

TUGAS AKHIR
(KS 1701)

**ANALISA EKONOMIS PENGGUNAAN
SISTEM REFRIGERASI ABSORPSI PADA KAPAL
IKAN TUNA LONGLINE**

Tgl. Terima	14 - 8 - 2000
Terima Dari	H
No. Agenda Prp.	1818



RSSP
623.853 S
Kri
a-1

2000

Oleh :

ANDHY KRISTANTO
Nrp. 4295 100 027

**JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2000**



LEMBAR PENGESAHAN

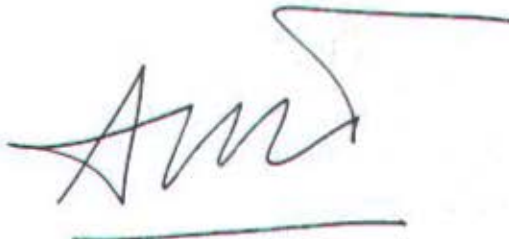
ANALISA EKONOMIS PENGGUNAAN SISTEM REFRIGERASI ABSORPSI PADA KAPAL IKAN TUNA LONGLINE

TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Sebagian
Persyaratan Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Pada
Jurusan Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya

Mengetahui / Menyetujui :

Dosen Pembimbing II



Ir. Amiadji, MM. MSc.

NIP. 131 792 513

Dosen Pembimbing I



Ir. Alam Baheramayah, MSc.

NIP. 131 993 365



FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN - ITS
JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN

KAMPUS ITS KEPUTIH SUKOLILO SURABAYA 60111
TELP. 5994754. 5994251 - 55 PES 1102 FAX 5994754

SURAT KEPUTUSAN Pengerjaan Tugas Akhir KS1701

Sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Sistem Perkapalan Fakultas Teknologi Kelautan ITS, maka perlu diterbitkan Surat Keputusan Pengerjaan Tugas Akhir yang memberikan tugas kepada mahasiswa tersebut di bawah untuk mengerjakan Tugas sesuai judul dan lingkup bahasan yang telah ditentukan.

Nama Mahasiswa : Andhy Iristanto
Nrp : 4295 100 027
Dosen Pembimbing : 1. Ir. Alam Baheramsyah, MSc
2. Ir. Amiadji, ST, MSc
Tanggal Diberikan Tugas : 9 Februari 2000
Tanggal Diselesaikan Tugas : 16 Juni 2000
Judul Tugas Akhir : Analisa Ekonomis Penggunaan Sistem Refrigerasi Absorpsi Untuk Kapal Ikan Tuna Longline

Surabaya, Maret 2000
Ketua Jurusan Teknik Sistem Perkapalan
FT. Kelautan ITS


DR. Ir. Agoes A. Masroeri, M.Eng
NIP. 131 407 591


Surabaya, Maret 2000
Yang menerima tugas:

Mahasiswa



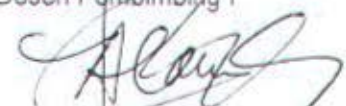
Andhy Iristanto
NRP. 4295 100 027

Dosen Pembimbing II



Ir. Amiadji, ST, MSc
NIP. 131 792 513

Dosen Pembimbing I



Ir. Alam Baheramsyah, MSc
NIP. 131 993 365

ABSTRAK

Pada sistem refrigerasi kompresi uap diperlukan kompresor mekanik sebagai penggerak utama dari sistem untuk menghasilkan perubahan tekanan, dan perubahan tekanan ini untuk mensirkulasikan refrigerant. Sehingga siklus beroperasi selalu membutuhkan input dalam bentuk kerja. Dan untuk menggerakkan kompresor tersebut perlu suplay energi listrik dari motor listrik. Sedangkan pada sistem refrigerasi absorpsi dengan pemanfaatan gas buang tidak diperlukan kompresor, motor listrik, maupun turbin dalam siklus kerjanya. Pada sistem ini digunakan gas buang motor diesel untuk mensuplay panas pada generator. Pada sistem ini dari segi teknis lebih menguntungkan di bandingkan dengan sistem refrigerasi kompresi uap, akan tetapi perlu di tinjau lebih lanjut dari segi ekonomis untuk sistem ini dengan alasan mengapa dipakai sistem baru kalau memerlukan biaya yang lebih tinggi. Untuk perhitungan nilai ekonomis kedua sistem di gunakan metode present worth untuk perhitungannya. Sehingga dengan perhitungan ini nantinya dapat diketahui mana yang lebih ekonomis untuk kedua sistem, sehingga dapat dipilih sistem mana yang seharusnya dapat dipakai untuk pembangunan kapal baru.

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji syukur atas rahmat **ALLAH SWT** yang diberikan kepada kita, akhirnya Tugas Akhir ini dapat diselesaikan. Tugas Akhir ini dengan judul:

ANALISA EKONOMIS PENGGUNAAN SISTEM REFRIGERASI ABSORPSI PADA KAPAL IKAN TUNA LONGLINE

Walaupun ada beberapa kendala-kendala yang sempat menjadi halangan dalam pengerjaan Tugas Akhir ini, akan tetapi dengan bantuan dari berbagai pihak maka kendala tersebut dapatlah di atasi.

Saya sebagai penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Akhir ini, karena penulis menyadari bahwa tanpa bantuan dari mereka Tugas Akhir ini tidak akan dapat terselesaikan. Mungkin hanya **ALLAH SWT** yang dapat memberikan balasan kepada pihak-pihak yang telah memberikan bantuannya.

Penulis juga menyadari bahwa tidak ada manusia di dunia ini yang sempurna, sehingga penulis akan menerima saran-saran dan masukan dari pembaca. Dan penulis berharap bahwa Tugas Akhir ini mempunyai manfaat bagi pembacanya.

Surabaya, Juli 2000

Penulis

UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada pihak-pihak yang telah banyak membantu dalam penyelesaian Tugas Akhir ini, karena tanpa bantuan mereka Tugas Akhir ini tidak akan dapat selesai. Ucapan terima kasih ini penulis tujukan kepada:

1. **ALLAH SWT** yang telah memberikan rahmat, hidayah serta bimbingan kepada kita sehingga penulis dapat mengerjakan Tugas Akhir ini dan karena engkau Maha Besar Ya Allah.
2. Kedua orang tua-ku yang telah memberikan bimbingan, dorongan, semangat serta do'a restu serta segalanya kepada saya pada saat-saat kuliah hingga selesai, sehingga saya dapat menyelesaikan kuliah ini. Juga saudara-saudaraku Mas Denny Purwanto, SH dan Dik Eva Aryanti.
3. Ir. Alam Baheramsyah, MSc serta Ir. Amiadji, MM, MSc selaku dosen pembimbing yang telah memberikan bimbingan serta saran-saran dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.
4. Ir. I Made Ariana yang telah memberikan data-data yang saya perlukan serta pemberian penjelasan-penjelasan kepada saya yang sangat membantu saya dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.
5. DR. Ir. A. A. Masroeri, M.Eng selaku Ketua Jurusan Teknik Sistem Perkapalan; Ir. Suryo Widodo A, MSc. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Sistem Perkapalan, sekaligus dosen wali saya yang telah membimbing saya selama menjadi mahasiswa serta Bapak-bapak dosen Jurusan Teknik Sistem Perkapalan yang telah memberikan ilmunya kepada saya.
6. Seluruh staf Jurusan Teknik Sistem Perkapalan serta staf di Fakultas Teknologi Kelautan yang telah banyak membantu saya dalam masalah administrasi serta pengurusan Bea Siswa.
7. Mr. Tony Byodt from Oregon University yang telah mengirimkan jurnal tentang absorption refrigeration serta info bukunya.
8. Perusahaan-perusahaan yang telah banyak membantu memberikan data-data serta masukan-masukan untuk terselesainya Tugas Akhir ini:

- * Ibu Luluk dan Bapak Bobby, **PT. Conductor Jasa** yang telah membantu saya dalam memperoleh data ekonomis sistem refrigerasi kompresi uap.
 - * Bapak Ratam dan Bapak Liliek Sunardi, **CV. Alpha Omega** yang telah membantu saya dalam memperoleh data ekonomis Heat Exchanger.
 - * **PT. ABB (motor)** di Tegal Sari yang memberikan data teknis dan ekonomis motor electric.
 - * Bapak Prihanto Rahmawan **PT. Asiatic Multindo Purbaya** yang memberikan data tentang pompa.
 - * Bapak Joko, **PT. Atlas Copco** yang banyak memberikan masukan-masukan untuk Tugas Akhir ini.
 - * Bapak Nanang Suwandito, **PT. ABB Alstom Power** yang banyak memberikan masukan-masukan untuk Tugas Akhir ini.
 - * Bapak Roni, **PT. Aneka Cool Citra Tama**, yang banyak memberikan masukan-masukan untuk Tugas Akhir ini.
9. Sutopo P. F, ST yang telah membantu dalam proses pembuatan proposal Tugas Akhir ini serta Samidi, ST yang telah membantu dalam pencarian data-data ekonomis peralatan sistem refrigerasi.
 10. Sahabat terbaikku Bagyo Laksono, ST yang telah banyak membantu untuk sarana computernya, diskusi yang menarik dan proses pencarian data.
 11. Teman-teman terbaikku Budi Kusno (melgy) yang telah banyak membantu dalam penyelesaian masalah, serata proses pencarian data; Widiyanto, ST (roti_ireng) yang telah meminjami buku Per-pan; Yuwono Yazid, ST (sleppy) terimakasih atas pinjaman Tugas Akhirnya dan sebagai teknisi komputer bila ada trouble; Ahdiat Brafiadi, ST (manusia kartun) yang telah merelakan Catridge-nya di pakai untuk pengeprinan beberapa BAB.
 12. Juga teman-temanku di kampus Guntur (wong kendour) yang telah merelakan buku Stocker-nya untuk saya bawa selama 1 semester, Suksmo S. P. (arek mbarep) yang telah menginformasikan beberapa judul buku ekonomi, Gandut K yang menemani saya ke PT. Atlas Copco, Kuat (manusia keberuntungan) yang menjadi teman patungan untuk beli catridge, Retno S (Ngglonggong) yang mengisikan catridge, Catur H (Richard) atas peminjaman buku Tekno-nya,

Zainul A (VJ) yang membantu dalam proses pencarian data. Rizal, Wayan, Si Poer, Kemi yang menemani saat-saat terakhir saya di kampus, serta semua angk. '95 lainnya yang belum tersebut.

13. Terimakasih juga untuk Aenur Rofiq, ST yang membantu saya dalam pemecahan masalah, Barlian Andalas, ST yang memberikan no. telp-nya dosen, Aries Wahyu SLB, ST yang telah mengantarkan ke Malang, Bony M. ST yang mengisikan catridgeku, Heru Hermawan, ST yang memberikan masukan-masukan untuk TA saya, Budi Susanto, ST. (budeng) atas banyolannya yang sangat lucu.
14. Teman-temanku dari fak. Ekonomi Intan Syahniar, SE (FE - UNITOMO) dan Intan Rosalin Paramita (FE - UGM) yang telah memberikan info buku tentang alat analisis ekonomi, serta Aril (FE - STESIA) yang membantu saya untuk peminjaman buku di perpustakaan STESIA
15. Keluarga Bapak Imam (bu kost) yang memberikan fasilitas kost-kost-an selama saya di Surabaya.
16. Kendaraan kebanggaanku Vespa PX 150 cc L 6178 VD dan Mobil antik-ku Nissan Datsun 2600 cc L 591 V yang banyak membantuku dalam pengumpulan data.
17. Juga untuk semua pihak yang tidak dapat di sebutkan disini yang telah membantu semua proses pengerjaan Tugas Akhir ini.

DAFTAR ISI

	Halaman
BAB I PENDAHULUAN	1 - 1
1.1. Latar Belakang	1 - 1
1.2. Permasalahan	1 - 3
1.3. Tujuan Penulisan	1 - 4
1.4. Manfaat Penulisan	1 - 4
1.5. Metodologi Penulisan	1 - 4
1.6. Sistematika Penulisan	1 - 5
BAB II SISTEM REFRIGERASI, PERALATAN DI KAPAL DAN ALAT	
ANALISIS	II - 1
2.1. Sistem Refrigerasi Kompresi Uap	II - 1
2.2. Sistem Refrigerasi Absorpsi	II - 4
2.2.1. Hubungan Refrigerasi Absorpsi dan Kompresi Uap	II - 4
2.2.2. Refrigerasi Absorpsi	II - 5
2.3. Data Kapal dan Sistem Refrigerasi di Kapal	II - 8
2.3.1. Dimensi dan data motor kapal	II - 8
2.3.2. Peralatan sistem refrigerasi kapal samudra 17	II - 9
2.4. Alat Analisis Ekonomis	II - 12
2.4.1. Macam-macam Biaya	II - 12
2.4.2. Present Worth	II - 13
2.4.3. Perbandingan Biaya	II - 14

BAB III PERALATAN DAN KEADAAN SISTEM REFRIGERASI

ABSORPSI	III - 1
3.1. Sistem Refrigerasi dengan Pemanfaatan Gas Buang	
3.2. Kondisi - kondisi khusus	III - 6
3.3. Generator	III - 9
3.4. Penukar Kalor Pada Gas Buang	III - 10
3.5. Pompa Pelayanan Penukar Panas Pada Gas Buang	III - 11
3.6. Perencanaan Rectifier	III - 12
3.6.1. Penentuan LMTD	III - 13
3.6.2. Film Resistance Sisi Dalam Tube Heat Exchanger	III - 14
3.6.3. Film Resistance Sisi Luar Tube Generator	III - 16
3.6.4. Fouling Resistance pada Sisi Dalam dan Luar Tube Generator	III - 18
3.6.5. Kebutuhan rectifier	III - 18
3.7. Perencanaan Penukar Kalor Setelah Absorber	III - 19
3.7.1. Penentuan LMTD	III - 20
3.7.2. Film Resistance Sisi Dalam Tube Heat Exchanger	III - 21
3.7.3. Film Resistance Sisi Luar Tube Heat Exchanger	III - 22
3.7.4. Fouling Resistance pada Sisi Dalam dan Luar Tube Heat Exchanger	III - 24
3.7.5. Kebutuhan Heat Exchanger setelah Absorber	III - 25
3.8. Perencanaan Gas Heat Exchanger	III - 26
3.8.1. Penentuan LMTD	III - 27
3.8.2. Film Resistance Sisi Dalam Tube Heat Exchanger	III - 28
3.8.3. Film Resistance Sisi Luar Tube Heat Exchanger	III - 22

3.8.4. <i>Fouling Resistance pada Sisi Dalam dan Luar Tube Heat Exchanger</i>	III – 32
3.8.5. <i>Kebutuhan Gas Heat Exchanger setelah Absorber</i>	III – 25
3.9. Absorber	III - 33
3.10. Kondensor dan Evaporator	III – 34
BAB IV ANALISA EKONOMIS SISTEM REFRIGERASI KOMPRESI UAP DAN SISTEM REFRIGERASI ABSORPSI	IV – 1
4.1. Data-data Peralatan yang ada di pasaran	IV – 1
4.1.1. <i>Data-data Umum</i>	IV – 1
4.1.2. <i>Data-data Sistem Refrigerasi Kompresi Uap</i>	IV – 2
4.1.3. <i>Data-data Sistem Refrigerasi Absorpsi</i>	IV – 4
4.2. Perhitungan Ekonomis Sistem Refrigerasi Kompresi Uap	IV – 10
4.2.1. <i>Biaya Investasi Sistem Refrigerasi Kompresi Uap</i>	IV – 10
4.2.2. <i>Biaya Perawatan dan Reparasi Sistem Refrigerasi Kompresi Uap</i>	IV – 11
4.2.3. <i>Biaya Asuransi Sistem Refrigerasi Kompresi Uap</i>	IV – 13
4.2.4. <i>Biaya Operasional Sistem Refrigerasi Kompresi Uap</i>	IV – 13
4.2.5. <i>Present Worth Sistem Refrigerasi Kompresi Uap</i>	IV – 14
4.3. Perhitungan Ekonomis Sistem Refrigerasi Absorpsi	IV – 16
4.3.1. <i>Biaya Investasi Sistem Refrigerasi Absorpsi</i>	IV – 16
4.3.2. <i>Biaya Perawatan dan Reparasi Sistem Refrigerasi Absorpsi</i> ..	IV – 16
4.3.3. <i>Biaya Asuransi Sistem Refrigerasi Absorpsi</i>	IV – 17
4.3.4. <i>Biaya Operasional Sistem Refrigerasi Absorpsi</i>	IV – 18
4.3.5. <i>Present Worth Sistem Refrigerasi Absorpsi</i>	IV – 19
4.4. Analisis Sensitivitas	IV – 21

4.5. Analisa	IV - 42
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	V - 1
5.1. Kesimpulan	V - 1
5.2. Saran	V - 1

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 4.1. Biaya investasi sistem refrigerasi kompresi uap	IV - 11
Tabel 4.2. Biaya perawatan dan reparasi sistem refrigerasi kompresi uap	
Tahun 1 – 15	IV – 11
Tabel 4.3. Biaya perawatan dan reparasi sistem refrigerasi kompresi uap	
Tahun 16 – 25	IV – 12
Tabel 4.4. Biaya operasional sistem refrigerasi kompresi uap	IV – 14
Tabel 4.5. Present Value sistem refrigerasi kompresi uap	IV – 15
Tabel 4.6. Biaya investasi sistem refrigerasi absorpsi	IV – 16
Tabel 4.7. Biaya perawatan dan reparasi sistem refrigerasi absorpsi	IV – 17
Tabel 4.8. Biaya operasional sistem refrigerasi absorpsi	IV – 19
Tabel 4.9. Present value sistem refrigerasi absorpsi	IV – 20
Tabel 4.10. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk	
Discount rate 3%	IV - 22
Tabel 4.11. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi absorpsi untuk	
Discount rate 3%.....	IV - 23
Tabel 4.12. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk	
Discount rate 4%.....	IV – 24
Tabel 4.13. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi absorpsi untuk	
Discount rate 4%.....	IV - 25
Tabel 4.14. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk	
Discount rate 6%.....	IV – 26

Tabel 4.15. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi absorpsi untuk	
Discount rate 6%.....	IV - 27
Tabel 4.16. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk	
Discount rate 7%.....	IV - 28
Tabel 4.17. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi absorpsi untuk	
Discount rate 7%.....	IV - 29
Tabel 4.18. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk	
Discount rate 8%.....	IV - 30
Tabel 4.19. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi absorpsi untuk	
Discount rate 8%	IV - 31
Tabel 4.20. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk	
Umur peralatan 20 tahun	IV - 32
Tabel 4.21. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi absorpsi untuk	
Umur peralatan 20 tahun	IV - 33
Tabel 4.22. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk	
Umur peralatan 21 tahun	IV - 34
Tabel 4.23. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi absorpsi untuk	
Umur peralatan 21 tahun	IV - 35
Tabel 4.24. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk	
Umur peralatan 22 tahun.....	IV - 36
Tabel 4.25. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi absorpsi untuk	
Umur peralatan 22 tahun	IV - 37
Tabel 4.26. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk	
Umur peralatan 23 tahun	IV - 38

Tabel 4.27. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi absorpsi untuk

Umur peralatan 23 tahun IV - 39

Tabel 4.28. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk

Umur peralatan 24 tahun IV - 40

Tabel 4.29. Analisis sensitivitas sistem refrigerasi absorpsi untuk

Umur peralatan 20 tahun IV - 41

Tabel 4.30. PV total biaya untuk analisis sensitifitas terhadap

discount rate IV - 42

Tabel 4.31. PV total biaya untuk analisis sensitifitas terhadap

umur peralatan IV - 42

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.

