	40.77	40.93
<i>Heating value</i>	kcal/kg	11750.00	11750.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00	11760.00
LNG Energi	MMBTU/h	6727.11	6748.86	6777.13	6800.46	6824.68	6850.18	6876.44
<i>Flash Gas</i>	kg/s	3.97	3.45	2.94	2.44	1.94	1.44	0.94
<i>Heating value</i>	kcal/kg	11800.00	11780.00	11760.00	11740.00	11710.00	11600.00	11600.00
<i>Flash Gas Energi</i>	MMBTU/h	669.37	581.35	494.60	408.98	324.07	238.56	156.55
<b>Total Energi</b>	MMBTU/h	7396.47	7330.21	7271.73	7209.43	7148.75	7088.74	7032.98
<b>Keuntungan kotor</b>	US \$/h	117114.87	117122.61	117246.21	117290.49	117352.87	117434.65	117543.51
<b>Compressor Power</b>	MW	70.43	70.43	70.43	70.43	70.43	70.43	70.43
<b>SW Cooler Power</b>	MW	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11



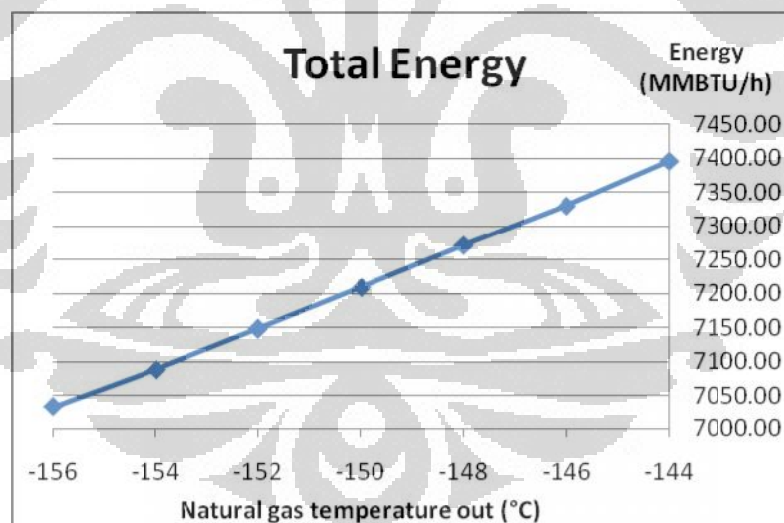
Gambar 4.49. LNG Energi pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{\text{Refrigerant out}} = 14^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.49 menunjukkan peningkatan jumlah energi yang dimiliki oleh produk LNG, semakin rendah suhu *natural gas* keluar MHE menunjukkan semakin tinggi energi yang dimiliki oleh LNG.

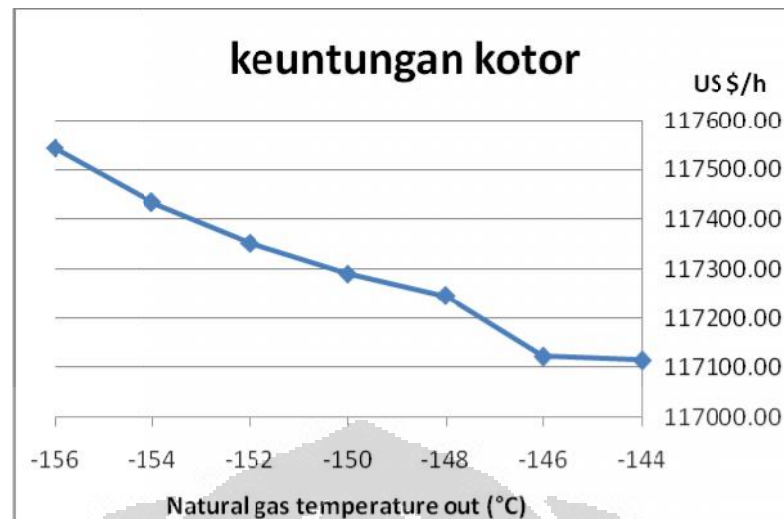


Gambar 4.50. *Flash Gas* Energi pada proses PRICO Case 4,  $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}C$

Pada gambar 4.50 kandungan energi yang dimiliki oleh *Flash Gas* sebagai hasil atas dari *separator* semakin sedikit dengan semakin dinginnya suhu keluar *natural gas* dari MHE, hal tersebut berbanding lurus dengan nilai *heating value* yang juga semakin kecil seiring dengan suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin dingin



Gambar 4.51. Total Energi pada proses PRICO Case 4,  $T_{Refrigerant\ out} 14^{\circ}C$



Gambar 4.52. Keuntungan kotor pada proses PRICO *Case 4*,  $T_{\text{Refrigerant out}} 14^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.51 dan 4.52 menunjukkan jumlah total energi produk (LNG dan *Flash Gas*) dan keuntungan kotor yang dihasilkan, yaitu *profit* yang belum di kurangi dengan biaya operasi. Total energi semakin menurun dengan semakin dinginnya suhu *natural gas* keluar MHE, sementara keuntungan kotor yang dihasilkan semakin tinggi, hal tersebut dikarenakan energi yang di hasilkan LNG pada suhu *natural gas* keluar MHE yang semakin besar dan harga produk LNG yang lebih tinggi dibandingkan harga produk *Flash Gas*.

Kondisi Optimum pada PRICO *case 4* ini dapat ditentukan dari jumlah keuntungan terbesar setelah dikurangi dengan biaya operasi, dalam hal ini biaya operasi adalah biaya untuk mengoperasikan compressor, *sea water cooler*.

Tabel 4.27. Nilai *Profit* Optimum Pada PRICO menggunakan *natural gas Two Phase Turbine* dan *refrigerant Two Phase Turbine (Case 4)*

		Energi (MMBTU/h)				<i>Profit</i> (US \$/h)
		LNG	<i>Flash Gas</i>	Compressor	SW Cooler	
Temperatur <i>refrigerant</i> keluar MHE, Temperatur NG keluar MHE (°C)	10, -146	6186.93	140.85	236.50	0.37	105757.38
	12, -156	6530.99	148.68	238.40	0.37	111638.66
	14, -156	6876.44	156.55	240.30	0.38	117543.51

4.4. Analisis kepastian (*certainty*) *Profit*

Pada bagian ini akan dianalisis kepastian dari *profit* yang diperoleh pada kondisi optimum pada setiap kasus proses PRICO.

*Profit* yang di peroleh padahal perhitungan keuntungan kotor di kurangi dengan biaya pengoperasian siklus pendingin, seperti dilihat pada persamaan 4.1 berikut

$$Profit = ((P_{LNG} \times E_{LNG}) + (P_{FG} \times E_{FG})) - (P_{operasional} \times E_{siklus}) \dots \dots \dots (4.1)$$

Analisis kepastian (*certainty*) dari *profit* yang diperoleh pada kondisi optimum di analisis menggunakan bantuan perangkat lunak *Random Simulator generator*. Pemodelan pada *Random Simulator generator* dapat dilihat pada gambar 4.53 berikut.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	
1	As Ref Out 140																		
2		Unit	Temperature=40°C													Charge LNG		1.18	US\$/VVBTU
3			-14	-16	-18	-19	-19	-19	-19										
4	Natural Gas	kg/s	42.52012	42.07538	41.63063	41.18588	40.74113	40.29638	39.85163	39.40688	38.96213	38.51738	38.07263	37.62788	37.18313	36.73838	36.29363	35.84888	
5	LNG	kg/s	35.10635	34.66160	34.21685	33.77210	33.32735	32.88260	32.43785	31.99310	31.54835	31.10360	30.65885	30.21410	29.76935	29.32460	28.87985	28.43510	
6	Charge LNG	kg/s	7760.00	7720.00	7680.00	7640.00	7600.00	7560.00	7520.00	7480.00	7440.00	7400.00	7360.00	7320.00	7280.00	7240.00	7200.00	7160.00	
7	LNG Energy	MW	332.035	328.035	324.035	320.035	316.035	312.035	308.035	304.035	300.035	296.035	292.035	288.035	284.035	280.035	276.035	272.035	
8	Flash Gas	kg/s	4.30265	4.26265	4.22265	4.18265	4.14265	4.10265	4.06265	4.02265	3.98265	3.94265	3.90265	3.86265	3.82265	3.78265	3.74265	3.70265	
9	Flash Gas Energy	MW	780.00	776.00	772.00	768.00	764.00	760.00	756.00	752.00	748.00	744.00	740.00	736.00	732.00	728.00	724.00	720.00	
10	Total Energy	MW	741.935	734.035	726.135	718.235	710.335	702.435	694.535	686.635	678.735	670.835	662.935	655.035	647.135	639.235	631.335	623.435	
11	Keuntungan Kotor	\$/h	11,321.22	11,194.56	11,067.90	10,941.24	10,814.58	10,687.92	10,561.26	10,434.60	10,307.94	10,181.28	10,054.62	9,927.96	9,801.30	9,674.64	9,547.98	9,421.32	
12	Compressor Power	MW	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	70,427,453	
13	SW Cooler Power	MW	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	0,12,45	
14	Profit	US \$/h	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	110,671.22	
15																			
16																			
17																			
18																			
19																			
20																			

Gambar 4.53. Analisis certainty pada *Random Simulator generator*



#### 4.4.1 Analisis kepastian (certainty) kondisi optimum PRICO *base case*

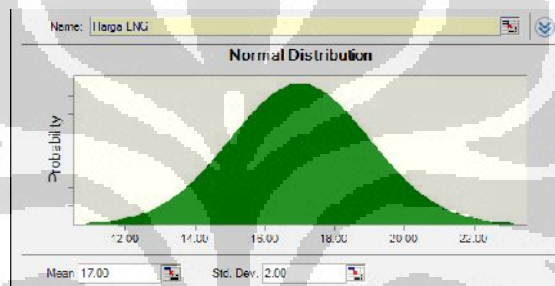
##### 4.4.1.A. Pendefinisian variabel

Dalam pembuatan model ini variabel-variabel yang digunakan adalah :