(a) diagram aliran sistem refrigerasi kompresi uap II - 2

(b) Sistem refrigerasi kompresi uap standart dalam diagram tekanan-entalpi II - 2

Gambar 2.2.

Metode pengubahan uap tekanan rendah menjadi uap tekanan tinggi
dalam sistem refrigerasi II - 4

Gambar 2.3.

(a) Diagram alir sistem refrigerasi absorpsi dasar II - 5

(b) Diagram h-c proses rectifikasi II - 6

Gambar 2.4.

Analisa daur refrigerasi absorpsi standart II - 7

Gambar 3.1.

Skema sistem refrigerasi alternatif III - 2

Gambar 3.2. Peralatan pemisah campuran biner III - 3

Gambar 3.3. Diagram h-c proses rectifikasi III - 5

Gambar 3.4. Diagram h - c amonia - air III - 7

Gambar 3.5. Skema keseimbangan proses pada generator III - 9



BAB I

PENDAHULUAN

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Sistem refrigerasi yang banyak dijumpai untuk kapal ikan adalah dengan menggunakan pengesan yang merupakan sistem yang digunakan oleh kapal-kapal tradisional, dan sistem refrigerasi yang lain yang merupakan sistem refrigerasi yang lebih mempunyai nilai efisiensi yang lebih tinggi adalah sistem refrigerasi kompresi uap. Karena pada sistem refrigerasi dengan pengesan, perbandingan jumlah es dan ikan mencapai 1 : 1 yang mengakibatkan kebutuhan ruangan yang lebih luas. Disamping itu, jarak operasi menjadi terbatas dengan waktu penangkapan yang tidak terlalu lama.

Dengan menggunakan sistem refrigerasi kompresi uap, kondisi ikan dapat dipertahankan dalam waktu cukup lama. Ikan dapat di kondisikan juga dalam kondisi segar ataupun beku. Akan tetapi pada sistem ini, diperlukan kompresor mekanik. Kompresor ini digunakan untuk menghasilkan perubahan tekanan, dan perubahan tekanan ini untuk mensirkulasikan refrigerant. Sehingga siklus beroperasi selalu membutuhkan input dalam bentuk kerja. Dan untuk menggerakkan kompresor tersebut perlu suplai energi listrik dari motor listrik.

Sistem refrigerasi yang lain adalah sistem refrigerasi absorpsi yang tidak diperlukan kompresor, motor listrik, generator listrik maupun turbin dalam siklus kerjanya. Setiap sistem refrigerasi absorpsi memiliki siklus refrigerasi (refrigeration cycle) dan siklus kerja (power cycle). Pada siklus refrigerasi dilengkapi dengan

evaporator dan kondensor, sedangkan pada siklus kerjanya dilengkapi dengan absorber dan generator yang memerlukan energi dalam bentuk panas. Pada sistem ini untuk mensuplai panas, dimanfaatkan gas buang dari motor diesel.

Pada era sekarang ini banyak usaha yang dilakukan sebagai langkah untuk melakukan penghematan energi di berbagai bidang, demikian juga di bidang perkapalan. Telah banyak langkah-langkah yang ditempuh dalam penghematan energi di kapal, diantaranya:

- Memperkecil tahanan lambung kapal dengan menentukan bentuk badan kapal yang optimal terhadap tahanan yang ditimbulkan.
- Memperbesar efisiensi dorongan yang ditimbulkan oleh motor penggerak.
- Pengoptimalan seluruh instalasi penggerak.
 - pemakaian bahan bakar istimewa untuk motor induk
 - penghematan panas terbuang dari gas buang, air pendingin mesin dan pendingin udara pembilasan.
- Operasi instalasi mesin berganda.
- Pengaturan trayek optimal.

Penghematan energi ini didasarkan pada kenyataan bahwa sekitar 60% energi hilang dimana 30% hilang lewat gas buang dan 30% diserap air pendingin serta kerja mekanis lainnya. Jadi hanya sekitar 40% yang benar-benar dimanfaatkan untuk tenaga pendorong kapal. Sehingga sangat disayangkan sekali jika energi yang terbuang tersebut tidak dimanfaatkan untuk mencukupi tenaga permesinan di kapal.

Dari segi teknis sistem refrigerasi absorpsi dengan pemanfaatan gas buang mempunyai efisiensi yang lebih tinggi, karena:

- Panas suplai generator berasal dari panas yang terbuang.

- Terjadi peningkatan efisiensi power plant dengan dilakukannya pemanfaatan kembali gas buang, sehingga usaha untuk penghematan energi dapat dicapai.

Akan tetapi dari segi ekonomisnya belum dapat diketahui tentang kelayakan sistem refrigerasi absorpsi ini.

Dari uraian diatas maka perlulah dilakukan penelitian dan perhitungan untuk sistem refrigerasi absorpsi ini ditinjau dari segi ekonomisnya dengan alasan mengapa kita harus memakai sistem yang baru atau baik secara teknis akan tetapi akan membutuhkan biaya yang relatif lebih besar.

1.2. Permasalahan

Pemanfaatan gas buang sebagai sarana untuk sistem refrigerasi absorpsi secara teknis sudah terbukti mempunyai efisiensi yang lebih tinggi. Karena dapat meningkatkan efisiensi power plant dan dapat melakukan pemanfaatan gas terbuang yang didalamnya masih terkandung energi.

Akan tetapi dalam segi ekonomi sistem ini belum dapat dibuktikan apakah mempunyai nilai efisiensi yang lebih tinggi atau bahkan sebaliknya. Sehingga perlu dilakukan penelitian dari segi ekonomisnya untuk mengetahui kelayakan sistem.

1.3. Tujuan Penulisan

Studi yang akan dilakukan dalam tugas akhir ini adalah:

- Merencanakan peralatan yang digunakan pada sistem refrigerasi absorpsi.
- Melakukan perhitungan ekonomis peralatan-peralatan yang akan digunakan untuk sistem refrigerasi absorpsi yang telah direncanakan dan perhitungan ekonomis untuk sistem refrigerasi aktual yang terdapat pada kapal ikan.
- Membandingkan hasil perhitungan ekonomis untuk kedua sistem.

1.4. Manfaat Penulisan

Manfaat yang diharapkan dengan diselesaikannya penulisan tugas akhir ini adalah:

- Memberikan masukan kepada perusahaan yang bergerak dalam bidang penangkapan ikan berupa alternatif pemakaian sistem refrigerasi yang lebih baik untuk dipakai.
- Memberikan dukungan gerakan hemat energi dengan memanfaatkan kandungan energi dari gas terbuang.
- Menambah khasanah ilmu pengetahuan dan acuan penelitian dalam mengembangkan teknologi untuk sistem refrigerasi.

1.5. Metodologi Penulisan

Dalam penulisan tugas akhir ini terdapat beberapa tahap:

1. Studi literatur

Berupa seleksi paper-paper, journal, materi sistem pendingin dan pengkondisian udara, materi ekonomi teknik dan laporan penelitian.

2. Data lapangan

Melakukan pengumpulan data/informasi sistem pendingin kompresi uap dari pelabuhan/pembuat kapal-kapal ikan tuna long line dan mengumpulkan data-data ekonomis peralatan-peralatan sistem refrigerasi kompresi uap yang terpasang di kapal dan data ekonomis sistem refrigerasi absorpsi dengan menggunakan gas buang dari pabrik pembuat mesin pendingin

3. Perumusan masalah

Menentukan kebutuhan peralatan untuk sistem pendingin absorpsi dengan menggunakan gas buang dan menentukan metode yang di pakai dalam perhitungan ekonomis.

4. Melakukan pemecahan masalah

Pemecahan masalah dilakukan dengan menganalisa data ekonomis kedua sistem refrigeasi dengan menggunakan metode ekonomi yang telah di tentukan.

5. Menarik kesimpulan.

Melakukan analisa hasil perhitungan yang telah dilakukan sistem mana yang lebih menguntungkan dilihat dari segi ekonominya dan menarik kesimpulan dari hasil analisa yang telah dilakukan

1.6. Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan Tugas Akhir ini adalah sebagai berikut:

Bab I Pendahuluan

Berisi latar belakang penulisan, permasalahan, batasan masalah, tujuan penulisan, manfaat penelitian, metodologi serta sistematika penulisan.

Bab II Sistem Refrigerasi, Peralatan Di Kapal dan Alat Analisis

Berisikan tentang dasar teori sistem refigerasi kompresi uap, sistem refrigerasi absorpsi, sistem refrigerasi yang terpasang di kapal dan penentuan metode ekonomi yang di pakai untuk menyelesaikan permasalahan.

Bab III Peralatan dan Keadaan Sistem Refrigerasi Absorpsi

Berisikan tentang sistem refrigerasi pengganti sistem terpasang dan kebutuhan peralatan yang digunakan untuk sistem refrigerasi absorpsi tersebut, sehingga dapat ditentukan data ekonomi untuk peralatan-peralatan sistem refrigerasi absorpsi tersebut, dengan melihat besarnya peralatan sistem refrigerasi absorpsi tersebut.

Bab IV Analisa Ekonomis Sistem Refrigerasi Absorpsi dan Sistem refrigerasi Kompresi Uap

Berisikan tentang data-data ekonomis sistem refrigerasi terpasang dan sistem refrigerasi absorpsi, beserta perhitungan ekonomis kedua sistem tersebut dengan menggunakan metode ekonomi yang telah ditetapkan pada Bab II.

Bab V Kesimpulan dan Saran

Berisikan tentang kesimpulan dari analisa dan saran-saran yang dapat diberikan untuk perbaikan mutu dari sistem.



BAB II

SISTEM REFRIGERASI, PERALATAN DI KAPAL DAN ALAT ANALISIS

BAB II

SISTEM REFRIGERASI, PERALATAN DI KAPAL DAN ALAT ANALISIS

2.1. Sistem Refrigerasi Kompresi Uap

Daur kompresi uap merupakan daur yang banyak digunakan dalam daur refrigerasi. Pada daur ini uap di tekan, dan kemudian di embunkan menjadi cairan, lalu tekanannya diturunkan agar cairan tersebut dapat menguap kembali.

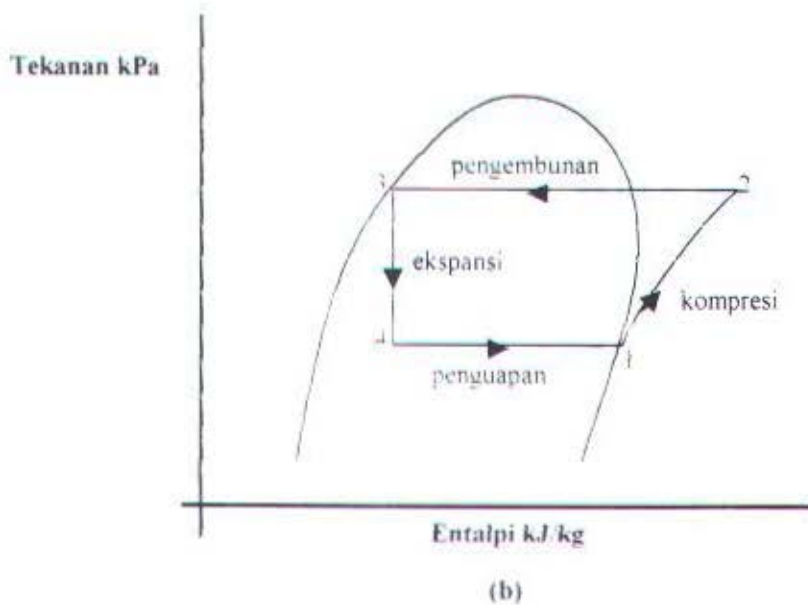
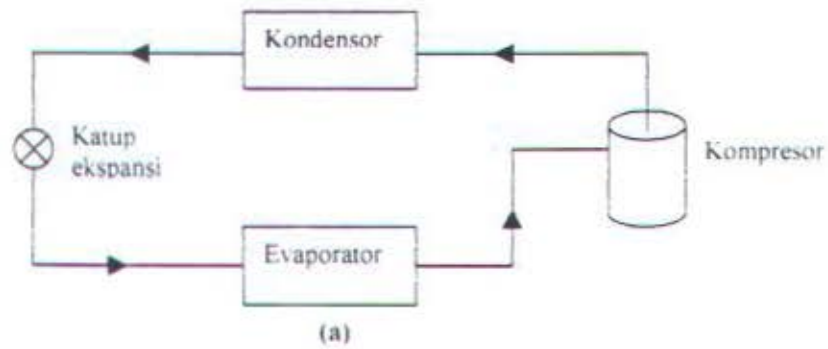
Dengan bantuan diagram entalphi-tekanan, besaran yang penting dalam daur kompresi uap dapat di ketahui. Besaran-besaran ini adalah laju kompresi, laju pengeluaran kalor, dampak refrigerasi, koefisien prestasi (COP), laju alir massa untuk setiap kilowatt refrigerasi, dan daya kilowatt refrigerasi.

Kerja kompresi (kilojoule per kilogram) merupakan perubahan entalpi pada proses 1 - 2 pada gambar 2.1., atau $h_1 - h_2$. Hubungan ini di turunkan dari persamaan aliran energi yang mantap (steady flow of energi)

$$h_1 - q = h_2 - w \quad \dots\dots\dots(2-1)$$

dengan perubahan energi kinetik dan potensial diabaikan, karena dalam kompresi diabatik perpindahan kalor q nilainya nol, kerja w sama dengan $h_1 - h_2$. Perbedaan entalpi merupakan besaran negatif, yang menunjukkan bahwa kerja diberikan kepada sistem.

Pelepasan kalor dalam kilojoule per kilogram adalah perpindahan kalor dari refrigeran pada proses 2 - 3, yaitu $h_3 - h_2$. Pengetahuan ini juga diperoleh dari



Gambar 2.1. (a) diagram aliran sistem refrgerasi kompresi uap
 (b)Sistem refrigerasi kompresi uap standart dalam diagram tekanan-entalpi

persamaan aliran energi mantap, di mana energi kinetik, energi potensial, dan kerja di keluarkan. Harga $h_3 - h_2$ negatif menunjukkan bahwa kalor di keluarkan dari refrigeran. Nilai pelepasan kalor di perlukan untuk merancang kondensor, dan untuk menghitung besarnya aliran cairan pendingin kondensor.

Dampak refrigerasi dalam kilojoule per-kilogram adalah kalor yang di pindahkan pada proses 4-1, atau $h_1 - h_4$. Besarnya harga bagian ini sangat penting di ketahui karena proses ini merupakan tujuan utama dari seluruh sistem. Koefisien

prestasi (COP) dari daur kompresi uap standart adalah dampak refrigerasi di bagi dengan kerja kompresi:

$$COP = \frac{h_1 - h_4}{h_2 - h_1} \quad \dots\dots\dots (2.2)$$

Proses-proses yang membentuk daur kompresi uap standart pada gambar 2.1. adalah:

- 1 – 2 Kompresi adiabatik dan reversibel, di sepanjang garis entropi konstan, proses ini dilakukan oleh kompresor mulai dari uap jenuh menuju tekanan kondensor.
- 2 – 3 Pelepasan kalor reversibel pada tekanan konstan, yang menyebabkan penurunan panas lanjut (desuperheating) dan pengembunan refrigeran, Usaha pengeluaran panas dari uap jenuh refrigeran ini, dilakukan secara pendinginan dengan tiupan udara (air cooling) atau air (water cooling) di dalam kondensor. Selanjutnya refrigeran cair di tampung dan di tempatkan dalam suatu tangki penerima atau receiver tank.
- 3 – 4 Merupakan ekspansi tidak-reversibel pada entalpi konstan, dari cairan jenuh menuju tekanan evaporator. Proses pengaturan ini (regulating matering) berfungsi agar proses penghisapan dan pemampatan pada kompresor dapat mempertahankan suatu perbedaan suhu untuk kelancaran jalannya proses refrigerasi. Alat pengatur ini dapat berbentuk alat pengukur (mateering device), pipa kapiler, katup ekspansi (ekspansion valve), katup selenoid atau lainnya.
- 4 – 1 Refrigeran cair mengalami penambahan kalor reversibel pada tekanan tetap, yang menyebabkan penguapan menuju uap jenuh. Untuk menguapkan

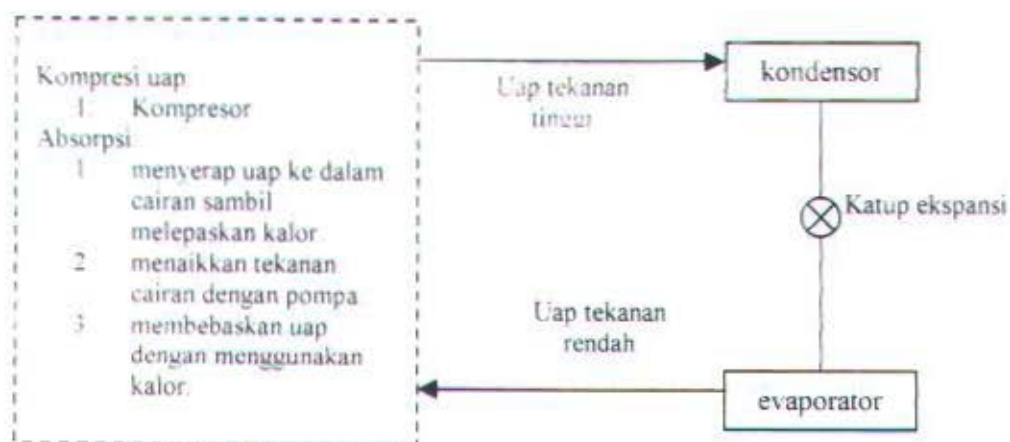
refrigeran memerlukan panas yang di serap dari sekitarnya, dari udara atau dari bahan yang di sekelilingnya, dan bagian penguap ini di lakukan oleh evaporator.

2.2. Sistem Refrigerasi Absorpsi

2.2.1. Hubungan Refrigerasi Absorpsi dan Kompresi Uap

Ferdinand Care, seorang Perancis menemukan sistem absorpsi dan memperoleh paten Amerika Serikat tahun 1860. Penggunaan sistem absorpsi di Amerika Serikat mungkin di lakukan oleh negara-negara konferensi selama perang sipil setelah suplai es alam di hentikan.