##### 1. *Define assumption*

##### a. Harga LNG

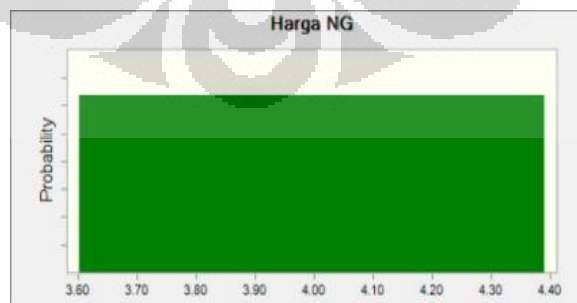
Harga LNG diasumsikan berada pada kisaran US \$ 17 per MMBTU. Harga LNG dalam model ini di asumsikan sebagai normal distribution, dengan perkiraan deviasi sebesar 10%. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada gambar 4.54 berikut



Gambar 4.54 *Define assumption* Harga LNG *base case*

##### b. Harga *Natural gas*

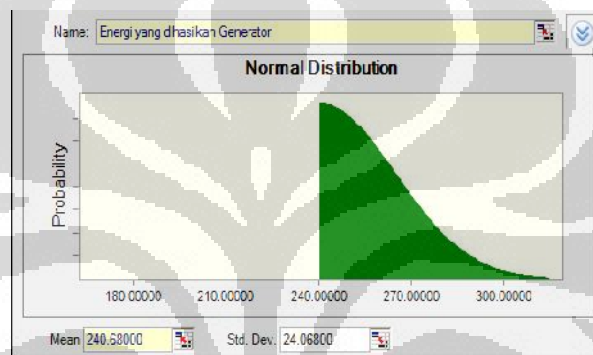
Harga *Natural gas* diasumsikan berupa *uniform distribution* dengan nilai minimum US \$ 3.6 dan nilai maksimum US \$ 4.39 berdasarkan data dan proyeksi dari *energy outlook 2012*. Pendistribusian Harga *Natural gas* sebagai *uniform distribution* dapat dilihat pada gambar 4.55 berikut



Gambar 4.55. *Define assumption* harga NG *base case*

c. Energi untuk operasional siklus pencairan LNG

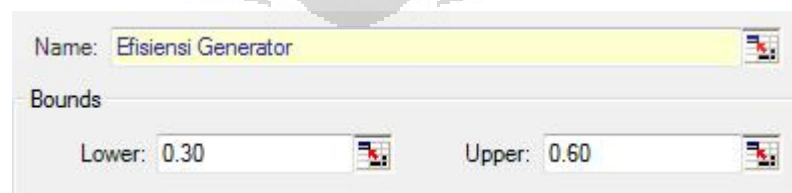
Energi untuk operasional siklus pendingin adalah total energi yang dibutuhkan untuk mengoperasikan silus pencairan LNG. Terdiri dari energi yang dibutuhkan oleh compressor, *sea water cooler*. Energi siklus ini di asumsikan sebagai normal distribution dengan deviasi sebesar 10%. Memiliki nilai minimum sebesar 240.68 MMBTU/h sesuai dengan total energi yang dibutuhkan oleh siklus pencairan LNG. Pendistribusian energi untuk operasional siklus pencairan LNG dapat dilihat pada gambar 4.56 berikut



Gambar 4.56. *Define assumption* energi yang dibutuhkan siklus pencairan LNG *base case*

2. *Define decision*

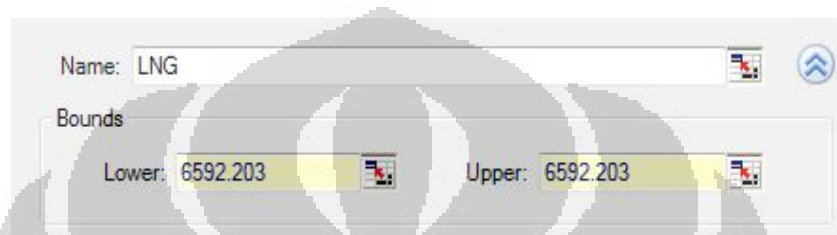
- a. Besarnya efisiensi *generator* yang didistribusikan sebagai *define decision* yaitu besarnya efisiensi *generator* yang dikehendaki yang memiliki nilai minimum 30 % dan nilai maksimum 60 %. Pendistribusian variabel *define decision* dapat dilihat pada gambar 5.57 berikut.