Daur absorpsi hampir sama dalam beberapa hal dengan daur kompresi uap. Sebuah daur refrigerasi beroperasi dengan kondensor, katup ekspansi dan evaporator seperti gambar 2.2. Jika uap tekanan rendah dari evaporator dapat di transformasikan menjadi uap tekanan tinggi dan dialirkan ke kondensor. Sistem kompresi uap menggunakan kompresor untuk keperluan tersebut. Sedangkan pada sistem refrigerasi absorpsi, pertama-tama menyerap uap tekanan rendah ke dalam

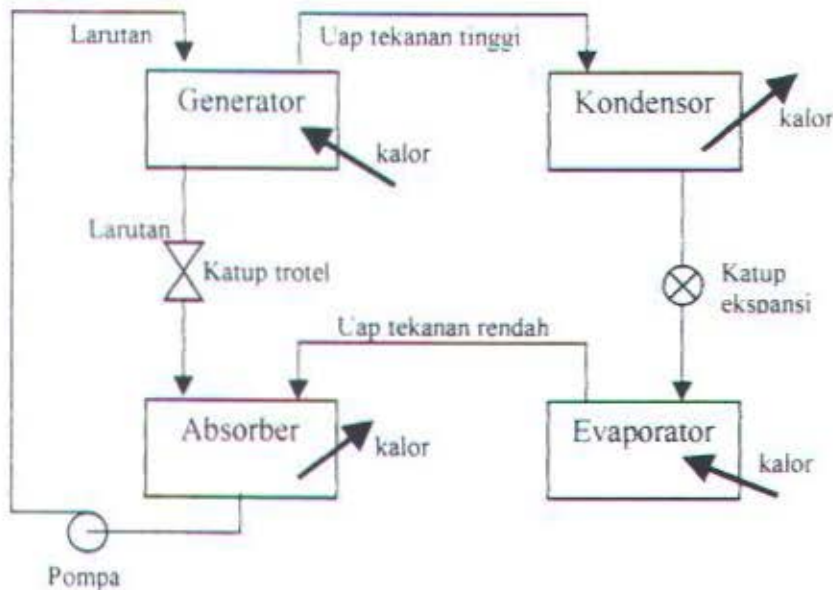


Gambar 2.2. Metode pengubahan uap tekanan rendah menjadi uap tekanan tinggi dalam sistem refrigerasi

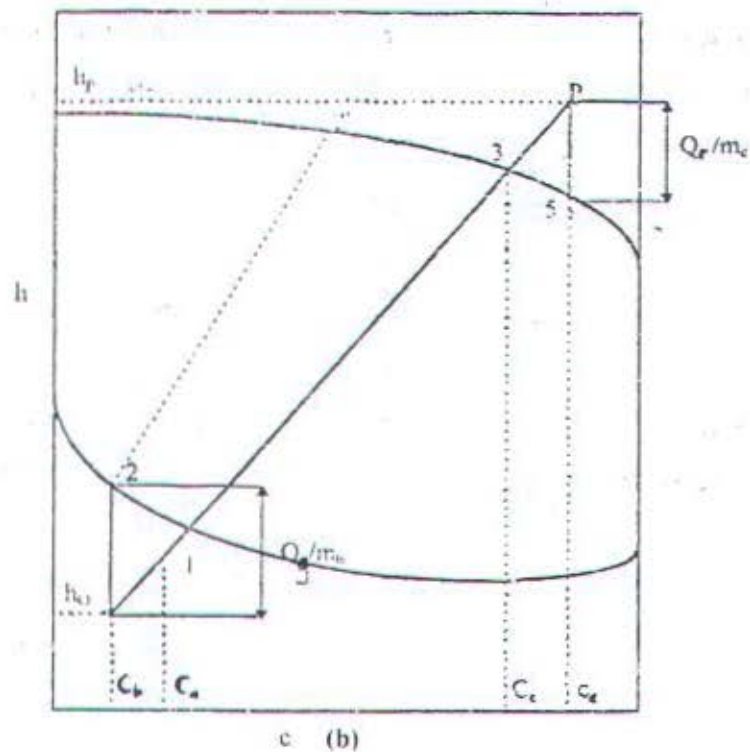
suatu zat cair penyerap (absorbing liquid) yang cocok. Yang terkandung dalam proses absorpsi, yaitu konversi uap menjadi cair. karena proses ini sama dengan kondensasi, maka selama proses berjalan, kalor di lepaskan. Tahap berikutnya menaikkan tekanan zat cair dengan pompa, dan yang terakhir membebaskan uap dari zat cair penyerap dengan memberikan kalor.

2.2.2. *Refrigerasi Absorpsi*

Daur absorpsi dasar pada gambar 2.3.. Kondensor dan evaporator pada gambar 2.2., dan kerja kompresi yang dilakukan oleh sistem, berada pada paruh kiri diagram. Uap tekanan rendah evaporator diserap oleh larutan cairan (liquid solution) Dalam absorber. Jika proses absorpsi ini dilakukan secara adiabatik, suhu larutan naik dan akhirnya absorpsi uap akan berhenti. Untuk mengekalkan proses absorpsi, absorber didinginkan oleh udara atau air yang kemudian melepaskan kalor



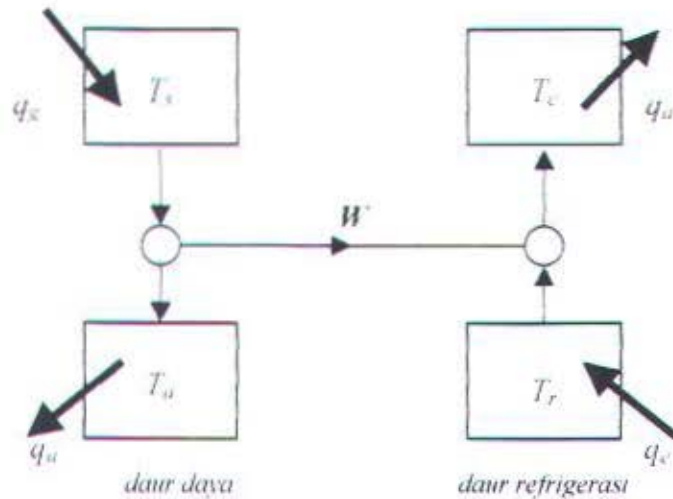
(a)



Gambar 2.3. (a) Diagram alir sistem refrigerasi absorpsi dasar
(b) Diagram h-c proses rectifikasi

ini ke udara bebas. Pompa menerima zat cair tekanan rendah dari absorber, meninggikan tekanan zat cair, dan mengirimkan zat cair ke generator. Dalam generator kalor dari suatu sumber suhu tinggi mendorong lepas uap yang di serap oleh larutan. Larutan cairan di kembalikan ke absorber melalui katup trotle yang tujuannya adalah untuk memberikan penurun tekanan guna menjaga perbedaan tekanan antara generator dan absorber.

Pada sistem refrigerasi absorpsi dapat dilakukan pembagian dalam dua proses daur yaitu daur daya yang ada di sebelah kiri dan daur refrigerasi di sebelah kanan. Kedua daur ini secara skematik dapat di lihat pada gambar 2.4. daur daya memperoleh energi dalam bentuk kalor q_2 pada suhu mutlak T_2 , memberikan energi W dalam bentuk kerja ke dalam daur refrigerasi, dan melepaskan sejumlah energi q_1 pada suhu mutlak T_3 . Daur refrigerasi menerima kerja W dan dengan ini memompa kalor q_c pada suhu refrigerasi T_r ke suhu T_3 , di mana besaran q_c di lepaskan.



Gambar 2.4. analisa daur refrigerasi absorpsi standart

Pada daur refrigerasi absorpsi, di bagian sebelah kiri (pada gambar 2.4.) yang merupakan daur daya dapat di tuliskan:

$$\frac{q_g}{W} = \frac{T_s}{T_s - T_a} \dots\dots\dots (2-3)$$

dan untuk daur refrigerasi pada sebelah kanan (pada gambar 2.3.)

$$\frac{q_e}{W} = \frac{T_r}{T_a - T_r} \dots\dots\dots (2-4)$$

sedangkan COP (Coefficient of Performance) untuk sistem refrigerasi absorpsi di definisikan sebagai:

$$COP_{abs} = \frac{\text{lajurefrigerasi}}{\text{lajupenambahankalorpadagenerator}} \dots\dots\dots (2-5)$$

pada persamaan (2-5) laju refrigerasi adalah q_e , dan laju penambahan kalor pada generator yaitu q_g . Dengan menggunakan rumusan untuk q_g dan q_e dari persamaan (2-3) dan persamaan(2-4) maka:

$$COP = \frac{q_e}{q_g} = \frac{W \cdot T_r}{T_a - T_r} \cdot \frac{T_s - T_a}{W \cdot T_s} = \frac{T_r(T_s - T_a)}{T_s(T_a - T_r)} \quad (2-6)$$

2.3. Data Kapal dan Sistem Refrigrasi di Kapal

Pada tugas akhir ini dilakukan penelitian pada kapal ikan Samodra – 17 yang merupakan salah satu kapal seri 100 DWT yang dimiliki oleh PT. Perikanan Samodra Besar. Kapal ini beroperasi pada kecepatan 10 knot.

2.3.1. Dimensi dan Data Motor Kapal

Data utama kapal:

Loa	: 28,90 m
Lwl	: 24,00 m
Lpp	: 23,80 m
Lebar	: 5,90 m
Tinggi	: 2,55 m
Sarat	: 2,20 m

Motor induk yang digunakan sebagai sumber penggerak utama kapal ikan tuna longline Samodra – 17 berupa diesel engine dengan merk Yanmar memiliki spesifikasi:

Type	: 6M – HT (S)
Jumlah silinder	: 6 in-line
Bore	: 200 mm
Stoke	: 240 mm
Speed	: 750 Rpm
Daya	: 400 HP

Temperatur gas buang	: 355 °C
Laju aliran gas buang	: 2200 kg/h

Samodra – 17 dilayani oleh motor bantu dengan spesifikasi:

Merk	: Yanmar
Type	: 6 KFL
Jumlah silinder	: 6 in-line
Bore	: 140 mm
Stoke	: 170 mm
Speed	: 1200 Rpm
Daya	: 145 HP

2.3.2. Peralatan Sistem Refrigerasi Kapal Samodra – 17

Sistem pendingin yang terdapat pada kapal Samodra – 17 merupakan sistem refrigerasi kompresi uap. Sistem ini dilayani oleh beberapa komponen pokok yaitu:

- Compresor

Type & quantity	: N – 62A x 1
Refrigerating capacity	: 9.24 RT
Number of cylinder x diameter	
x stoke x number of revolution	: 4 + 2 x 95 x 76 x 1200 R/M
Manufacturer	: Maskawa Mfg. , Ltd.

- Electric Motor

Type	: Winding
Output dan Revolution	: 37 KW, 1150 R/M
Voltage x current x cycle	: AC 220 V x A x 60

- Manufacture : Taiyo Electric Co., Ltd
- Condensor
 - Type & quantity : Horizontal shell and tube type x 1
 - Outer diameter of shell x shell length : 630 mm x 1950 mm
 - Thichness of shell x
 - Thichness of tube plate : 10 mm x 32 mm
 - Outer diameter of tube x
 - Tube length x numbers : 34 mm x 1965 mm x 132 p'ces
 - Cooling area : 26,0 m²
 - Manufacturer : Showa Juki Mfg., Ltd.
 - Receiver
 - Type & quantity : Vertical cylinder type x 1
 - Outer diameter of shell x
 - Shell length x shell thichness : 1120 Ø x 1400 H x 16 T
 - Volume : 1100 m³
 - Manufacturer : Showa Juki Mfg., Ltd.
 - Oil separator
 - Type & quantity : Vertical cylinder type x 2
 - Outer diameter of shell x
 - Shell length x shell thichness : 355,6 Ø x 1000 H x 7,9 T
 - Manufacturer : Showa Juki Mfg., Ltd.
 - Oil drum
 - Type & quantity : Vertical cylinder type x 1



-
- Outer diameter of shell x
 - Shell length x shell thickness : 216 Ø x 500 H x 5,8 T
 - Manufacturer : Showa Juki Mfg. , Ltd
 - Inter cooler
 - Type & quantity : Vertical cylinder type x 1
 - Outer diameter of shell x
 - Shell length x shell thickness : 318,5 Ø x 1600 H x 6,9 T
 - Manufacturer : Showa Juki Mfg. , Ltd
 - Multi-suction Trap
 - Type & quantity : Cascade type automatic refrigerant supply system x 2
 - Outer diameter of shell x
 - Shell length x shell thickness : 267,4 Ø x 1600 H x 6,6 T
 - Manufacturer : Showa Juki Mfg. , Ltd
 - Pump
 - Use : Cooling of condensor
 - Type & quantity : MPK-80
 - Aperture & revolution : 80 mm x 1780 R/M
 - Capacity & lift head : 0,5 m³ / min. x 12 m
 - Output electric motor : 2,2 KW
 - Safety valve
 - Type & quantity : Spring type
 - Place to be installed : compressor, condensor, receiver,
-

	intercooler
Adjusting pressure	: High pressure side 18 kg/cm ² Low pressure side 9 kg/cm ²

Dari data di atas, di ketahui bahwa sistem refrigerasi yang terpasang pada kapal SAMODRA – 17 adalah sistem refrigerasi kompresi uap. Dalam rangka meningkatkan efisiensi, dimungkinkan penggunaan sistem refrigerasi absorpsi dengan pemanfaatan gas buang motor diesel. Karena pada gas buang motor diesel masih terkandung energi sekitar 30% yang masih dapat di manfaatkan. Dan salah satunya adalah untuk sistem refrigerasi absorpsi.

2.4. Alat Analisis Ekonomis

2.4.1. Macam-macam Biaya

Macam-macam biaya dalam perhitungan nilai ekonomi untuk suatu peralatan/sistem meliputi biaya investasi, biaya perawatan, biaya reparasi dan biaya operasional.

Biaya investasi merupakan modal pertama yang dikeluarkan untuk membuat suatu peralatan/sistem, setelah sistem peralatan ini dibuat maka peralatan tersebut akan memerlukan perawatan sehingga terdapat biaya perawatan, dalam operasionalnya peralatan/sistem tersebut juga memerlukan biaya misalnya bahan bakar, listrik dll.

Di samping itu, peralatan/sistem akan memerlukan perawatan sehingga akan dapat memperpanjang umur dan juga apabila terdapat peralatan-peralatan yang memerlukan perbaikan atau penggantian maka terdapat biaya reparasi.



2.4.2. Present Worth

Metode present worth mempunyai beberapa keunggulan diantaranya adalah pertama mempertimbangkan nilai uang terhadap waktu berdasarkan nilai i yang di pilih untuk perhitungan. Kedua yaitu memusatkan nilai yang sama dari beberapa aliran uang dalam sebuah daftar single pada sebuah fakta waktu. Ketiga, nilai dari present worth selalu unik/khas tidak masalah dengan kemungkinan pola penanaman aliran uang.

Pada pendekatan ini alternatif dibandingkan pada dasar persamaan dari nilai sekarang. Untuk membuat perbandingan tersebut maka bunga harus diketahui atau diasumsikan, dan hasil dari pemilihan tergantung dari nilai dari bunga yang dipilih untuk mengevaluasi masalah. Dari semua pengeluaran dihitung berapa nilai sekarangnya dan pemilihan berdasarkan nilai sekarang yang terkecil.

1. Nilai keluaran tahunan bila diketahui nilai di masa yang akan datang

$$A = \frac{Fi}{(1+i)^n - 1} \quad (2-7)$$

2. Nilai sekarang bila diketahui nilai di masa yang akan datang

$$P = \frac{Fi}{(1+i)^n} \quad (2-8)$$

3. Nilai sekarang bila diketahui nilai keluaran tahunan

$$P = \frac{A(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \quad (2-9)$$

4. Nilai keluaran tahunan bila diketahui nilai sekarang

$$A = \frac{P(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (2-10)$$

5. Nilai sekarang dari sebuah seri gradien aritmatik

$$P = \frac{G}{i} \left[\frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} - \frac{n}{(1+i)^n} \right] \quad \text{-----} \quad (2-11)$$

2.4.3. Perbandingan Biaya

Analisis ekonomi teknik pada suatu proyek pembangunan mengarahkan para perencana dalam menentukan pilihan terbaik dari beberapa alternatif hasil perencanaan yang dipilih. Penentuan alternatif ini bisa berupa perbandingan biaya dari beberapa pilihan yang direkomendasikan, dapat pula analisis ekonomi melibatkan unsur resiko yang mungkin bisa terjadi. di samping itu, selain membandingkan dengan berbagai macam biaya, analisis ekonomi juga dapat dikembangkan dengan berbagai macam biaya, analisis ekonomi juga dapat dikembangkan berdasarkan asas manfaat dari proyek yang bersangkutan.

Pada kategori pertama pemilihan di antara beberapa alternatif bisa dilakukan atas dasar perbandingan dengan cara tahunan dari biaya dan manfaat. Pada kategori yang kedua perbandingan biaya dibuat berdasarkan nilai sekarang (Present Value) dari semua biaya pengeluaran dan biaya manfaat selama umur proyek.

Bila suatu proyek alternatif-alternatif yang didapatkan mempunyai manfaat yang identik ataupun mempunyai kemiripan, maka pemilihan hanya didasarkan pada biaya yang paling ekonomis.

2.4.4. Analisis Sensitivitas

Nilai-nilai parameter dalam studi ekonomi teknik biasanya dilakukan pengestimasiannya besarnya, maka jelas nilai tersebut tidak akan bisa dilepaskan dari faktor kesalahan. Artinya nilai-nilai parameter tersebut mungkin lebih besar atau

lebih kecil dari hasil estimasi yang diperoleh, atau berubah pada saat-saat tertentu. Perubahan-perubahan yang terjadi pada nilai-nilai parameter parameter tentunya akan mengakibatkan perubahan-perubahan pula pada tingkat output atau hasil yang ditunjukkan oleh suatu alternatif investasi. Perubahan-perubahan tingkat output atau hasil ini memungkinkan keputusan akan berubah dari suatu alternatif ke alternatif yang lainnya. Apabila berubahnya faktor-faktor atau parameter-parameter tadi akan mengakibatkan berubahnya suatu keputusan maka keputusan tersebut dikatakan sensitif terhadap perubahan nilai parameterparameter atau faktor-faktor tersebut.

Untuk mengetahui seberapa sensitifnya suatu keputusan terhadap perubahan faktor-faktor atau parameter-parameter yang mempengaruhinya maka setiap pengambilan keputusan pada ekonomi teknik hendaknya disertai dengan analisa sensitivitas. Analisa tersebut akan memberikan gambaran sejauh mana suatu keputusan akan cukup kuat berhadapan dengan perubahan faktor-faktor atau parameter-parameter yang mempengaruhi.

Analisa sensitivitas dilakukan dengan mengubah nilai dari suatu parameter pada suatu saat untuk selanjutnya dilihat bagaimana pengaruhnya terhadap akseptabilitas suatu alternatif investasi. Parameter-parameter yang biasanya berubah dan perubahannya bisa mempengaruhi keputusan-keputusan dalam studi ekonomi teknik adalah ongkos investasi, aliran kas, nilai sisa, tingkat suku bunga, dan sebagainya.



BAB III

PERALATAN DAN KEADAAN SISTEM REFRIGERASI ABSORPSI

BAB III

PERALATAN DAN KEADAAN SISTEM REFRIGERASI ABSORPSI

Sistem refrigerasi absorpsi dengan pemanfaatan gas buang merupakan sistem refrigerasi alternatif yang dapat di pasang pada kapal ikan SAMODRA – 17. Dari segi teknis, sistem alternatif ini lebih menguntungkan di bandingkan dengan sistem yang telah ada (terpasang). Akan tetapi perlu di lakukan peninjauan dari segi ekonomis sistem refrigrasi absorpsi tersebut di bandingkan dengan sistem terpasang. Sehingga di perlukan kebutuhan peralatan-peralatan yang terdapat pada sistem refrigerasi absorpsi dengan pemanfaatan gas buang tersebut.