Gambar 4.57. *Define decision* efisiensi *generator base case*

b. Energi produk LNG

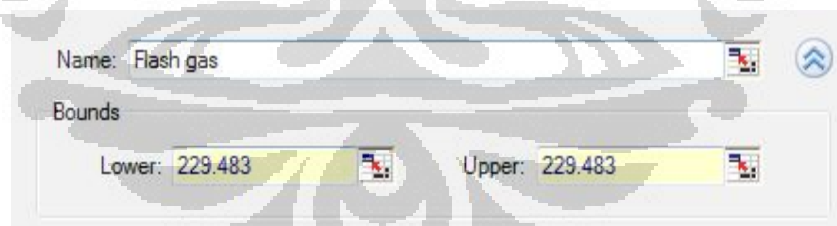
Energi yang dihasilkan oleh LNG pada kondisi optimum PRICO *base case* ini adalah 6592.203 MMBTU/h, didefinisikan sebagai variabel tetap yang tidak memiliki nilai minimum dan maksimum sehingga boundary condition memiliki harga lower dan upper yang sama. Pendistribusian Energi produk LNG sebagai *define decision* dapat dilihat pada gambar 4.58 berikut.



Gambar 4.58. *Define decision* energi produk LNG

c. Energi produk *Flash Gas*

Energi yang dihasilkan oleh *Flash Gas* pada kondisi optimum PRICO *base case* ini adalah 229.483 MMBTU/h, didefinisikan sebagai variabel tetap yang tidak memiliki nilai minimum dan maksimum. Pendistribusian Energi produk *Flash Gas* sebagai *define decision* dapat dilihat pada gambar 4.59 berikut.

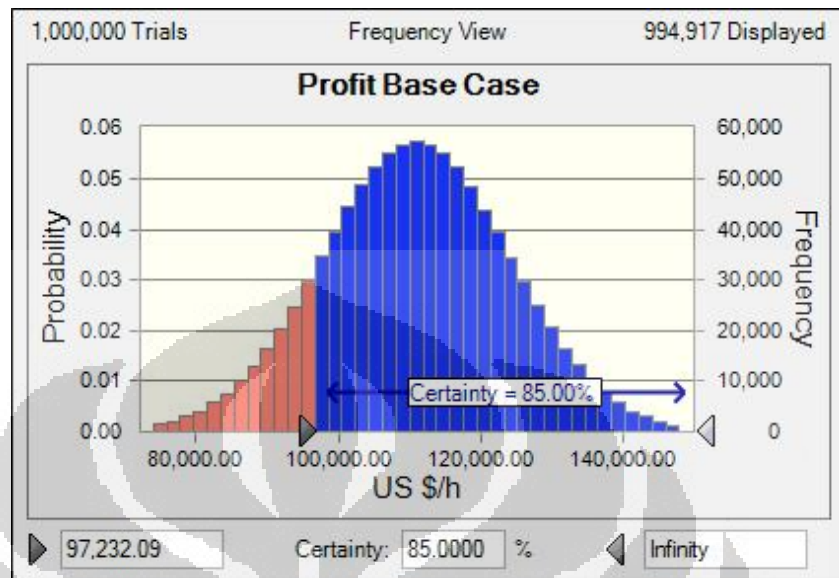


Gambar 4.59. *Define decision* energi produk *Flash Gas*

3. *Forecast*

*Profit* didefinisikan sebagai *Forecast*, yaitu nilai yang akan dianalisis tingkat kepastiannya dengan number of trials to run  $1 \times 10^6$ .

#### 4.4.1.B. Hasil simulasi



Gambar 4.60 Hasil *profit base case*

Hasil simulasi menunjukkan dengan kepastian 85 %, *profit* minimum yang di hasilkan adalah sebesar US \$ 97,232.09 per jam.

#### 4.4.2 Analisis kepastian (*certainty*) kondisi optimum PRICO menggunakan *refrigerant Two Phase Turbine (Case 2)*

##### 4.4.2. A. Pendefinisian variabel

Dalam pembuatan model ini variabel-variabel yang digunakan adalah :

##### 1. *Define assumption*

##### a. Harga LNG

Pendistribusian harga LNG sebagai *Define assumption* mempunyai tipe dan nilai yang sama dengan pendistribusian harga LNG pada *base case*.

Universitas Indonesia

b. Harga *Natural gas*

Pendistribusian harga *Natural gas* sebagai *Define assumption* mempunyai tipe dan nilai yang sama dengan pendistribusian harga *Natural gas* pada *base case*.

c. Energi untuk operasional siklus pencairan LNG

Energi untuk operasional siklus pendingin adalah total energi yang dibutuhkan untuk mengoperasikan silus pencairan LNG. Terdiri dari energi yang dibutuhkan oleh compressor, *sea water cooler*. Energi siklus ini di asumsikan sebagai normal distribution dengan deviasi sebesar 10%. Memiliki nilai minimum sebesar 240.68 MMBTU/h sesuai dengan total energi yang dibutuhkan oleh siklus pencairan LNG.

2. *Define decision*

a. Pendistribusian nilai efisiensi *generator* sebagai *define decision* memiliki nilai yang sama dengan efisiensi *generator* pada *base case*.

b. Energi produk LNG

Energi yang dihasilkan oleh LNG pada kondisi optimum PRICO *base case* ini adalah 6796.518 MMBTU/h, didefinisikan sebagai variabel tetap yang tidak memiliki nilai minimum dan maksimum.

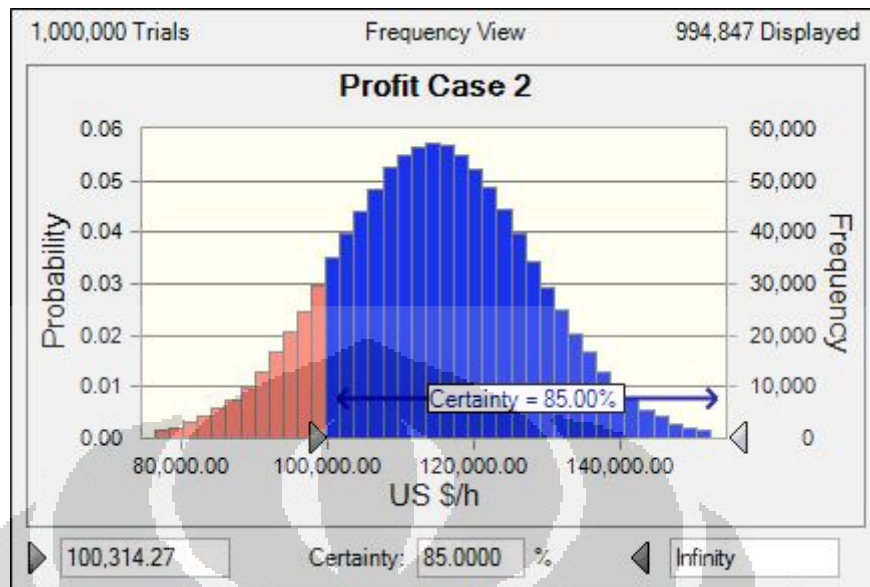
c. Energi produk *Flash Gas*

Energi yang dihasilkan oleh *Flash Gas* pada kondisi optimum PRICO *base case* ini adalah 236.595 MMBTU/h, didefinisikan sebagai variabel tetap yang tidak memiliki nilai minimum dan maksimum.

3. *Forecast*

*Profit* didefinisikan sebagai *Forecast*, yaitu nilai yang akan dianalisis tingkat kepastiannya dengan number of trials to run  $1 \times 10^6$ .

#### 4.4.2.B. Hasil simulasi



Gambar 4.61. Hasil *Profit case 2*

Hasil simulasi menunjukkan dengan kepastian 85 %, *profit* minimum yang di hasilkan adalah sebesar US \$ 100,325.23 per jam.

#### 4.4.3 Analisis kepastian (*certainty*) kondisi optimum PRICO menggunakan *Natural gas Two Phase Turbine (Case 3)*

##### 4.4.3.A. Pendefinisian variabel

Dalam pembuatan model ini variabel-variabel yang digunakan adalah :

1. *Define assumption*
  - a. Harga LNG

Pendistribusian harga LNG sebagai *Define assumption* mempunyai tipe dan nilai yang sama dengan pendistribusian harga LNG pada *base case*.

b. Harga *Natural gas*

Pendistribusian harga *Natural gas* sebagai *Define assumption* mempunyai tipe dan nilai yang sama dengan pendistribusian harga *Natural gas* pada *base case*.

c. Energi untuk operasional siklus pencairan LNG

Energi untuk operasional siklus pendingin adalah total energi yang dibutuhkan untuk mengoperasikan silus pencairan LNG. Terdiri dari energi yang dibutuhkan oleh compressor, *sea water cooler*. Energi siklus ini di asumsikan sebagai normal distribution dengan deviasi sebesar 10%. Memiliki nilai minimum sebesar 240.68 MMBTU/h sesuai dengan total energi yang dibutuhkan oleh siklus pencairan LNG.

2. *Define decision*

a. Pendistribusian nilai efisiensi *generator* sebagai *define decision* memiliki nilai yang sama dengan efisiensi *generator* pada *base case*.

b. Energi produk LNG

Energi yang dihasilkan oleh LNG pada kondisi optimum PRICO *base case* ini adalah 6669.72 MMBTU/h, didefinisikan sebagai variabel tetap yang tidak memiliki nilai minimum dan maksimum.