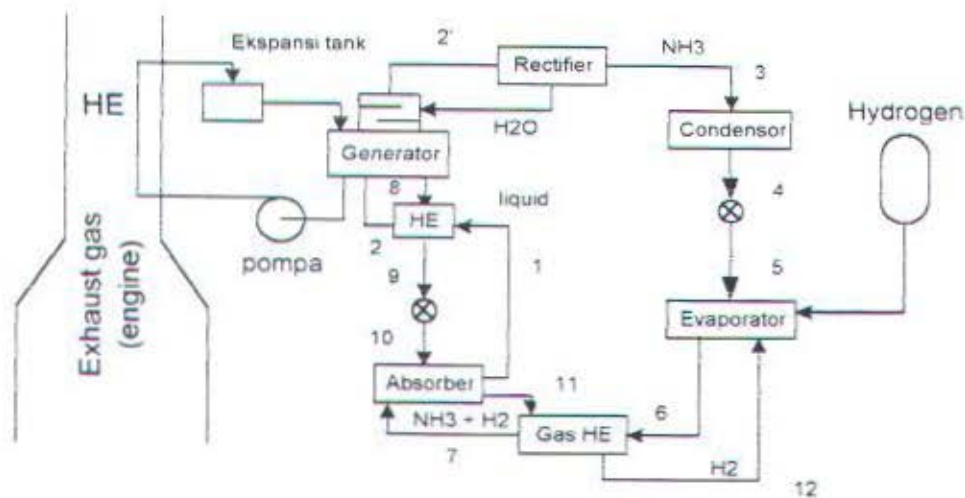
3.1. Sistem Refrigerasi dengan Pemanfaatan Gas Buang

Kerja mekanik sebagai masukan pada sistem seperti pada sistem refigrasi konvensional (misalnya memakai pompa) dapat direduksi sampai dengan nol, sejak sirkulasi fluida dalam sistem bisa dilakukan dengan akibat adanya perbedaan densitas dari fluida kerja. Sebagaimana prinsip buble pump, untuk mengangkat cairan dari suatu tingkatan ke tingkat yang lainnya dan untuk mensirkulasikan fluida kerja dalam sistem di akibatkan adanya efek gravitasi. Efek gravitasi ini menyebabkan fluida mempunyai densitas yang lebih besar akan bergerak ke bawah dan sebaliknya fluida yang mempunyai densitas yang lebih kecil akan bergerak ke atas. Fluida pendingin dalam sistem ini adalah amonia. Amonia di ketahui bergerak dengan cepat terevaporasi pada tekanan parsial di dalam atmosfer gas hydrogen.

Hydrogen di pakai karena tidak korosif, dapat dilakukan (insoluble) dalam air maupun dalam cairan amonia, dan juga hydrogen adalah gas ringan sehingga perbedaan densitas secara penuh dapat di gunakan. Sistem diatas biasa di sebut dengan *sistem refrigerasi anhydrous amonia-hydrogen*.

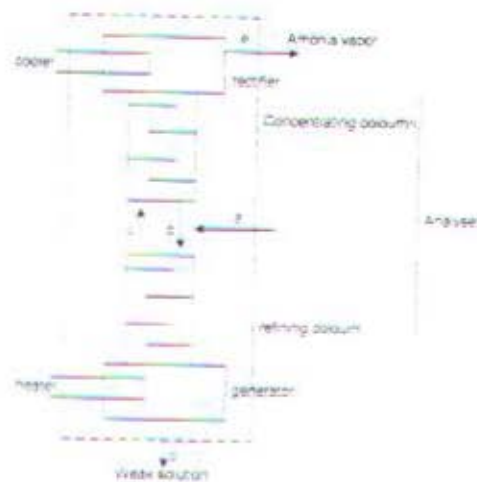
Siklus kerja dari sistem dapat di jelaskan sebagai berikut. Generator mempunyai concentric tube 1 dan 2, dimana inner tube 1 mempunyai campuran aqua-amonia kuat (strong solution). Dengan sedikit pemanasan yang di hasilkan dari pembakaran gas alam (natiral gas atau kerosene) atau sumber panas lainnya, gas buang untuk sistem pada gambar 3.1., gas panas mengalir dari satu sisi ke sisi yang lainnya pada generator.

Untuk membuat proses lebih efisien dan dapat menghasilkan uap amonia



Gambar 3.1. Skema sistem refrigerasi alternatif

secara kontinu, di butuhkan 4 komponen untuk sistem pemisah, yaitu generator, refining column, concentrating column dan rectifier.



Gambar 3.2. Peralatan pemisah campuran biner

Generator merupakan peralatan dimana cairan yang masuk di panaskan untuk menghasilkan uap amonia. Uap yang dihasilkan masih banyak mengandung cairan. Kemudian mengalir keatas berlawanan arah terhadap cairan dingin yang masuk pada titik a dari atas refining coloumn. Baik perpindahan massa maupun perpindahan panas terjadi pada coloum ini akibat kontak antara uap yang naik dan cairan yang ke bawah. Fraksi uap air dalam uap air dalam uap hasil kondensasi meninggalkan uap dan menuju ke puncak refining coloumn pada titik c. Uap yang banyak mengandung amonia terus meninggalkan generator. Uap campuran terus mengalir melalui suatu concentrating column yang sama konstruksinya dengan refining column. Pada puncak dari concentrating column adalah rectifier. Dimana uap didinginkan oleh air sehingga uap air terkondensasi. Amonia dikeluarkan dari rectifier pada keadaan titik e.

Cairan yang terkondensasi mengalir ke refining column berlawanan arah dengan uap yang keluar dari rectifier. Kemudian masuk ke puncak refining column pada titik d dan bercampur dengan cairan dingin yang masuk ke puncak refining

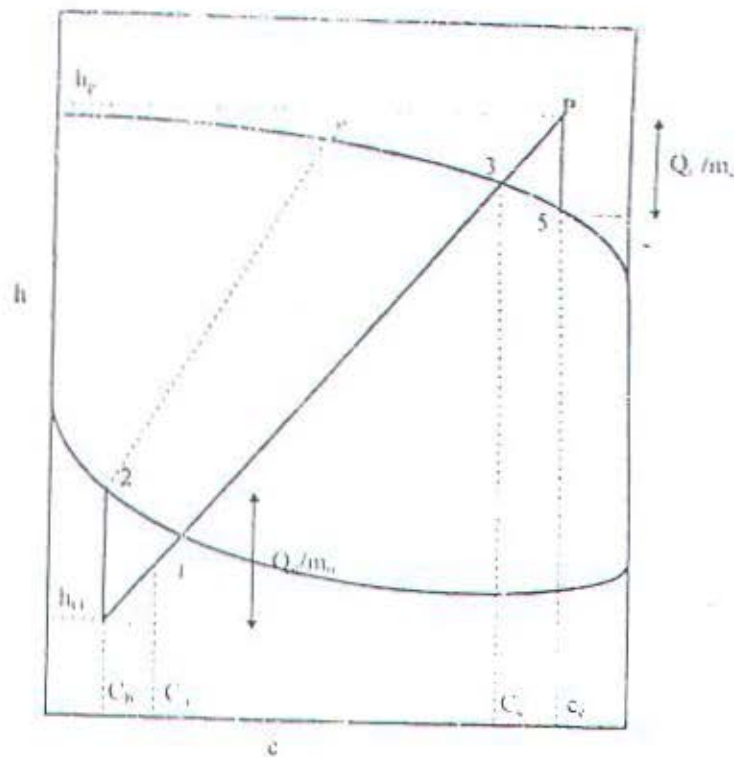
column pada titik d dan bercampur dengan cairan dingin yang masuk ke puncak pada titik a. selanjutnya weak solution keluar dari generator pada titik b.

Pada gambar 3.3. dapat dilihat bahwa keadaan titik a adalah larutan subdingin yang masuk pada temperatur tertentu. titik b adalah weak solution yang meninggalkan generator. titik b' adalah uap yang dilepaskan di generator dan titik e adalah uap yang meninggalkan rectifier. Dengan memperhatikan titik P dan Q pada diagram h-c di dapatkan:

$$h_p - h_e = Q_r / m_e$$

$$h_b - h_{c1} = Q_g / m_b$$

Konsentrasi pada P sama dengan c_e dan konsentrasi pada Q sama dengan c_b . Titik P, Q dan a berada pada satu garis lurus yang sama dan disebut principal operating line. Energi ini di konduksikan melalui tube sehingga aliran gas panas sudah cukup untuk menghangatkan aqua amonia kuat yang ada dalam iner tube 1. Kemudian uap amonia di bebaskan dalam bentuk gelombang (bubble) di dalam iner tube dan membawa cairan aqua-amonia lemah (weak solution) ke atas dan menjatuhkannya ke tube 2 yang di luar. Uap amonia kemudian melalui air cooler rectifier, di mana sebagian besar uap air di kondensasikan dan di kembalikan ke concentric tube 2. Uap amonia meninggalkan rectifier dan menuju condensor, kemudian di kondensasikan pada tekanan 12 atm sampai 14 atm. Cairan amonia selanjutnya menuju evaporator karena pengaruh gaya gravitasi.



Gambar 3.3. Diagram h-c proses rectifikasi

Di evaporator ada suatu atmosfer hydrogen, yang mana cairan amonia siap dipanaskan pada tekanan parsialnya. Tekanan parsial dari hydrogen biasanya antara 10 atm sampai 12 atm, sementara tekanan amonia sebesar 0,5 atm. Sehingga di mungkinkan untuk menguapkan amonia pada suhu di bawah -50° C. Uap amonia yang terjadi di evaporator bersama dengan hydrogen terus bersirkulasi dan mengalir menuju absorber dan di serap menjadi campuran aqua-amonia (campuran NH_3 dan H_2O) sambil melepaskan kalor Q_2 . Hydrogen dan uap amonia adalah campuran gas tidak bereaksi karena hydrogen adalah inert gas yang sudah mempunyai ikatan kimia yang stabil.

Campuran aqua-amonia yang meninggalkan absorber dan menuju generator merupakan campuran aqua-amonia kuat (strong solution). Campuran ini saat ke

generator terlebih dahulu melewati sebuah liquid heat exchanger, dimana campuran aqua-amonia mendapatkan pemanasan awal akibat pertukaran panas dengan campuran aqua-amonia lemah (weak solution) yang kembali ke absorber. Dan siklus terus berlangsung di mulai seperti awal.

Tekanan yang bekerja pada sistem adalah uniform, perbedaan tekanan uap amonia di condensor dengan tekanan uap di evaporator dapat di kompensasikan dengan adanya tekan hydrogen. Jumlah dari tekanan parsial hydrogen dengan uap amonia di evaporator sama dengan jumlah tekanan amonia di kondensor.

3.2. Kondisi – kondisi khusus

Sistem di rancang untuk dapat mengatasi beban panas ruangan sebesar 10.810 kcal/jam (=180 kcal/menit). Selanjutnya dapat dikatakan bahwa perpindahan energi pans yang masuk pada evaporator sebesar $Q_e = 180 \text{ kcal/min}$ [2]

- Temperatur evaporator : -45°C
Tekanan : 0,5 atm
- Temperatur kondensor : 34°C
Tekanan ($P_{\text{kondensor}}$) = $P_{\text{evaporator}} + P_{\text{hidrogen}}$
= $0,5 \text{ atm} + 11,5 \text{ atm}$
= 12 atm

Selanjutnya kondisi-kondisi ini dapat di gambarkan pada diagram h – c seperti pada gambar 3.5. Keadaan-keadaan pada titik 2, 3, dan 8 dalam kondisi equilibrium dan dapat di plotkan pada diagram h-c. sehingga pada diagram h – c di dapatkan konsentrasi dan entalpi untuk titik-titik tersebut:

Titik 2, pada tekanan 12 atm dan temperatur 80°C di dapatkan



$$c_2 = 0,44$$

$$h_2 = 66 \text{ kcal/kg}$$

Titik 3, pada tekanan 12 atm dan temperatur 55°C didapatkan

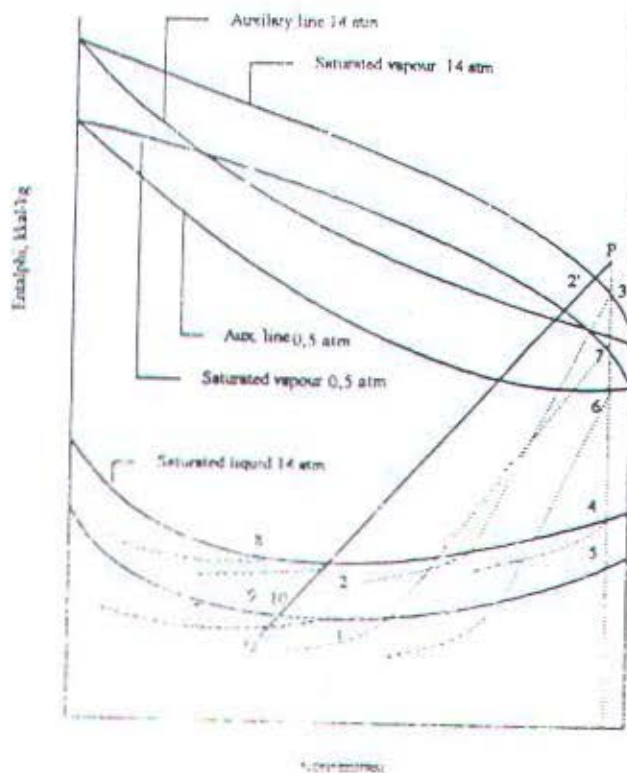
$$c_3 = 0,992$$

$$h_3 = 412 \text{ kcal/kg}$$

Titik 8, pada tekanan 12 atm dan temperatur 85°C di dapatkan

$$c_8 = 0,42$$

$$h_8 = 70 \text{ kcal/kg}$$



Gambar 3.4. Diagram h - c amonia - air

Untuk menentukan letak titik 4, setelah di ketahui tekanan dan temperaturnya selanjutnya di plotkan pada h - c yaitu pada garis cairan penuh 12 atm. Dengan

bantuan auxiliary line akan dio dapatkan titik 4 berada pada garis jenuh 14 atm. Kemudian konsentrasi dan entalpi pada titik 4 dibaca diagram. Konsentrasi pada titik-titik 3, 4, 5, 6, 7 mempunyai konsentrasi yang sama. sehingga dapat di katakan $c_2 = c_3 = c_4 = c_7 = 0,992$. Demikian pula konsentrasi $c_2 = c_1 = 0,44$ dan $c_6 = c_8 = 0,42$.

Titik 5 pada tekanan 0,5 atm dan temperatur -45°C di dapatkan

$$h_6 = -50 \text{ kcal/kg}$$

Titik 6, pada tekanan 0,5 atm dan konsentrasi 0,992 kg/kg, didapatkan

$$t_6 = 10^{\circ}\text{C}$$

$$h_5 = 403 \text{ kcal/kg}$$

Keseimbangan energi di evaporator, diberikan dengan persamaan:

Untuk amonia

$$q = m_5 (h_6 - h_5)$$

Untuk hidrogen dengan aliran massa 0,05 kg/min

$$q = m (h_6 - h_{12})$$

Di ketahui untuk hidrogen pada temperatur -45°C , mempunyai $h_{h1} = 870 \text{ kkal/kg}$ dan pada suhu 10°C mempunyai $h_{h2} = 940,5 \text{ kkal/kg}$

Sehingga:

$$m_5 (h_6 - h_5) - m_h (h_{h2} - h_{h1}) = Q_c$$

$$m_5 (403 - (-50)) - 0,05 (940,5 - 870,5) = 180$$

$$m_5 = 0,39 \text{ kg/min}$$

Sedangkan laju aliran $m_4 = m_6 = m_7 = m_5 = 0,39 \text{ kg/min}$.

Kesimbangan energi untuk absorber, di dapatkan dari persamaan:

Aliran massa amonia

$$m_7 + m_9 = m_1$$

$$m_7 \cdot c_7 + m_9 \cdot c_9 = m_1$$

Dengan cara substitusi di dapatkan:

$$m_7 \cdot c_7 + m_9 \cdot c_9 = (m_7 + m_9) c_f$$

$$m_7 \cdot c_7 + m_9 \cdot c_9 = m_7 \cdot c_f + m_9 \cdot c_f$$

$$m_7 \cdot c_7 + m_7 \cdot c_f = m_9 \cdot c_f + m_1 \cdot c_f$$

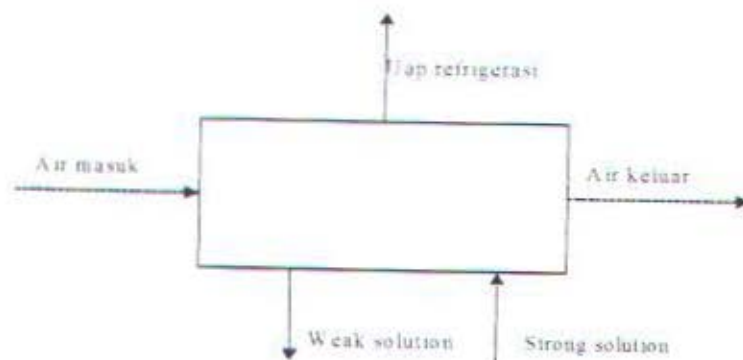
$$m_9 = m_7 \times (c_7 - c_f) / (c_f - c_9)$$

$$m_9 = (0,39 \times (0,992 - 0,44)) / (0,44 - 0,42)$$

$$= 10,7 \text{ kg min}$$

3.3. Generator

Generator merupakan peralatan dimana cairan yang masuk di panaskan untuk menghasilkan uap amonia. Pada sistem refrigerasi absorpsi dengan pemanfaatan gas buang ini di gunakan generator jenis kettle Type - Reboiler, dimana pada umumnya ukuran shellnya lebih besar dari lingkaran tubenya sekitar 40% yang di gunakan untuk menangkap uap hasil pemisahan yang akan di sirkulasikan ke kondensor.



Gambar 3.5. skema keseimbangan panas pada generator

Data/Ukuran generator: [2]

Temperatur : 85 °C

Tekanan : 12 atm

Shell:

- Diameter dalam D_i : 27 in
- Jarak baffle : 5 in

Tube:

- Jumlah N_t : 349
- Diameter luar d_o : 1 in
- Diameter dalam d_i : 0,76 in
- Susunan tube : triangular pitch
- Jarak antara sumbu P_t : 1,25 in
- Jarak antara tube c : 0,25 in
- Kemampuan menukar kalor : 94.059 kJ/h
- Luas penampang keseluruhan: 0,102 m².
- Laju aliran air masuk ke generator: 2500 kg/jam, dengan laju aliran massa per satuan luas: 24.509,8 kg/jam m².
- Laju aliran campuran refrigeran masuk ke generator: 665,4 kg/jam, dengan laju aliran massa per satuan luas: 36.360 kg/jam m².
- Perpindahan panas menyeluruh (U): 190,48 kJ/h m² °C.
- Luas perpindahan panas (A): 58,79 m².
- Panjang tube dari generator (L): 2,11 m.

3.4. Penukar Kalor Pada Gas Buang

Type penukar kalor pada gas buang yang di rancang adalah type shell and tube yang harus mampu menukar kalor sejumlah 111.914,6 kJ/h.