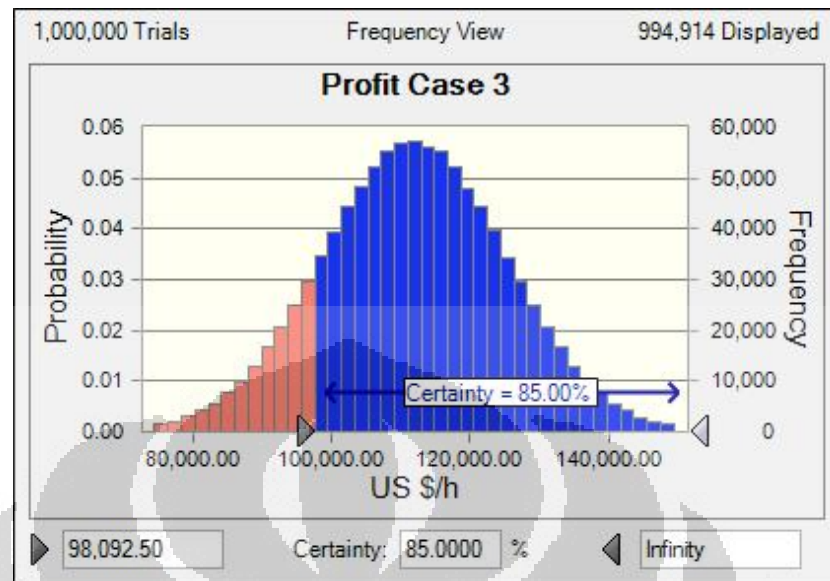
c. Energi produk *Flash Gas*

Energi yang dihasilkan oleh *Flash Gas* pada kondisi optimum PRICO *base case* ini adalah 151.84 MMBTU/h, didefinisikan sebagai variabel tetap yang tidak memiliki nilai minimum dan maksimum.

3. *Forecast*

*Profit* didefinisikan sebagai *Forecast*, yaitu nilai yang akan dianalisis tingkat kepastiannya dengan number of trials to run  $1 \times 10^6$ .

#### 4.4.3.B. Hasil simulasi



Gambar 4.62. Hasil *Profit case 3*

Hasil simulasi menunjukkan dengan kepastian 85 %, *profit* minimum yang di hasilkan adalah sebesar US \$ 98,092.50 per jam.

#### 4.4.4 Analisis kepastian (*certainty*) kondisi optimum PRICO menggunakan *Natural gas Two Phase Turbine* dan *refrigerant Two Phase Turbine* (*Case 4*)

##### 4.4.4.A. Pendefinisian variabel

Dalam pembuatan model ini variabel-variabel yang digunakan adalah :

1. *Define assumption*
  - a. Harga LNG

Pendistribusian harga LNG sebagai *Define assumption* mempunyai tipe dan nilai yang sama dengan pendistribusian harga LNG pada *base case*.



b. Harga *Natural gas*

Pendistribusian harga *Natural gas* sebagai *Define assumption* mempunyai tipe dan nilai yang sama dengan pendistribusian harga *Natural gas* pada *base case*.

c. Energi untuk operasional siklus pencairan LNG

Energi untuk operasional siklus pendingin adalah total energi yang dibutuhkan untuk mengoperasikan silus pencairan LNG. Terdiri dari energi yang dibutuhkan oleh compressor, *sea water cooler*. Energi siklus ini di asumsikan sebagai normal distribution dengan deviasi sebesar 10%. Memiliki nilai minimum sebesar 240.68 MMBTU/h sesuai dengan total energi yang dibutuhkan oleh siklus pencairan LNG.

4. *Define decision*

a. Pendistribusian nilai efisiensi *generator* sebagai *define decision* memiliki nilai yang sama dengan efisiensi *generator* pada *base case*.

b. Energi produk LNG

Energi yang dihasilkan oleh LNG pada kondisi optimum PRICO *base case* ini adalah 6876.44 MMBTU/h, didefinisikan sebagai variabel tetap yang tidak memiliki nilai minimum dan maksimum.