Data/ukuran penukar kalor pada gas buang: [2]

Shell:

- Diameter dalam D_i : 27 in
- Jarak baffle : 5 in

Tube:

- Jumlah N_t : 349
- Diameter luar d_o : 1 in
- Diameter dalam d_i : 0,76 in
- Susunan tube : triangular pitch
- Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in
- Jarak antara tube c : 0,25 in
- Kemampuan menukar kalor : 111.914,6 kJ/h.
- Luas penampang keseluruhan: 0,102 m²
- Laju aliran air masuk ke penukar kalor: 2500 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 24.509,8 kg/jam m².
- Laju aliran gas buang masuk ke penukar kalor: 2200 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 12.643,7 kg/jam m².
- Perpindahan panas menyeluruh (U): 42,12 kJ · h m⁻² °C
- Luas perpindahan panas (A): 10,9 m²
- Panjang tube dari penukar kalor (L): 0,4 m.

3.5. Pompa Pelayanan Penukar Panas Pada Gas Buang

Pompa ini di gunakan untuk mensirkulasikan air yang ada pada penukar panas untuk gas buang. Pompa yang di rencanakan adalah jenis sentrifugal.

$$Q = m_{\text{air}} \cdot c_p \cdot \rho \cdot \Delta T \quad [1]$$

Dimana: [2]

Q = laju perpindahan kalor (=347,5 kkal/min = 26.138 kW)

m_{air} = laju aliran volume air (m^3/det)

$c_{p,\text{air}}$ = panas jenis air pada temperatur 95°C (=4.2112 kJ/kg $^\circ\text{C}$)

ρ = densitas air (= 1000 kg/m^3)

ΔT = perbedaan suhu ($95 - 87 = 8^\circ\text{C}$)

sehingga:

$$m_{\text{air}} = \frac{26,138}{4,2112 \times 1000 \times 8} = 0,0078 \text{ m}^3/\text{det} = 7,8 \text{ L}/\text{det}.$$

Dengan menggunakan kurva prestasi pompa sentrifugal [lampiran 4], maka didapatkan:

Kenaikan tekanan pada pompa adalah: 200 kPa

Effisiensi pompa = 0,75

Maka besarnya daya pompa adalah:

$$\text{Daya} = \frac{0,0078 \cdot (200000)}{0,75} = 2080 \text{ W} = 2,08 \text{ kW} = 2,78 \text{ HP}$$

3.6. Rectifier

Perlunya rectifier di dasarkan atas kenyataan bahwa uap refrigerant yang di lepaskan pada generator (amonia) mengandung juga uap air. Untuk menyingkirkan uap air sebanyak mungkin, uap yang dikeluarkan dari generator di lewatkan ke rectifier ini.

Type rectifier yang di rancang adalah type shell and tube yang harus mampu menukar kalor sejumlah $180 \text{ kkal}/\text{min} = 45118,56 \text{ kJ}/\text{h}$ [2]

$$Q = m_{\text{air}} \cdot c_p \cdot \Delta T$$

Dimana:

Q = panas keluar dari evaporator = 180 kkal/min = 45118.56 kJ/jam.

m_{air} = laju aliran air, di rencanakan = 2.500 kg/jam. [2]

$C_{p,air}$ = panas jenis air masuk heat exchanger pada = 60 °C (= 4.179 kJ/kg.°C) [lampiran2]

t_{in} = Temperatur air masuk rectifier, direncanakan = 60 °C

t_{out} = temperatur air keluar rectifier.

Maka di dapatkan:

$$2500 \times 4.184 \times (t_{out} - 60) = 45.118,56$$

$$t_{out} = 65 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3.6.1. Penentuan LMTD

Pada perencanaan ini di gunakan type aliran lintas tunggal, maka besarnya harga LMTD di berikan dengan persamaan:

	Suhu tinggi	Suhu rendah
Fluida panas	85	65
Fluida dingin	65	60
	$\Delta T_a = 85 - 65 = 20$	$\Delta T_b = 65 - 60 = 5$

$$LMTD = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln(\Delta T_a / \Delta T_b)}$$

$$LMTD = \frac{20 - 5}{\ln(20 / 5)} = 10,82 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Untuk menentukan luas perpindahan panas, sesuai dengan persamaannya maka perlu terlebih dahulu menghitung koefisien perpindahan panas keseluruhan (U). Untuk perencanaan rectifier di rencanakan sebagai berikut: [2]



Shell:

- Diameter dalam D_i : 27 in
- Jarak baffle : 5 in

Tube:

- Jumlah N_t : 349
- Diameter luar d_o : 1 in
- Diameter dalam d_i : 0,76 in
- Susunan tube : triangular pitch
- Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in
- Jarak antara tube c : 0,25 in

3.6.2. Film Resistance Sisi Dalam rectifier

Temperatur rata-rata fluida dingin adalah:

$$T_a = \frac{T_{p_1} - T_{p_2}}{2}$$

$$T_a = \frac{65 + 60}{2}$$

$$T_a = 62,5^\circ \text{C}$$

Luas penampang tiap tube (at') = 0,455 in [2]

Luas penampang keseluruhan tube (at):

$$at = \frac{N_t \times at'}{144}$$

$$at = \frac{349 \times 0,455}{144}$$

$$at = 1,1 \text{ ft}^2$$

$$at = 0,102 \text{ m}^2$$

Laju aliran massa per satuan luas

$$Gt = \frac{M_a}{at}$$

dimana, M_a = laju aliran air masuk rectifier (2500 kg/jam) [2]

sehingga:

$$Gt = \frac{2500}{0,102}$$

$$Gt = 24509,8 \text{ kg/jam m}^2$$

Angka reynold:

$$Re = \frac{d_i \times Gt}{\mu}$$

dimana, μ = viskositas air pada suhu $62,5^\circ\text{C} = 0,16956 \text{ kg/h.m}$ [2]

$$Re = \frac{0,0193 \times 24.509,8}{0,16956} = 2789,71$$

Coeffisient film bagian dalam tube rectifier:

$$h_i = 0,027 \times (k/d_i) \times (Re)^{0,8} \times (Pr)^{0,33} (\mu/\mu_w)^{0,14}$$

dimana, [lampiran 2]

k : konduktivitas termal air pada temperatur $62,5^\circ\text{C} = 0,567 \text{ W/m }^\circ\text{C}$

Pr : Angka Prandtl pada temperatur $62,5^\circ\text{C} = 2,884$

μ_w : viskositas air pada temperatur $65^\circ\text{C} = 0,1548 \text{ kg/h . m}$

sehingga,

$$\begin{aligned} h_i &= 0,027 \times (0,567/0,0193) \times (2789,71)^{0,8} \times (2,884)^{0,33} (0,16956/0,1548)^{0,14} \\ &= 817,19 \text{ kJ h m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

jadi besarnya tahanan dalam pipa pemanas adalah:

$$Rf_1 = \frac{d_o}{d_i}$$

$$Rf_1 = \frac{1}{817,19 \times 0,76}$$

$$Rf_1 = 1,61 \times 10^{-3} \text{ h.m}^2 \cdot \text{°C}^{-1} \text{ kJ}$$

3.6.3. Film Resistance Sisi Luar Tube rectifier

Temperatur rata-rata fluida panas adalah:

$$T_a = \frac{T_{p_1} + T_{p_2}}{2}$$

$$T_a = \frac{85 + 65}{2}$$

$$T_a = 75 \text{°C}$$

Luas aliaran fluida panas:

$$a_s = \frac{D_o \times L \times \pi}{P_i \times 144}$$

$$a_s = \frac{27 \times 0,25 \times \pi}{1,25 \times 144}$$

$$a_s = 0,1875 \text{ ft}^2 = 0,183 \text{ m}^2$$

Laju aliran massa per satuan luas

$$G_s = \frac{M_a}{a_s}$$

dimana,

M_a = laju aliran campuran refrigeran masuk ke rectifier (665,4 kg/jam). [2]

Sehingga,

$$G_s = \frac{665,4}{0,183}$$

$$G_s = 36,360 \text{ kg/jam.m}^2$$

Angka reynold,

$$Re = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

dimana, μ = viskositas air pada suhu $62,5^\circ\text{C} = 0,16956 \text{ kg h.m}$ [lampiran2]

$$D_e = \text{Diameter equivalent} = 0,55 \text{ in} = 0,01397 \text{ m.} [2]$$

Sehingga,

$$Re = \frac{0,0193 \times 36.360}{0,16956}$$

$$Re = 4138,64$$

Koeffisien film bagian luar tube rectifier:

$$h_o = 0,036 \times (k/D_e) \times (Re)^{0,55} \times (Pr)^{0,33} (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

Dimana, [lampiran1]

k = konduktifitas termal pada temperatur $75^\circ\text{C} (= 0,4335 \text{ W/m}^\circ\text{C})$

Pr = angka prant pada temperatur $75^\circ\text{C} = 1,965$

μ_w = viskositas air pada temperatur $65^\circ\text{C} = 0,1548 \text{ kg/h . m.}$ [lampiran 2]

sehingga,

$$\begin{aligned} h_o &= 0,036 \times (0,4335 / 0,01397) \times (4138,64)^{0,55} \times (1,965)^{0,33} \cdot (0,16956 / 0,1548)^{0,14} \\ &= 1313,53 \text{ kJ/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Jadi besarnya tahanan di luar tube adalah:

$$Rf_o = \frac{D_e}{h_o \times d_i}$$

$$Rf_o = \frac{1}{1313,53 \times 0,76}$$

$$Rf_o = 1,00 \times 10^{-4} \text{ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{kJ}$$

3.6.4. Fouling Resistance pada Sisi Dalam dan Luar Tube Rectifier

Harga fouling resistance untuk masing-masing fluida di berikan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} R_{fa} \text{ (air)} &= 0,01 \text{ ft}^2/\text{Btu} \\ &= 1,76 \text{ h} \cdot \text{m}^2 / \text{kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_{fr} \text{ (refrigeran)} &= 0,01 \text{ ft}^2/\text{Btu} \\ &= 1,76 \text{ h} \cdot \text{m}^2 / \text{kJ} \end{aligned}$$

Perpindahan panas menyeluruh di dapat:

$$U = \frac{1}{R_{f_1} + R_{f_w} + R_{fa} + R_{fr}}$$

$$U = \frac{1}{1,39 \times 10^{-3} + 1,00 \times 10^{-3} + 1,76 \times 10^{-3} + 1,76 \times 10^{-3}}$$

$$U = 67,07 \text{ kJ} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Luas perpindahan panasnya adalah:

$$A = \frac{Q}{U \times \text{LMTD}}$$

$$A = \frac{45118,56}{67,07 \times 10,82}$$

$$A = 6,07 \text{ m}^2$$

Maka panjang tube rectifier:

$$L = \frac{A}{N_s \times \pi \times d_o}$$

$$L = \frac{6,07}{349 \times \pi \times 0,0254}$$

$$L = 0,22 \text{ m}$$

3.6.5. Kebutuhan rectifier

◆ Shell:

- Diameter dalam D_i : 27 in
- Jarak baffle : 5 in

◆ Tube:

- Jumlah N_t : 349
 - Diameter luar d_o : 1 in
 - Diameter dalam d_i : 0,76 in
 - Susunan tube : triangular pitch
 - Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in
 - Jarak antara tube c : 0,25 in
- ◆ Kemampuan menukar kalor : 45.118,56 kJ/h.
 - ◆ Luas penampang keseluruhan: 0,102 m².
 - ◆ Laju aliran air masuk ke rectifier: 2500 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 24.509,8 kg/jam m².
 - ◆ Laju aliran campuran refrigeran masuk ke rectifier 665,4 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 36.360 kg/jam m².
 - ◆ Perpindahan panas menyeluruh (U): 67,07 kJ/ h m² °C.
 - ◆ Luas perpindahan panas (A): 6,07 m².
 - ◆ Panjang tube rectifier (L): 0,22 m.

3.7. Penukar Kalor Absorber

Type penukar kalor yang di rancang adalah type shell and tube yang harus mampu menukar kalor sejumlah 89154,53 kJ/h. [2]

$$Q = m_{\text{air}} \cdot c_p \cdot \Delta T$$

Dimana: [2]

Q = panas keluar dari generator = 355,681 kkal/min = 89.154,53 kJ/jam.

m_{air} = laju aliran air, di rencanakan = 2.500 kg/jam

$C_{p,\text{air}}$ = panas jenis air masuk heat exchanger pada 85 °C (= 4,196 kJ/kg)



t_{in} = Temperatur air masuk heat exchanger = 85°C

t_{out} = temperatur air keluar heat exchanger.

Maka di dapatkan:

$$2500 \times 4,196 \times (85 - t_{out}) = 89.154$$

$$t_{out} = 76^{\circ}\text{C}$$

3.7.1. Penentuan LMTD

Pada perencanaan ini di gunakan type aliran lintas tunggal, maka besarnya harga LMTD di berikan dengan persamaan:

	Suhu tinggi	Suhu rendah
Fluida panas	85	76
Fluida dingin	80	77
	$\Delta T_a = 95 - 80 = 5$	$\Delta T_b = 87 - 77 = 1$

$$LMTD = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln(\Delta T_a / \Delta T_b)}$$

$$LMTD = \frac{5 - 1}{\ln(5/1)} = 2,48^{\circ}\text{C}$$

Untuk menentukan luas perpindahan panas, sesuai dengan persamaannya maka perlu terlebih dahulu menghitung koefisien perpindahan panas keseluruhan (U). Untuk perencanaan heat exchanger di rencanakan sebagai berikut: [2]

Shell:

- Diameter dalam D_i : 27 in
- Jarak baffle : 5 in

Tube:

- Jumlah N_t : 349
- Diameter luar d_o : 1 in

- Diameter dalam d_i : 0,76 in
- Susunan tube : triangular pitch
- Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in
- Jarak antara tube c : 0,25 in

3.7.2. Film Resistance Sisi Dalam Tube Heat Exchanger

Temperatur rata-rata fluida panas adalah:

$$T_a = \frac{T_{p1} - T_{p2}}{2}$$

$$T_a = \frac{85 + 76}{2}$$

$$T_a = 80^\circ C$$

Luas penampang tiap tube (at') = 0,455 in [2]

Luas penampang keseluruhan tube (at):

$$at = \frac{N_t \cdot at'}{144}$$

$$at = \frac{349 \cdot 0,455}{144}$$

$$at = 1,1 \text{ ft}^2 = 0,102 \text{ m}^2$$

Laju aliran massa per satuan luas

$$Gt = \frac{M_a}{at}$$

dimana, M_a = laju aliran air masuk heat exchanger (2500 kg/jam)

sehingga:

$$Gt = \frac{2500}{0,102}$$

$$Gt = 24509,8 \text{ kg jam m}^{-2}$$

Angka reynold:

$$Re = \frac{d_p \times G_t}{\mu}$$

dimana, μ = viskositas air pada suhu $80^\circ\text{C} = 0,1286 \text{ kg/h} \cdot \text{m}$ [lampiran 2]

$$Re = \frac{0,0193 \times 24509,8}{0,1286} = 3679,46$$

Coeffisient film bagian dalam tube heat exchanger:

$$h_i = 0,027 \times (k/d_i) \times (Re)^{0,8} \times (Pr)^{0,33} (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

dimana, [lampiran 2]

k : konduktivitas termal air pada temperatur $80^\circ\text{C} = 0,670 \text{ W/m}^\circ\text{C}$

Pr : Angka Prandt pada temperatur $80^\circ\text{C} = 2,23$

μ_w : viskositas air pada temperatur $76^\circ\text{C} = 0,1339 \text{ kg/h} \cdot \text{m}$

sehingga,

$$h_i = 0,027 \times (0,670 / 0,0193) \times (3679,46)^{0,8} \times (2,23)^{0,33} (0,1286 / 0,1339)^{0,14} \\ = 880,84 \text{ kJ h m}^{-2} \text{ }^\circ\text{C}$$

Jadi besarnya tahanan dalam pipa pemanas adalah:

$$R_i = \frac{d_i}{h_i \times d_i}$$

$$R_i = \frac{1}{880,84 \times 0,076}$$

$$R_i = 1,4 \times 10^{-3} \text{ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C kJ}$$

3.7.3. Film Resistance Sisi Luar Tube Heat Exchanger

Temperatur rata-rata fluida panas adalah:

$$T_a = \frac{T_{p_1} + T_{p_2}}{2}$$

$$T_a = \frac{80 + 77}{2}$$

$$T_a = 78,5^{\circ}\text{C}$$

Luas aliaran fluida dingin:

$$a_s = \frac{D_c \times c \times B}{P_c \times 144}$$

$$a_s = \frac{27 \times 0,25 \times 5}{1,25 \times 144}$$

$$a_s = 0,1875 \text{ ft}^2 = 0,0183 \text{ m}^2$$

Laju aliran massa per satuan luas

$$G_{is} = \frac{Ma}{a_s}$$

di mana,

Ma = laju aliran campuran refrigeran masuk ke heat exchanger (665,4 kg/jam). [2]

Sehingga,

$$G_{is} = \frac{665,4}{0,0183}$$

$$G_{is} = 36.360 \text{ kg / jam.m}^2$$

Angka reynold,

$$\text{Re} = \frac{D_c \times G_{is}}{\mu}$$

dimana. μ = viskositas air pada temperatur $85^{\circ}\text{C} = 0,1201 \text{ kg/h.m}$. [lampiran 2]

D_c = Diameter equivalent = 0,55 in = 0,01397 m. [2]

Sehingga,

$$Re = \frac{0,0193 \times 36360}{0,1201}$$

$$Re = 5840,45$$

Coeffisien film bagian luar tube heat exchanger:

$$h_o = 0,036 \times (k D_e) \times (Re)^{0,55} \times (Pr)^{0,33} (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

Dimana, [lampiran 2]

k = konduktifitas termal pada temperatur $78,5^\circ\text{C}$ ($= 0,668 \text{ W/m}^\circ\text{C}$)

Pr = angka prant pada temperatur $78,5^\circ\text{C} = 2,27$

μ_w = viskositas air pada temperatur $77^\circ\text{C} = 0,1333 \text{ kg} \cdot \text{h.m}$

sehingga,

$$h_o = 0,036 \times (0,668/0,01397) \times (5840,45)^{0,55} \times (2,27)^{0,33} \cdot (0,1201/0,1333)^{0,14}$$

$$= 260,57 \text{ kJ h m}^{-2}^\circ\text{C}$$

Jadi besarnya tahanan di luar tube adalah:

$$R_f = \frac{D_o}{h_o D_i}$$

$$R_f = \frac{1}{260,57 \times 0,76}$$

$$R_f = 5 \times 10^{-3} \text{ h m}^{-2}^\circ\text{C kJ}$$

3.7.4. Fouling Resistance pada Sisi Dalam dan Luar Tube Heat Exchanger

Harga fouling resistance untuk masing-masing gluida di berikan sebagai berikut:

$$R_{fa}(\text{air}) = 0,01 \text{ ft}^2/\text{Btu}$$

$$= 1,76 \text{ h} \cdot \text{m}^2/\text{kJ}$$

$$R_{fr}(\text{refrigeran}) = 0,01 \text{ ft}^2/\text{Btu}$$

$$= 1,76 \text{ h} \cdot \text{m}^2/\text{kJ}$$

Perpindahan panas menyeluruh di dapat:

$$U = \frac{1}{Rf_i + Rf_o + Rfa + Rfr}$$

$$U = \frac{1}{1,4 \times 10^{-3} + 5 \times 10^{-3} + 1,76 \times 10^{-3} + 1,76 \times 10^{-3}}$$

$$U = 1008,061 \text{ kJ/h.m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

Luas perpindahan panasnya adalah:

$$A = \frac{Q}{U \times LMTD}$$

$$A = \frac{89154,53}{1008,06 \times 2,48}$$

$$A = 35,66 \text{ m}^2$$

Maka panjang tube heat exchanger :

$$L = \frac{A}{N_t \times \pi \times d_o}$$

$$L = \frac{35,66}{349 \times \pi \times 0,0254}$$

$$L = 1,28 \text{ m}$$

3.7.5. Kebutuhan Heat Exchanger Absorber

◆ Shell:

• Diameter dalam D_i : 27 in

• Jarak baffle : 5 in

◆ Tube:

• Jumlah N_t : 349

• Diameter luar d_o : 1 in

• Diameter dalam d_i : 0,76 in

• Susunan tube : triangular pitch

• Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in

• Jarak antara tube c : 0,25 in

- ◆ Kemampuan menukar kalor : 89.154,53 kJ/h.
- ◆ Luas penampang keseluruhan: 0,102 m².
- ◆ Laju aliran air masuk ke heat exchanger: 2500 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 24.509,8 kg/jam m².
- ◆ Laju aliran campuran refrigeran masuk heat exchanger: 665,4 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 36.360 kg/jam m².
- ◆ Perpindahan panas menyeluruh (U): 153,61 kJ/ h m² °C.
- ◆ Luas perpindahan panas (A): 47,07 m².
- ◆ Panjang tube penukar kalor absorber (L): 1,7 m.

3.8. Gas Heat Exchanger

Type heat exchanger yang di rancang adalah type shell and tube yang harus mampu menukar kalor sejumlah 180 kkal/min = 45.118,56 kJ/h. [2]

$$Q = m_{ref} \cdot c_{p,ref} \cdot \Delta T$$

Dimana:

Q = panas keluar dari evaporator = 180 kkal/min = 45.118,56 kJ/jam.

m_{ref} = laju aliran refrigeran = 665 kg/jam.

$C_{p,ref}$ = panas jenis amonia masuk heat exchanger pada = 10 °C (= 2,177 kJ/kg).[lampiran 2]

t_{in} = Temperatur refrigeran masuk heat exchanger = 10 °C [2]

t_{out} = temperatur refrigeran keluar heat exchanger.

Maka di dapatkan:

$$665 \times 2,177 \times (t_{out} - 10) = 45.118,56$$

$$t_{out} = 41,165 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Untuk menentukan suhu keluar air, di dapatkan dari rumus berikut:

$$Q = m_{\text{air}} \cdot c_p \cdot \Delta T$$

Dimana:

$$Q = \text{panas keluar dari evaporator} = 180 \text{ kkal/min} = 45.118,56 \text{ kJ/jam}$$

$$m_{\text{air}} = \text{laju aliran air, di rencanakan} = 2.500 \text{ kg/jam.}$$

$$C_{p \text{ air}} = \text{panas jenis air masuk heat exchanger pada } 50^\circ\text{C} (= 4,174 \text{ kJ/kg})$$

$$t_{\text{in}} = \text{Temperatur air masuk heat exchanger, direncanakan } 50^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{out}} = \text{temperatur air keluar heat exchanger.}$$

Maka di dapatkan:

$$2500 \times 4,174 \times (50 - t_{\text{out}}) = 45118,56$$

$$t_{\text{out}} = 46^\circ\text{C.}$$

3.8.1. Penentuan LMTD

Pada perencanaan ini di gunakan type aliran lintas tunggal, maka besarnya harga LMTD di berikan dengan persamaan:

	Suhu tinggi	Suhu rendah
Fluida panas	50	46
Fluida dingin	42	10
	$\Delta T_a = 50 - 42 = 8$	$\Delta T_b = 46 - 10 = 36$

$$LMTD = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln(\Delta T_a / \Delta T_b)}$$

$$LMTD = \frac{8 - 36}{\ln(8 / 36)} = 18,61^\circ\text{C}$$

Untuk menentukan luas perpindahan panas, sesuai dengan persamaannya maka perlu terlebih dahulu menghitung koefisien perpindahan panas keseluruhan (U). Untuk perencanaan gas heat exchanger di rencanakan sebagai berikut: [2]

Shell:

- Diameter dalam D_s : 27 in
- Jarak baffle : 5 in

Tube:

- Jumlah N_t : 349
- Diameter luar d_o : 1 in
- Diameter dalam d_i : 0,76 in
- Susunan tube : triangular pitch
- Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in
- Jarak antara tube c : 0,25 in

3.8.2. Film Resistance Sisi Dalam Tube Heat Exchanger

Temperatur rata-rata fluida panas adalah:

$$T_a = \frac{T_{p_1} - T_{p_2}}{2}$$

$$T_a = \frac{50 + 46}{2}$$

$$T_a = 48^\circ C$$

Luas penampang tiap tube (a_t) = 0,455 in [2]

Luas penampang keseluruhan tube (a):

$$at = \frac{N, xat'}{144}$$

$$at = \frac{349 \times 0,455}{144}$$

$$at = 1,1 \text{ ft}^2 = 0,102 \text{ m}^2$$

Laju aliran massa per satuan luas

$$Gt = \frac{Ma}{at}$$

dimana, M_a = laju aliran air masuk heat exchanger (2500 kg/jam) [2]

sehingga:

$$Gt = \frac{2500}{0,102}$$

$$Gt = 24.509,8 \text{ kg jam m}^2$$

Angka reynold:

$$Re = \frac{d_i \times Gt}{\mu}$$

dimana, μ = viskositas air pada suhu $48^\circ\text{C} = 0,2023 \text{ kg/h} \cdot \text{m}$ [lampiran 2]

$$Re = \frac{0,0193 \times 24509,8}{0,2023} = 2338,31$$

Coeffisient film bagian dalam tube heat exchanger:

$$h_i = 0,027 \times (k \cdot d_i) \times (Re)^{0,8} \times (Pr)^{0,33} (\mu : \mu W)^{0,14}$$

dimana, [lampiran 2]

k : konduktivitas termal air pada temperatur $48^\circ\text{C} = 0,645 \text{ W/m}^\circ\text{C}$

Pr : Angka Prandtl pada temperatur $48^\circ\text{C} = 3,60$

μW : viskositas air pada temperatur $46^\circ\text{C} = 0,2124 \text{ kg/h} \cdot \text{m}$

sehingga.

$$\begin{aligned}
 h_i &= 0,027 \times (0,645/0,0193) \times (2338,31)^{0,8} \times (3,60)^{0,33} (0,2023 / 0,2124)^{0,14} \\
 &= 596,99 \text{ kJ h m}^{-2} \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

jadi besarnya tahanan dalam pipa pemanas adalah:

$$R_{f_1} = \frac{d_o}{d_i}$$

$$R_{f_1} = \frac{1}{596,99 \times 0,076}$$

$$R_{f_1} = 1,27 \times 10^{-3} \text{ h.m}^{-2} \text{ } ^\circ\text{C} / \text{kJ}$$

3.8.3. Film Resistance Sisi Luar Tube Heat Exchanger

Temperatur rata-rata fluida dingin adalah:

$$T_a = \frac{T_{p_1} + T_{p_2}}{2}$$

$$T_a = \frac{42 + 10}{2}$$

$$T_a = 26^\circ\text{C}$$

Luas aliaran fluida dingin:

$$a_s = \frac{D_f \times c \times B}{P_f \times 144}$$

$$a_s = \frac{27 \times 0,25 \times 5}{1,25 \times 144}$$

$$a_s = 0,1875 \text{ ft}^2 = 0,174 \text{ m}^2$$

Laju aliran massa per satuan luas

$$G_s = \frac{M_a}{a_s}$$

dimana,

M_a = laju aliran refrigeran masuk ke heat exchanger (665,4 kg/jam). [2]

Sehingga,

$$G_s = \frac{665,4}{0,0183}$$

$$G_s = 36.360 \text{ kg/jam.m}^2$$

Angka reynold,

$$Re = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

dimana, μ = viskositas air pada temperatur $50^\circ\text{C} = 0,19877 \text{ kg/h.m}$. [lampiran 2]

$$D_e = \text{Diameter equivalent} = 0,55 \text{ in} = 0,01397 \text{ m. [2]}$$

Sehingga,

$$Re = \frac{0,0193 \times 36360}{0,1987}$$

$$Re = 3530,87$$

Coeffisien film bagian luar tube heat exchanger:

$$h_o = 0,036 \times (k/D_e) \times (Re)^{0,55} \times (Pr)^{0,33} (\mu / \mu_w)^{0,14}$$

Dimana, [lampiran 2]

k = konduktifitas termal pada temperatur $26^\circ\text{C} (= 0,614 \text{ W.m}^{-1}\text{C}^{-1})$

Pr = angka prant pada temperatur $26^\circ\text{C} = 2,106$

μ_w = viskositas air pada temperatur $10^\circ\text{C} = 0,4716 \text{ W.m}^{-1}\text{C}^{-1}$

sehingga,

$$h_o = 0,036 \times (0,614/0,01397) \times (3530,87)^{0,55} \times (2,106)^{0,33} (0,19877/0,4716)^{0,14}$$

$$= 160,42 \text{ kJ/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C}$$

Jadi besarnya tahanan di luar tube adalah:

$$Rf_o = \frac{D_e}{h_o x d_i}$$

$$Rf_o = \frac{1}{160,42 \times 0,76}$$

$$Rf_o = 8,2 \times 10^{-3} \text{ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

3.8.4. Fouling Resistance pada Sisi Dalam dan Luar Tube Heat Exchanger

Harga fouling resistance untuk masing-masing fluida di berikan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} Rfa \text{ (air)} &= 0,01 \text{ ft}^2/\text{Btu} \\ &= 1,76 \text{ h} \cdot \text{m}^2 / \text{kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Rfr \text{ (refrigeran)} &= 0,01 \text{ ft}^2/\text{Btu} \\ &= 1,76 \text{ h} \cdot \text{m}^2 / \text{kJ} \end{aligned}$$

Perpindahan panas menyeluruh di dapat:

$$U = \frac{1}{Rf_i + Rf_o + Rfa + Rfr}$$

$$U = \frac{1}{1,39 \times 10^{-3} + 8,2 \times 10^{-3} + 1,76 \times 10^{-3} + 1,76 \times 10^{-3}}$$

$$U = 76,28 \text{ kJ} / \text{h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Luas perpindahan panasnya adalah:

$$A = \frac{Q}{U \times \text{LMTD}}$$

$$A = \frac{45118,56}{76,28 \times 18,61}$$

$$A = 31,78 \text{ m}^2$$

Maka panjang tube heat exchanger :

$$L = \frac{A}{N_t \times \pi \times d_o}$$

$$L = \frac{31,78}{349 \times \pi \times 0,0254}$$

$$L = 1,142 \text{ m}$$

3.8.5. Kebutuhan Gas Heat Exchanger

◆ Shell:

- Diameter dalam D_i : 27 in
- Jarak baffle : 5 in

◆ Tube:

- Jumlah N_t : 349
- Diameter luar d_o : 1 in
- Diameter dalam d_i : 0,76 in
- Susunan tube : triangular pitch
- Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in
- Jarak antara tube c : 0,25 in

- ◆ Kemampuan menukar kalor : 45.118,56 kJ/h.
- ◆ Luas penampang keseluruhan: 0,102 m².
- ◆ Laju aliran air masuk ke heat exchanger 2500 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 24.509,8 kg/jam m².
- ◆ Laju aliran refrigeran masuk heat exchanger: 665,4 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 36.360 kg/jam m².
- ◆ Perpindahan panas menyeluruh (U): 76,28 kJ/ h m² °C.
- ◆ Luas perpindahan panas (A): 31,78 m².
- ◆ Panjang tube Gas heat exchanger (L): 1,142 m.

3.9. Absorber

Absorber merupakan sebuah tanki penampungan yang berisi air yang fungsinya adalah sebaga penyerap kalor dari campuran aqua-amonia (campuran NH₃

dan H₂O). Pada saat amonia di alirkan ke dalam absorber yang berisi air, maka amonia tersebut akan melepaskan kalor ke air yang berada pada absorber. Sedangkan hidrogen yang terbawa bersama dengan uap amonia, tidak mengalami reaksi karena hydrogen adalah inert gas yang sudah mempunyai ikatan kimia yang stabil.

3.10. Kondensor dan evaporator

Kondensor dan evaporator merupakan penukar kalor. Fungsi kondensor disini adalah untuk mengkondensasikan uap refrigeran yang berasal dari rectifier. Setelah itu dengan melewatkannya melalui katup ekspansi, maka refrigerant akan menjadi dingin dan di alirkan menuju ke evaporator. Di evaporator cairan amonia di panaskan pada tekanan parsialnya dengan bantuan hydrogen. Tekanan parsial hydrogen biasanya 10 atm sampai 12 atm, sementara tekanan amonia 0,5 atm, sehingga dimungkinkan untuk menguapkan amonia pada suhu di bawah -50°C .

Pada sistem ini kondensor dan evaporator yang di rencanakan untuk mengatasi beban pendinginan yang sama dengan sistem yang terpasang di kapal, sehingga kebutuhan untuk evaporator dan kondensor adalah sama besar dengan sistem yang telah terpasang di kapal.



BAB IV

ANALISA EKONOMIS SISTEM REFRIGERASI KOMPRESI UAP DAN SISTEM REFRIGERASI ABSORPSI

BAB IV

ANALISA EKONOMIS

SISTEM REFRIGERASI KOMPRESI UAP DAN

SISTEM REFRIGERASI ABSORPSI

Dalam analisa ekonomis ini akan diperbandingkan Present Worth pada dua sistem refrigerasi yaitu sistem refrigerasi absorpsi dan sistem refrigerasi kompresi uap. Perhitungan di sini bertujuan untuk mengkonversikan semua aliran kas ke jumlah ekuivalen pada $t = 0$ (waktu sekarang). Analisis present worth sering di gunakan untuk menentukan nilai sekarang ($t = 0$) dari uang yang di terima atau di bayar pada masa depan.

4.1. Data-data Peralatan yang Ada di Pasaran

Data peralatan yang ada di pasaran ini di tunjukkan dalam bentuk mata uang dollar (US\$). Dengan alasan bahwa nilai mata uang US\$ lebih stabil dibandingkan dengan nilai mata uang rupiah.

4.1.1. Data-data Umum

1 US\$ (Amerika) = Rp. 8680,00

1 NGl (Belanda) = Rp. 3793,85

sehingga 1 US\$ = NGl 2,32

Tingkat suku bunga 5%

(Sumber BCA-Kurs hari kamis, 8 Juni 2000)

4.1.2. Data-data Sistem Refrigerasi Kompresi Uap

- Compressor

Type	RC 212
Refrigeration capacity	28.000 kkal/hr
Merk	Grasso
Harga	NGI 26594

(Sumber PT. Conductor Jasa Indonesia)

- Electric motor

Type	winding M2AA
Output and revolution	37 KW; 1475 r/min
Voltage and cycle	AC 400 V; 60 Hz
Produksi	ABB motor
Harga	US\$ 3445

(Sumber PT. ABB motor)

- Oil separator

Type - quantity	OC 50 vertical cylinder
Jumlah	2 buah
Merk	Grasso
Harga	NGI 1673

(sumber PT. Conductor Jasa Indonesia)

- Liquid separator

Type - quantity	OC 50 vertical cylinder
Jumlah	1 buah
Merk	Grasso

Harga NGI 1734

(Sumber PT. Conductor Jasa Indonesia)

- Intercooler

Type OC 50 vertical cilinder

Merk Grasso

Harga NGI 1687

(Sumber PT. Conductor Jasa Indonesia)

- Multi suction trap

Type Automatic refrigerant supplay

Jumlah 2

Merk Grasso

Harga NGI 1845

(Sumber PT. Conductor Jasa Indonesia)

- Safety valve

Type Spring type F55 - 15

Merk Revalco

Tempat pemasangan Compressor, condensor, receiver, intercooler.

- ◆ Low pressure 15 kg/cm²

Harga NGL 189

- ◆ High pressure 20 kg/cm²

Harga NGL 212

(Simber PT. Conductor Jasa Indonesia)

- Condenser

Type & quantity : Horisontal shell and tube x 1

Part number : DB-30504
 Size : 11 ½ x 4 ½ x 3
 Harga : US\$ 499,00

(Sumber Therm-Hx Heat Exchanger)

- Evaporator

Type & quantity : Horizontal shell and tube x 1
 Part number : DB-30503
 Size : 11 ½ x 4 ½ x 3
 Harga : US\$ 499,00

(Sumber Therm-Hx Heat Exchanger)

4.1.3. Data-data Sistem Refrigerasi Absorpsi

- Generator

Temperatur : 85 °C
 Tekanan : 12 atm

- ◆ Shell (Aluminium):

- Diameter dalam D_i : 27 in
- Jarak baffle : 5 in

- ◆ Tube (copper):

- Jumlah N_t : 349
- Diameter luar d_o : 1 in
- Diameter dalam d_i : 0,76 in
- Susunan tube : triangular pitch
- Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in

- Jarak antara tube c : 0,25 in
- ◆ Isolation: fiber
- ◆ Kemampuan menukar kalor : 94.059 kJ/h
- ◆ Luas penampang keseluruhan: 0,102 m².
- ◆ Laju aliran air masuk ke generator: 2500 kg/jam, dengan laju aliran massa per satuan luas: 24.509,8 kg/jam m².
- ◆ Laju aliran campuran refrigeran masuk ke generator: 665,4 kg/jam, dengan laju aliran massa per satuan luas: 36.360 kg/jam m².
- ◆ Perpindahan panas menyeluruh (U): 190,48 kJ/h m² °C.
- ◆ Luas perpindahan panas (A): 58,79 m².
- ◆ Panjang tube dari generator (L): 2,11 m.

Harga Rp. 276.000.000,00

(Sumber CV. Alpha Omega)

• Penukar Kalor Pada Gas Buang

- ◆ Shell (aluminium):
 - Diameter dalam D_i : 27 in
 - Jarak baffle : 5 in
- ◆ Tube (copper):
 - Jumlah N_t : 349
 - Diameter luar d_o : 1 in
 - Diameter dalam d_i : 0,76 in
 - Susunan tube : triangular pitch
 - Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in

- Jarak antara tube c : 0,25 in
- ◆ Isolation: fiber
- ◆ Kemampuan menukar kalor : 111.914,6 kJ/h.
- ◆ Luas penampang keseluruhan: 0,102 m².
- ◆ Laju aliran air masuk ke penukar kalor: 2500 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 24.509,8 kg/jam m².
- ◆ Laju aliran gas buang masuk ke penukar kalor: 2200 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 12.643,7 kg/jam m².
- ◆ Perpindahan panas menyeluruh (U): 42,12 kJ/ h m² °C.
- ◆ Luas perpindahan panas (A): 10,9 m².
- ◆ Panjang tube dari penukar kalor (L): 0,4 m.