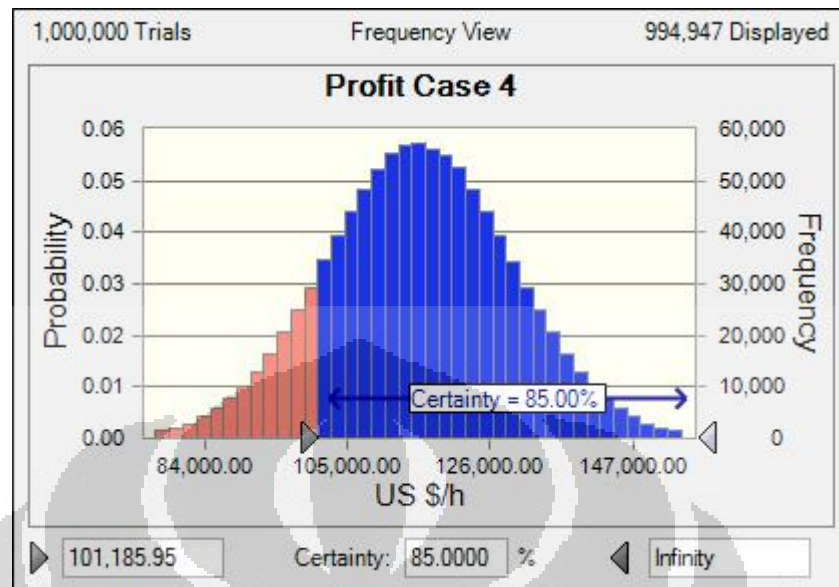
c. Energi produk *Flash Gas*

Energi yang dihasilkan oleh *Flash Gas* pada kondisi optimum PRICO *base case* ini adalah 156.55 MMBTU/h, didefinisikan sebagai variabel tetap yang tidak memiliki nilai minimum dan maksimum. Pendistribusian Energi produk *Flash Gas* sebagai *define decision* dapat dilihat pada gambar 4.71 berikut.

5. *Forecast*

*Profit* didefinisikan sebagai *Forecast*, yaitu nilai yang akan dianalisis tingkat kepastiannya dengan *number of trials to run*  $1 \times 10^6$ .

#### 4.4.4.B. Hasil simulasi



Gambar 4.63. Hasil *Profit case 4*

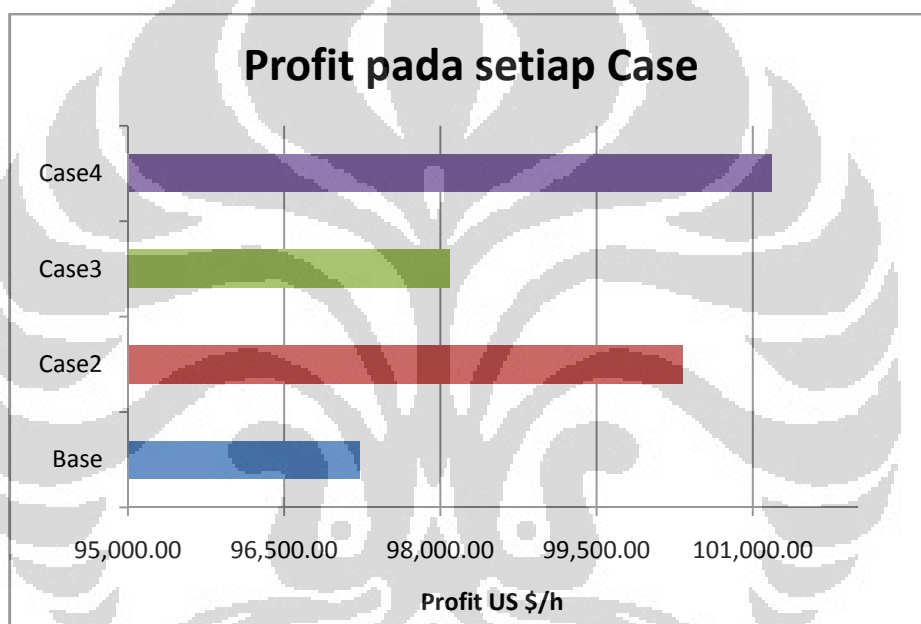
Hasil simulasi menunjukkan dengan kepastian 85 %, *profit* minimum yang di hasilkan adalah sebesar US \$ 101,185.95 per jam.

*Profit* setiap *case* dapat dilihat pada Tabel 4.28 dibawah ini

Tabel 4.28 *Profit* minimal tiap *case*

	<i>Base</i>	<i>Case2</i>	<i>Case3</i>	<i>Case4</i>
<i>Profit</i>	97,232.09	100,325.23	98,092.50	101,185.95

Tabel 4.28 menunjukkan *profit* minimal pada setiap *case*. *Profit* terkecil terletak pada *base case*, *Profit* terbesar terletak pada *case 4*. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada gambar 4.64 berikut.