Harga Rp. 170.000.000,00

(Sumber CV. Alpha Omega)

• Rectifier

- ◆ Shell (aluminium)
 - Diameter dalam D_i : 27 in
 - Jarak baffle : 5 in
- ◆ Tube (copper):
 - Jumlah N_t : 349
 - Diameter luar d_o : 1 in
 - Diameter dalam d_i : 0,76 in
 - Susunan tube : triangular pitch
 - Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in

- ▶ Jarak antara tube c : 0,25 in
- ◆ Isolation: fiber
- ◆ Kemampuan menukar kalor : 45.118,56 kJ/h.
- ◆ Luas penampang keseluruhan: 0,102 m².
- ◆ Laju aliran air masuk ke rectifier: 2500 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 24.509,8 kg/jam m².
- ◆ Laju aliran campuran refrigeran masuk ke rectifier 665,4 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 36.360 kg/jam m².
- ◆ Perpindahan panas menyeluruh (U): 67,07 kJ/ h m² °C.
- ◆ Luas perpindahan panas (A): 6,07 m².
- ◆ Panjang tube dari rectifier (L): 0,22 m.

Harga Rp. 157.000.000,00

(Sumber CV. Alpha Omega)

• Penukar Kalor Absorber

- ◆ Shell (copper)
 - ▶ Diameter dalam D_i : 27 in
 - ▶ Jarak baffle : 5 in
- ◆ Tube (copper)
 - ▶ Jumlah N_t : 349
 - ▶ Diameter luar d_o : 1 in
 - ▶ Diameter dalam d_i : 0,76 in
 - ▶ Susunan tube : triangular pitch
 - ▶ Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in

- Jarak antara tube c : 0,25 in
- ◆ Isolation: fiber
- ◆ Kemampuan menukar kalor : 89.154,53 kJ/h.
- ◆ Luas penampang keseluruhan: 0,102 m².
- ◆ Laju aliran air masuk ke heat exchanger: 2500 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 24.509,8 kg/jam m².
- ◆ Laju aliran campuran refrigeran masuk heat exchanger: 665,4 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 36.360 kg/jam m².
- ◆ Perpindahan panas menyeluruh (U): 153,61 kJ/ h m² °C.
- ◆ Luas perpindahan panas (A): 47,07 m².
- ◆ Panjang tube dari penukar kalor (L): 1,7 m.

Harga Rp. 238.000.000,00

(Sumber CV. Alpha Omega)

• **Gas Heat Exchanger**

- ◆ Shell (aluminium):
 - Diameter dalam D_i : 27 in
 - Jarak baffle : 5 in
- ◆ Tube (copper):
 - Jumlah N_t : 349
 - Diameter luar d_o : 1 in
 - Diameter dalam d_i : 0,76 in
 - Susunan tube : triangular pitch
 - Jarak antara sumbu P_T : 1,25 in

- Jarak antara tube c : 0,25 in
- ◆ Isolation: fiber
- ◆ Kemampuan menukar kalor : 45.118,56 kJ/h.
- ◆ Luas penampang keseluruhan: 0,102 m².
- ◆ Laju aliran air masuk ke heat exchanger 2500 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 24.509,8 kg/jam m².
- ◆ Laju aliran refrigeran masuk heat exchanger: 665,4 kg/jam dengan laju aliran massa per satuan luas: 36.360 kg/jam m².
- ◆ Perpindahan panas menyeluruh (/): 76,28 kJ/ h m² °C.
- ◆ Luas perpindahan panas (A): 31,78 m².
- ◆ Panjang tube dari penukar kalor (L): 1,142 m.

Harga Rp. 203.000.000,00

(Sumber CV. Alpha Omega)

- Pompa pelayanan penukar panas pada gas buang

Type : MF 50 – 200
 Daya : 2,2 Kw
 Merk : Monoflow
 Capacity & lift head : 50 m³/min; 12 m
 Harga : Rp. 4.300.000,00

(Sumber PT. Asiatic Multindo Purbaya)

- Condenser

Type & quantity : Horizontal shell and tube x 1
 Part number : DB-30504
 Size : 11 ½ x 4 ½ x 3

Harga : US\$ 499,00

(Sumber Therm-Hx Heat Exchanger)

- Evaporator

Type & quantity : Horizontal shell and tube x 1

Part number : DB-30503

Size : $11 \frac{1}{2} \times 4 \frac{1}{2} \times 3$

Harga : US\$ 499,00

(Sumber Therm-Hx Heat Exchanger)

- Gas Hydrogen

Harga hydrogen US\$ 35/kW

Sehingga kebutuhan hydrogen untuk 2,2 kW adalah:

$$2,2 \times 35 = \text{US\$ } 77,$$

(Sumber National Hydrogen Association)

4.2. Perhitungan Ekonomis Sistem Refrigerasi Kompresi Uap

4.2.1. Biaya Investasi Sistem Refrigerasi Kompresi Uap

Investasi merupakan suatu pengorbanan atau pengeluaran yang dilakukan untuk kepentingan yang akan datang. Sehingga biaya investasi adalah biaya yang dikeluarkan saat ini untuk mendapatkan keuntungan di masa yang akan datang.

Biaya investasi untuk sistem refrigerasi kompresi uap adalah sebagai berikut:



Tabel 4.1. biaya investasi sistem refrigerasi kompresi uap

No	Nama peralatan	Jumlah	Harga (NGI)* ¹	Harga (US \$)
1	Kompresor	1	26594	61698,08
2	electric motor	1		3445,00
3	oil separator	2	1673	7759,34
4	liquid separator	1	1734	4021,13
5	inter cooler	1	1687	3912,14
6	multy suction trap	2	1845	8557,07
7	safety valve			
	high press.	3	212	1474,88
	low pressure	3	189	1314,87
8	Evaporator	1		499,00
9	Kondensor	1		499,00
Total harga peralatan =				93180,50

*¹ 1 US\$ NGI 2,32

Dari penabelan diatas, didapatkan biaya investasi sistem refrigerasi kompresi uap adalah US\$ 93180,50

4.2.2. Biaya Perawatan dan Reparasi Sistem Refrigerasi Kompresi Uap

Biaya perawatan dan repair merupakan biaya yang dikeluarkan untuk mempertahankan kondisi sistem atau mengembalikan mutu sistem agar dapat beroperasi maksimal.

Untuk sistem refrigerasi kompresi uap, diperkirakan umur kompresor dan electric motor 15 tahun, sehingga setelah mencapai 15 tahun di perlukan investasi awal kembali karena diperkirakan umur kapal mencapai 25 tahun.

- Biaya maintenance dan repair pada awal investasi (tahun 1-15)

Tabel 4.2. biaya perawatan dan reparasi sistem refrigerasi kompresi uap tahun 1-15

Tahun	Perawatan * ¹ Dan reparasi	Harga Peralatan	Biaya perawatan Dan reparasi
1 s/d 5	1%	92155,64	921,56
6 s/d 10	2%	92155,64	1843,11

11 s/d 12	3%	92155,64	2764,67
13 s/d 14	4%	92155,64	3686,23
15	5%	92155,64	4607,78

* persentase biaya perawatan dan reparasi dari harga peralatan.

- Biaya maintenance dan reparasi setelah investasi kedua (16-25)

Harga kompresor saat ini ($H_{0\text{ kom}}$) = US\$ 61671.22

Kenaikan harga kompresor tiap tahun diperkirakan 1%.

Harga kompresor pada tahun ke-15:

$$H_{15\text{ kom}} = H_{0\text{ kom}} (1 + i)^n$$

$$H_{15\text{ kom}} = 61671.22 (1 + 1\%)^{15}$$

$$= \text{US\$ } 71598.37$$

Harga motor listrik saat ini ($H_{0\text{ mot}}$) = US\$ 3445,00

Kenaikan harga motor listrik tiap tahun diperkirakan 1%.

Harga motor listrik pada tahun ke-15:

$$H_{15\text{ mot}} = H_{0\text{ mot}} (1 + i)^n$$

$$H_{15\text{ mot}} = 3445,00 (1 + 1\%)^{15}$$

$$= \text{US\$ } 3999.54$$

Sehingga biaya investasi yang dikeluarkan pada 15 tahun mendatang adalah sebesar $3999,00 + 71598,37 = \text{US\$ } 75597,37$. Dan harga total peralatan untuk 15 tahun mendatang US\$ 103635,33

Sehingga biaya maintenance dan repair untuk investasi kedua adalah:

Tabel 4.3. biaya perawatan dan reparasi sistem refrigerasi kompresi uap tahun 16-25

Tahun	Perawatan dan reparasi *)	investasi	Biaya perawatan
16 s/d 20	1%	103635,33	1036,35
21 s/d 25	2%	103635,33	2072,71

² *persentase biaya perawatan dan reparasi dari harga peralatan.*

Pada perhitungan diatas, diperkirakan terdapat kenaikan prosentase biaya perawatan dan reparasi untuk tiap-tiap tahun.

4.2.3. Biaya Asuransi Sistem Refrigerasi Kompresi Uap

Biaya asuransi merupakan biaya investasi yang di keluarkan untuk menjamin berlangsungnya operasional dari sistem. Biaya asuransi di perkirakan 1% dari investasi awal.

1% dari investasi awal.

$$1\% \times 93180,50 = \text{US } \$ 931,805$$

4.2.4. Biaya Operasional Sistem Refrigerasi Kompresi Uap

Biaya operasional merupakan biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan sistem. Untuk biaya operasional sistem refrigerasi kompresi uap merupakan biaya untuk kebutuhan listrik sebagai pangerak motor listrik.

Pada perencanaan ini dipakai tarif dasar PLN untuk penentuan harga operasional. Hal ini dengan alasan bahwa terlalu sulit untuk menentukan harga kebutuhan listrik yang diperlukan untuk kompressor saja, karena tenaga untuk penggerak dari kompressor yang digunakan adalah generator yang mana generator yang harus melayani banyak peralatan..

Daya motor listrik adalah 37 Kw. Harga per Kwh tarif PLN adalah Rp.240,00. (standart tarif PLN untuk industri)

Biaya operasional sistem refrigerasi kompresi uap per jam adalah

$$37 \times 240 = \text{Rp. } 8880,00 \cong \text{US\$ } 1,023$$

Sistem refrigerasi beroperasi 1 hari (=24 jam), dan dalam 1 tahun akan beroperasi selama 11 bulan. (1 bulan sama dengan 30 hari). Sehingga kapal selama 1 tahun akan beroperasi selama

$$24 \text{ jam} \times (11 \times 30) = 7920 \text{ jam.}$$

Sehingga biaya operasional sistem refrigerasi kompresi uap tahun pertama:

$$7920 \times 1,023 = \text{US\$ } 8102,16$$

(1 US\$ = Rp. 8680,00)

Dan biaya operasional sistem refrigerasi kompresi uap untuk tiap tahunnya adalah sebagai berikut:

Tabel 4.4. biaya operasional sistem refrigerasi kompresi uap

Tahun	operasional*)	Biaya operasional tahun pertama	biaya operasional
1	-	8102,16	8102,16
2 s/d 5	1%	8102,16	8183,18
6 s/d 10	2%	8102,16	8264,20
11 s/d 13	3%	8102,16	8345,22
14 s/d 16	4%	8102,16	8426,25
17 s/d 20	5%	8102,16	8507,27
21 s/d 25	6%	8102,16	8588,29

* persentase kenaikan biaya operasional dari biaya operasional tahun pertama.

4.2.5. Present Worth Sistem refrigerasi kompresi uap

Untuk perhitungan Present Worth sistem refrigerasi kompresi uap ini dapat dilakukan penabelan seperti berikut:

Tabel 4.5. Present Value sistem refrigerasi kompresi unap

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	5%			921,56	877,67	931,81	887,43	8102,16	7716,34			9481,45
2	5%			921,56	835,88	931,81	845,17	8183,18	7422,39			9103,44
3	5%			921,56	796,08	931,81	804,93	8183,18	7068,94			8669,94
4	5%			921,56	758,17	931,81	766,60	8183,18	6732,32			8257,09
5	5%			921,56	722,06	931,81	730,09	8183,18	6411,74			7863,89
6	5%			1843,11	1375,36	931,81	695,33	8264,20	6166,87			8237,56
7	5%			1843,11	1309,86	931,81	662,22	8264,20	5873,21			7845,29
8	5%			1843,11	1247,49	931,81	630,68	8264,20	5593,54			7471,71
9	5%			1843,11	1188,09	931,81	600,65	8264,20	5327,18			7115,91
10	5%			1843,11	1131,51	931,81	572,05	8264,20	5073,50			6777,96
11	5%			2764,67	1616,45	931,81	544,81	8345,22	4879,28			7040,53
12	5%			2764,67	1539,47	931,81	518,86	8345,22	4646,93			6705,27
13	5%			3686,23	1954,89	931,81	494,16	8345,22	4425,65			6874,69
14	5%			3686,23	1861,80	931,81	470,62	8426,25	4255,83			6588,25
15	5%	75597,37	36363,63	4607,78	2216,42	931,81	448,21	8426,25	4053,17	16279,00	7830,48	55250,96
16	5%			1036,35	474,76	931,81	426,87	8426,25	3860,16			4761,80
17	5%			1036,35	452,16	931,81	406,54	8507,27	3711,69			4570,39
18	5%			1036,35	430,62	931,81	387,18	8507,27	3534,95			4352,76
19	5%			1036,35	410,12	931,81	368,75	8507,27	3366,62			4145,48
20	5%			1036,35	390,59	931,81	351,19	8507,27	3206,30			3948,08
21	5%			2072,71	743,98	931,81	334,46	8588,29	3082,70			4161,15
22	5%			2072,71	708,56	931,81	318,54	8588,29	2935,91			3963,00
23	5%			2072,71	674,81	931,81	303,37	8588,29	2796,10			3774,28
24	5%			2072,71	642,68	931,81	288,92	8588,29	2662,95			3594,56
25	5%			2072,71	612,08	931,81	275,16	8588,29	2536,15	42879,42	12662,41	-9239,02
Jumlah			128519,27		24971,55		14064,61		117340,41		20492,89	264402,95

4.3. Perhitungan Ekonomis Sistem Refrigerasi Absorpsi

4.3.1. Biaya Investasi Sistem Refrigerasi Absorpsi

Biaya investasi untuk sistem refrigerasi absorpsi adalah sebagai berikut:

Tabel 4.6. Biaya investasi sistem refrigerasi absorpsi

No	Nama peralatan	Jumlah	Harga (Rp.)	Harga (US \$) *1
1	Generator	1	276000000	31797,24
2	Pompa pelayanan H.E. Gas buang	1	4300000	495,39
3	H.E. Gas buang	1	170000000	19585,25
4	Rectifier	1	157000000	18087,56
5	H.E. Absorber	1	238000000	27419,35
6	Gas Heat Exc.	1	203000000	23387,10
7	Evaporator	1		499,00
8	Kondenser	1		499,00
9	Gas Hydrogen			77,00
Total harga peralatan =				121846,89

* 1 US\$ = Rp. 8680,00

Dari penabelan diatas, didapatkan biaya investasi sistem refrigerasi absorpsi adalah
US\$ 121846,89

4.3.2. Biaya Perawatan dan Reparasi Sistem Refrigerasi Absorpsi

Biaya perawatan dan reparasi sistem refrigerasi absorpsi diperkirakan terjadi kenaikan. Biaya perawatan dan reparasi untuk sistem refrigerasi absorpsi adalah sebagai berikut:

Tabel 4.7. biaya perawatan dan reparasi sistem refrigerasi absorpsi

Tahun	Perawatan dan reparasi *1	investasi	Biaya perawatan
1 s/d 5	1%	121846,89	1218,47
6 s/d 10	2%	121846,89	2436,94
11 s/d 13	3%	121846,89	3655,41
14 s/d 16	4%	121846,89	4873,88
17 s/d 20	5%	121846,89	6092,34
21 s/d 25	6%	121846,89	7310,81

*1 persentase biaya perawatan dan reparasi dari harga peralatan.

Untuk sistem refrigerasi absorpsi, diperkirakan umur pompa adalah 15 tahun, sehingga setelah mencapai 15 tahun di perlukan investasi kembali karena diperkirakan umur kapal mencapai 25 tahun.

Harga pompa saat ini ($H_{0 \text{ pompa}}$) = US\$ 495,39

Kenaikan harga pompa tiap tahun diperkirakan 1%.

Harga pompa pada tahun ke-15:

$$H_{15 \text{ pompa}} = H_{0 \text{ pompa}} \cdot (1 + i)^n$$

$$H_{15 \text{ pompa}} = 495,39 (1 + 1\%)^{15}$$

$$= \text{US\$ } 575,13$$

4.3.3. Biaya Asuransi Sistem Refrigerasi Absorpsi

Biaya asuransi merupakan biaya investasi yang di keluarkan untuk menjamin berlangsungnya operasional dari sistem. Biaya asuransi di perkirakan 1% dari investasi awal.

1% dari biaya investasi

$$1\% \times 121846,89 = \text{US\$ } 1218,47$$

4.3.4. Biaya Operasional Sistem Refrigerasi Absorpsi

Pada sistem refrigerasi absorpsi biaya operasional adalah biaya kebutuhan listrik untuk menggerakkan pompa.

Pada perencanaan ini dipakai tarif dasar PLN untuk penentuan harga operasional. Hal ini dengan alasan bahwa terlalu sulit untuk menentukan harga kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pompa saja, karena tenaga untuk penggerak dari pompa yang digunakan adalah generator yang mana generator yang harus melayani banyak peralatan..

Daya pompa adalah 2.2 Kw. Harga per Kwh tarif PLN adalah Rp.240,00.

(standart tarif PLN untuk industri)

Biaya operasional sistem refrigerasi absorpsi per jam adalah

$$2.2 \times 240 = \text{Rp. } 528 \cong \text{US\$ } 0,061$$

Sistem refrigerasi beroperasi 1 hari (=24 jam), dan dalam 1 tahun akan beroperasi selama 11 bulan. (1 bulan sama dengan 30 hari). Sehingga kapal selama 1 tahun akan beroperasi selama

$$24 \text{ jam} \times (11 \times 30) = 7920 \text{ jam.}$$

Sehingga biaya operasional sistem refrigerasi absorpsi tahun pertama:

$$7920 \times 0,061 = \text{US\$ } 481.77$$

(1 US\$ = Rp. 8680,00)

Dan biaya operasional sistem refrigerasi absorpsi untuk tiap tahunnya adalah sebagai berikut:

Tabel 4.8. biaya operasional sistem refrigerasi absorpsi

Tahun	Operasional *)	Biaya operasional tahun pertama	biaya operasional
1	-	481,77	481,77
2 s/d 5	1%	481,77	486,59
6 s/d 10	2%	481,77	491,41
11 s/d 13	3%	481,77	496,22
14 s/d 16	4%	481,77	501,04
17 s/d 20	5%	481,77	505,86
21 s/d 25	6%	481,77	510,68

*) persentase kenaikan biaya operasional dari biaya operasional tahun pertama.