Gambar 4.64. Perbandingan *profit* setiap *case*

## BAB V KESIMPULAN

1. Mass Flow *Natural Gas* terbesar terletak pada variasi suhu  $T_{\text{refrigerant out}}$   $14^{\circ}\text{C}$  dan  $T_{\text{NG out}}$   $-156^{\circ}\text{C}$ .
2. Semakin rendah suhu *natural gas* keluar dari *Main Heat Exchanger*, maka jumlah energi dari produk LNG yang dihasilkan semakin besar, sedangkan jumlah energi yang dihasilkan dari produk flash gas semakin berkurang.
3. *Turbine* yang digunakan pada simulasi ini merupakan *two phase Turbine* yang yang didesain untuk mengijinkan *inlet* fluida berphase *liquid* dan *vapor*. Penggunaan *two phase Turbine* untuk menurunkan tekanan pada *Refrigerant* memberikan keuntungan berupa suhu keluar yang lebih dingin dibandingkan penggunaan *JT valve*, sehingga memperbesar jumlah *natural gas* yang dapat didinginkan oleh siklus.
4. Penggunaan *two phase Turbine* untuk menurunkan tekanan pada *natural gas* setelah keluar dari *Main Heat Exchanger* memberikan keuntungan berupa minimal nya produk *flash gas*, sehingga keuntungan yang diperoleh lebih tinggi dibandingkan penggunaan *JT valve*.
5. Penggunaan *two phase Turbine* pada sisi *refrigerant* dan *natural gas* setelah keluar dari *Main Heat Exchanger* memberikan keuntungan pada maksimalnya produk *natural gas* yang dapat didinginkan oleh siklus dan maksimalnya produk LNG yang dihasilkan, sehingga member keuntungan yang jauh lebih besar dibandingkan penggunaan *JT valve*.
6. Analisis kepastian (*certainty*) menggunakan perangkat lunak *Random simulator generator* berdasarkan hasil yang didapat dari *Simulator* proses menunjukkan keuntungan terkecil berada pada *base case* (US \$ 97,225 per jam). Pada *case 2* (US \$ 100,314 per jam). Pada *case 3* (US \$ 98,076 per jam). Dan keuntungan paling maksimal berada pada *case 4* (US \$ 101,206 per jam)

## DAFTAR PUSTAKA

- Evans, R, James., Olson, L, David., (2002), “Introduction to simulation and risk analysis”, Prentice Hall., 112 – 199
- Reynolds, C. William, Perkins, C. Henry, (1987), “Termodinamika Teknik, Edisi ke-2”, Erlangga, Jakarta
- Moran, J, Michael., Saphiro, N, Howard., (2004), “Termodinamika Teknik, Edisi ke-4”, Erlangga, Jakarta
- Van Ness H, et al., (1996), “Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics” Mc-Graw Hill International Edition – Chemical Engineering Series , fifth edition : New York , Mc-Graw Hill companies
- Potter, C, Mierle., Somerton, W, Craig., (1995), “Schaum’s Outline of Theory and Problems of Thermodynamics for Engineers”, Mc Graw-hill Companies
- Rogers,G, F, C., Mayhew, Y, R., (2004), “Thermodynamic and Transport Properties of Fluids, Fifth Edition”, Blackwell Publishing
- Cholast , Katarzyna, et al., (2004), “Two-Phase Expanders Replace Joule-Thomson Valves at Nitrogen Rejection Plants”, Process Advisors Ostrów Wielkopolski, Poland
- Arjun, S. ,H. Morten., (2006) “Dynamic Modeling and Control of PRICO LNG Process”, Departemen of Engineering Cybernetics Norwegian University of Science and technology Trondheim, Norway
- Nugroho Hanan., (2008),”Extending LNG Exports While Energy Security Remains Uncertain”, Jakarta
- Luber, Perez., (2009), “Optimal operation of a LNG process”, Diploma thesis, Norwegian University of Science and technology, Norway
- A. Tomasgard, et al., (2009), “An optimization-simulation model for a simple LNG process”, Computers and Chemical Engineering., Department of Energy and Process Engineering, The Norwegian University of Science and Technology, NTNU, 7491 Trondheim, Norway
- Manohar, Dash, Sunil., (2009), “Study of Cryogenic Cycles with Aspen - Hysys Simulations”, degree of Bachelor of Technology, National Institute of Technology, Rourkela

- Hadiwidjoyo, Saryono., (2009), “Indonesia’s down stream prospect and regulatory incentives” , Ministry of energy and mineral resources directorate general of oil and gas, Singapore
- L.V. van der Ham., S. Kjelstrup (2010), “Exergy analysis of two cryogenic air separation processes”, Energy., Department of Chemistry, Norwegian University of Science and Technology, N-7491, Trondheim.,
- Oktova , AR, Jihad., (2010), “Semi Kualitatif Analisis Resiko Pipa Penyalur Gas ”, Thesis, Fakultas Teknik Program Studi Teknik Kimia Universitas Indonesia, Indonesia
- Ravindra S, et al., (2010)” Modeling Multi-stream Heat Exchangers with and without Phase Changes for Simultaneous Optimization and Heat Integration”
- Al Abdulkarem.A., (2010),”Optimization of propane pre-cooled mixed Refrigerant LNG plant”, Applied Thermal Engineering., The Petroleum Institute. Abu Dhabi, United Arab Emirates
- Ahmad, Faizan., G.M.Shariff., (2011), “Process Simulation and capture from natural gas optimal design of membrane separation system for CO2”, Computers and Chemical Engineering., Chemical Engineering Department, Universiti Teknologi PETRONAS., Bandar Seri Iskandar, Malaysia
- Ministry Petroleum and Energy.(2012) : Norway’s oil and gas resources. <http://www.regjeringen.no/en/dep/oed/Subject/Oil-and-Gas/norways-oil-and-gas-resources.html?id=443528>
- Technology and innovation.(2012) : Liquefied Natural Gas and Conoco Phillips Energy Prize. <http://www.conocophillips.com/EN/tech>