4.3.5. Present Worth Sistem Refrigerasi Absorpsi

Untuk perhitungan Present Worth sistem refrigerasi absorpsi ini dapat dilakukan penabelan seperti berikut:

Tabel 4.9. Present Value sistem refrigerasi absorpsi

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	121846,89	121846,89	0,00	0,00	1218,47	1218,47	0,00	0,00			123065,36
1	5%			1218,47	1160,45	1218,47	1160,45	481,77	458,83			2779,72
2	5%			1218,47	1105,19	1218,47	1105,19	486,59	441,35			2651,73
3	5%			1218,47	1052,56	1218,47	1052,56	486,59	420,33			2525,46
4	5%			1218,47	1002,44	1218,47	1002,44	486,59	400,32			2405,20
5	5%			1218,47	954,70	1218,47	954,70	486,59	381,26			2290,66
6	5%			2436,94	1818,48	1218,47	909,24	491,41	366,70			3094,42
7	5%			2436,94	1731,89	1218,47	865,94	491,41	349,24			2947,07
8	5%			2436,94	1649,42	1218,47	824,71	491,41	332,61			2806,73
9	5%			2436,94	1570,87	1218,47	785,44	491,41	316,77			2673,08
10	5%			2436,94	1496,07	1218,47	748,03	491,41	301,68			2545,79
11	5%			3655,41	2137,24	1218,47	712,41	496,22	290,13			3139,79
12	5%			3655,41	2035,47	1218,47	678,49	496,22	276,31			2990,27
13	5%			3655,41	1938,54	1218,47	646,18	496,22	263,16			2847,88
14	5%			4873,88	2461,64	1218,47	615,41	501,04	253,06			3330,11
15	5%	575,13	276,65	4873,88	2344,42	1218,47	586,10	501,04	241,01	123,85	59,57	3388,61
16	5%			4873,88	2232,78	1218,47	558,20	501,04	229,53			3020,51
17	5%			6092,34	2658,07	1218,47	531,61	505,86	220,71			3410,39
18	5%			6092,34	2531,49	1218,47	506,30	505,86	210,20			3247,99
19	5%			6092,34	2410,95	1218,47	482,19	505,86	200,19			3093,32
20	5%			6092,34	2296,14	1218,47	459,23	505,86	190,65			2946,02
21	5%			7310,81	2624,16	1218,47	437,36	510,68	183,30			3244,82
22	5%			7310,81	2499,20	1218,47	416,53	510,68	174,58			3090,31
23	5%			7310,81	2380,19	1218,47	396,70	510,68	166,26			2943,15
24	5%			7310,81	2266,85	1218,47	377,81	510,68	158,35			2803,00
25	5%			7310,81	2158,90	1218,47	359,82	510,68	150,81	20512,82	6057,89	-3387,97
jumlah			122123,54		48518,11		18391,52		6977,31		6117,06	189893,41

4.4. Analisis Sensitivitas

Analisis sensitivitas dilakukan dengan mengubah nilai dari suatu parameter pada suatu saat untuk selanjutnya dilihat bagaimana pengaruhnya terhadap akseptabilitas suatu alternatif investasi. Parameter-parameter yang biasanya berubah dan perubahannya bisa mempengaruhi keputusan-keputusan dalam studi ekonomi teknik adalah biaya investasi, aliran kas, nilai sisa, tingkat bunga, umur peralatan, dan sebagainya.

Pada penulisan ini akan dilakukan analisis sensitifitas terhadap discount rate dan umur peralatan untuk mengetahui seberapa sensitif suatu keputusan terhadap perubahan faktor-faktor atau parameter-parameter yang mempengaruhinya.

Dan perhitungan untuk analisis sensitifitas ini dapat dilakukan penabelan sebagai berikut:

Tabel 4.10. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk discount rate 3%

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	3%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	3%			921,56	894,71	931,81	904,67	8102,16	7866,17			9665,55
2	3%			921,56	868,66	931,81	878,32	8183,18	7713,43			9460,40
3	3%			921,56	843,35	931,81	852,73	8183,18	7488,77			9184,86
4	3%			921,56	818,79	931,81	827,90	8183,18	7270,65			8917,34
5	3%			921,56	794,94	931,81	803,78	8183,18	7058,88			8657,61
6	3%			1843,11	1543,58	931,81	780,37	8264,20	6921,14			9245,09
7	3%			1843,11	1498,62	931,81	757,64	8264,20	6719,55			8975,81
8	3%			1843,11	1454,97	931,81	735,58	8264,20	6523,84			8714,38
9	3%			1843,11	1412,59	931,81	714,15	8264,20	6333,82			8460,56
10	3%			1843,11	1371,45	931,81	693,35	8264,20	6149,34			8214,14
11	3%			2764,67	1997,26	931,81	673,16	8345,22	6028,76			8699,18
12	3%			2764,67	1939,08	931,81	653,55	8345,22	5853,17			8445,80
13	3%			3686,23	2510,14	931,81	634,51	8345,22	5682,69			8827,35
14	3%			3686,23	2437,03	931,81	616,03	8426,25	5570,74			8623,81
15	3%	75597,37	48523,08	4607,78	2957,56	931,81	598,09	8426,25	5408,49	16279,00	10448,87	47038,34
16	3%			1036,35	645,82	931,81	580,67	8426,25	5250,96			6477,45
17	3%			1036,35	627,01	931,81	563,76	8507,27	5147,04			6337,80
18	3%			1036,35	608,75	931,81	547,34	8507,27	4997,12			6153,21
19	3%			1036,35	591,02	931,81	531,40	8507,27	4851,58			5973,99
20	3%			1036,35	573,80	931,81	515,92	8507,27	4710,27			5799,99
21	3%			2072,71	1114,18	931,81	500,89	8588,29	4616,63			6231,70
22	3%			2072,71	1081,73	931,81	486,30	8588,29	4482,16			6050,20
23	3%			2072,71	1050,23	931,805	472,14	8588,29	4351,62			5873,98
24	3%			2072,71	1019,64	931,805	458,39	8588,29	4224,87			5702,89
25	3%			2072,71	989,94	931,805	445,04	8588,29	4101,82	-12879,42	20479,45	-14942,66
Jumlah			140678,72		31644,84		17157,46		145323,51		30928,32	303876,21

Tabel 4.11. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi absorpsi untuk discount rate 3%

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	3%	121846,89	121846,89	0,00	0,00	1218,47	1218,47	0,00	0,00			123065,36
1	3%			1218,47	1182,98	1218,47	1182,98	481,77	467,74			2833,70
2	3%			1218,47	1148,52	1218,47	1148,52	486,59	458,66			2755,71
3	3%			1218,47	1115,07	1218,47	1115,07	486,59	445,30			2675,44
4	3%			1218,47	1082,59	1218,47	1082,59	486,59	432,33			2597,52
5	3%			1218,47	1051,06	1218,47	1051,06	486,59	419,74			2521,86
6	3%			2436,94	2040,90	1218,47	1020,45	491,41	411,55			3472,90
7	3%			2436,94	1981,46	1218,47	990,73	491,41	399,56			3371,74
8	3%			2436,94	1923,74	1218,47	961,87	491,41	387,92			3273,54
9	3%			2436,94	1867,71	1218,47	933,86	491,41	376,62			3178,19
10	3%			2436,94	1813,31	1218,47	906,66	491,41	365,66			3085,62
11	3%			3655,41	2640,75	1218,47	880,25	496,22	358,48			3879,47
12	3%			3655,41	2563,83	1218,47	854,61	496,22	348,04			3766,48
13	3%			3655,41	2489,16	1218,47	829,72	496,22	337,90			3656,78
14	3%			4873,88	3222,21	1218,47	805,55	501,04	331,25			4359,01
15	3%	575,13	369,15	4873,88	3128,36	1218,47	782,09	501,04	321,60	123,85	79,49	4521,71
16	3%			4873,88	3037,24	1218,47	759,31	501,04	312,23			4108,78
17	3%			6092,34	3685,97	1218,47	737,19	505,86	306,05			4729,21
18	3%			6092,34	3578,61	1218,47	715,72	505,86	297,14			4591,47
19	3%			6092,34	3474,38	1218,47	694,88	505,86	288,48			4457,74
20	3%			6092,34	3373,18	1218,47	674,64	505,86	280,08			4327,90
21	3%			7310,81	3929,92	1218,47	654,99	510,68	274,52			4859,42
22	3%			7310,81	3815,46	1218,47	635,91	510,68	266,52			4717,89
23	3%			7310,81	3704,33	1218,47	617,39	510,68	258,76			4580,47
24	3%			7310,81	3596,43	1218,47	599,41	510,68	251,22			4447,06
25	3%			7310,81	3491,68	1218,47	581,95	510,68	243,90	20512,82	9797,03	-5479,50
jumlah			122216,04		64938,85		22435,87		8641,25		9876,53	208355,48

Tabel 4.12. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk discount rate 4%

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	4%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	4%			921,56	886,11	931,81	895,97	8102,16	7790,54			9572,62
2	4%			921,56	852,03	931,81	861,51	8183,18	7565,81			9279,35
3	4%			921,56	819,26	931,81	828,37	8183,18	7274,82			8922,45
4	4%			921,56	787,75	931,81	796,51	8183,18	6995,02			8579,28
5	4%			921,56	757,45	931,81	765,88	8183,18	6725,98			8249,31
6	4%			1843,11	1456,64	931,81	736,42	8264,20	6531,32			8724,37
7	4%			1843,11	1400,61	931,81	708,10	8264,20	6280,11			8388,82
8	4%			1843,11	1346,74	931,81	680,86	8264,20	6038,57			8066,17
9	4%			1843,11	1294,94	931,81	654,67	8264,20	5806,32			7755,94
10	4%			1843,11	1245,14	931,81	629,49	8264,20	5583,00			7457,63
11	4%			2764,67	1795,88	931,81	605,28	8345,22	5420,90			7822,06
12	4%			2764,67	1726,80	931,81	582,00	8345,22	5212,40			7521,21
13	4%			3686,23	2213,85	931,81	559,62	8345,22	5011,92			7785,40
14	4%			3686,23	2128,71	931,81	538,09	8426,25	4865,95			7532,75
15	4%	75597,37	41976,54	4607,78	2558,54	931,81	517,40	8426,25	4678,80	16279,00	9039,15	40692,12
16	4%			1036,35	553,32	931,81	497,50	8426,25	4498,84			5549,66
17	4%			1036,35	532,03	931,81	478,36	8507,27	4367,40			5377,80
18	4%			1036,35	511,57	931,81	459,97	8507,27	4199,43			5170,96
19	4%			1036,35	491,90	931,81	442,27	8507,27	4037,91			4972,08
20	4%			1036,35	472,98	931,81	425,26	8507,27	3882,61			4780,85
21	4%			2072,71	909,57	931,81	408,91	8588,29	3768,83			5087,31
22	4%			2072,71	874,59	931,81	393,18	8588,29	3623,88			4891,65
23	4%			2072,71	840,95	931,81	378,06	8588,29	3484,50			4703,51
24	4%			2072,71	808,61	931,81	363,52	8588,29	3350,48			4522,60
25	4%			2072,71	777,51	931,81	349,54	8588,29	3221,61	42879,42	16084,79	-11736,14
Jumlah			134132,18		28043,49		15488,54		130216,92		25123,94	282757,18

Tabel 4.13. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi absorpsi untuk discount rate 4%

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	4%	121846,89	121846,89	0,00	0,00	1218,47	1218,47	0,00	0,00			123065,36
1	4%			1218,47	1171,61	1218,47	1171,61	481,77	463,24			2806,45
2	4%			1218,47	1126,54	1218,47	1126,54	486,59	449,88			2702,97
3	4%			1218,47	1083,22	1218,47	1083,22	486,59	432,58			2599,01
4	4%			1218,47	1041,55	1218,47	1041,55	486,59	415,94			2499,05
5	4%			1218,47	1001,49	1218,47	1001,49	486,59	399,94			2402,93
6	4%			2436,94	1925,95	1218,47	962,97	491,41	388,37			3277,29
7	4%			2436,94	1851,87	1218,47	925,94	491,41	373,43			3151,24
8	4%			2436,94	1780,65	1218,47	890,32	491,41	359,07			3030,04
9	4%			2436,94	1712,16	1218,47	856,08	491,41	345,26			2913,50
10	4%			2436,94	1646,31	1218,47	823,15	491,41	331,98			2801,44
11	4%			3655,41	2374,48	1218,47	791,49	496,22	322,34			3488,31
12	4%			3655,41	2283,16	1218,47	761,05	496,22	309,94			3354,15
13	4%			3655,41	2195,34	1218,47	731,78	496,22	298,02			3225,14
14	4%			4873,88	2814,54	1218,47	703,64	501,04	289,34			3807,52
15	4%	575,13	319,35	4873,88	2706,29	1218,47	676,57	501,04	278,21	123,85	68,77	3911,66
16	4%			4873,88	2602,20	1218,47	650,55	501,04	267,51			3520,26
17	4%			6092,34	3127,64	1218,47	625,53	505,86	259,69			4012,87
18	4%			6092,34	3007,35	1218,47	601,47	505,86	249,71			3858,53
19	4%			6092,34	2891,68	1218,47	578,34	505,86	240,10			3710,12
20	4%			6092,34	2780,46	1218,47	556,09	505,86	230,87			3567,43
21	4%			7310,81	3208,23	1218,47	534,71	510,68	224,10			3967,04
22	4%			7310,81	3084,84	1218,47	514,14	510,68	215,48			3814,46
23	4%			7310,81	2966,19	1218,47	494,37	510,68	207,20			3667,75
24	4%			7310,81	2852,10	1218,47	475,35	510,68	199,23			3526,68
25	4%			7310,81	2742,41	1218,47	457,07	510,68	191,56	20512,82	7694,70	-4303,66
jumlah			122166,24		55978,29		20253,51		7742,98		7763,47	198377,54

Tabel 4.14. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk discount rate 6%

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	6%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	6%			921,56	869,39	931,81	879,06	8102,16	7643,55			9392,00
2	6%			921,56	820,18	931,81	829,30	8183,18	7283,00			8932,49
3	6%			921,56	773,76	931,81	782,36	8183,18	6870,76			8426,87
4	6%			921,56	729,96	931,81	738,08	8183,18	6481,85			7949,88
5	6%			921,56	688,64	931,81	696,30	8183,18	6114,95			7499,89
6	6%			1843,11	1299,32	931,81	656,89	8264,20	5825,93			7782,14
7	6%			1843,11	1225,77	931,81	619,70	8264,20	5496,16			7341,64
8	6%			1843,11	1156,39	931,81	584,63	8264,20	5185,06			6926,08
9	6%			1843,11	1090,93	931,81	551,53	8264,20	4891,57			6534,04
10	6%			1843,11	1029,18	931,81	520,32	8264,20	4614,69			6164,18
11	6%			2764,67	1456,39	931,81	490,86	8345,22	4396,16			6343,41
12	6%			2764,67	1373,96	931,81	463,08	8345,22	4147,32			5984,35
13	6%			3686,23	1728,25	931,81	436,87	8345,22	3912,56			6077,68
14	6%			3686,23	1630,42	931,81	412,14	8426,25	3726,94			5769,50
15	6%	75597,37	31544,14	4607,78	1922,67	931,81	388,81	8426,25	3515,98	16279,00	6792,66	30578,94
16	6%			1036,35	407,96	931,81	366,80	8426,25	3316,96			4091,72
17	6%			1036,35	384,86	931,81	346,04	8507,27	3159,30			3890,20
18	6%			1036,35	363,08	931,81	326,45	8507,27	2980,47			3670,00
19	6%			1036,35	342,53	931,81	307,97	8507,27	2811,76			3462,26
20	6%			1036,35	323,14	931,81	290,54	8507,27	2652,61			3266,29
21	6%			2072,71	609,70	931,81	274,10	8588,29	2526,29			3410,09
22	6%			2072,71	575,19	931,81	258,58	8588,29	2383,29			3217,06
23	6%			2072,71	542,63	931,81	243,94	8588,29	2248,39			3034,96
24	6%			2072,71	511,91	931,81	230,14	8588,29	2121,12			2863,17
25	6%			2072,71	482,94	931,81	217,11	8588,29	2001,06	42879,42	9990,85	-7289,74
Jumlah			123699,78		22339,15		12843,40		106307,73		16783,50	248406,56

Tabel 4.15. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi absorpsi untuk discount rate 6%

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Hinva asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	6%	121846,89	121846,89	0,00	0,00	1218,47	1218,47	0,00	0,00			123065,36
1	6%			1149,50	1149,50	1218,47	1149,50	481,77	454,50			2753,50
2	6%			1084,43	1084,43	1218,47	1084,43	486,59	433,06			2601,93
3	6%			1023,05	1023,05	1218,47	1023,05	486,59	408,55			2454,65
4	6%			965,14	965,14	1218,47	965,14	486,59	385,42			2315,71
5	6%			910,51	910,51	1218,47	910,51	486,59	363,61			2184,63
6	6%			858,97	858,97	1218,47	858,97	491,41	346,42			2023,34
7	6%			810,35	810,35	1218,47	810,35	491,41	326,82			2757,87
8	6%			764,48	764,48	1218,47	764,48	491,41	308,32			2601,77
9	6%			721,21	721,21	1218,47	721,21	491,41	290,86			2454,59
10	6%			680,39	680,39	1218,47	680,39	491,41	274,40			2315,56
11	6%			641,87	641,87	1218,47	641,87	496,22	261,40			2828,90
12	6%			605,54	605,54	1218,47	605,54	496,22	246,61			2668,78
13	6%			571,27	571,27	1218,47	571,27	496,22	232,65			2517,71
14	6%			538,93	538,93	1218,47	538,93	501,04	221,61			2916,26
15	6%	575,13	239,98	2033,70	2033,70	1218,47	508,42	501,04	209,07	123,85	51,68	2939,50
16	6%			1918,58	1918,58	1218,47	479,65	501,04	197,23			2595,46
17	6%			2262,48	2262,48	1218,47	452,50	505,86	187,86			2902,83
18	6%			2134,41	2134,41	1218,47	426,88	505,86	177,22			2738,52
19	6%			2013,60	2013,60	1218,47	402,72	505,86	167,19			2583,51
20	6%			1899,62	1899,62	1218,47	379,92	505,86	157,73			2437,27
21	6%			2150,51	2150,51	1218,47	358,42	510,68	150,22			2659,15
22	6%			2028,79	2028,79	1218,47	338,13	510,68	141,72			2508,63
23	6%			1913,95	1913,95	1218,47	318,99	510,68	133,69			2366,64
24	6%			1805,61	1805,61	1218,47	300,94	510,68	126,13			2232,68
25	6%			1703,41	1703,41	1218,47	283,90	510,68	118,99	20512,82	4779,46	2673,16
Jumlah			122086,87	42279,89	16794,61		6321,29				4831,14	182651,52

Tabel 4.16. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk discount rate 7%

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	7%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	7%			921,56	861,27	931,81	870,85	8102,16	7572,11			9304,23
2	7%			921,56	804,92	931,81	813,87	8183,18	7147,51			8766,30
3	7%			921,56	752,26	931,81	760,63	8183,18	6679,91			8192,81
4	7%			921,56	703,05	931,81	710,87	8183,18	6242,91			7656,83
5	7%			921,56	657,06	931,81	664,36	8183,18	5834,49			7155,92
6	7%			1843,11	1228,14	931,81	620,90	8264,20	5506,79			7355,83
7	7%			1843,11	1147,80	931,81	580,28	8264,20	5146,53			6874,61
8	7%			1843,11	1072,71	931,81	542,32	8264,20	4809,84			6424,87
9	7%			1843,11	1002,53	931,81	506,84	8264,20	4495,18			6004,55
10	7%			1843,11	936,94	931,81	473,68	8264,20	4201,10			5611,73
11	7%			2764,67	1313,47	931,81	442,69	8345,22	3964,75			5720,92
12	7%			2764,67	1227,55	931,81	413,73	8345,22	3705,38			5346,66
13	7%			3686,23	1529,65	931,81	386,67	8345,22	3462,97			5379,29
14	7%			3686,23	1429,58	931,81	361,37	8426,25	3267,85			5058,80
15	7%	75597,37	27399,97	4607,78	1670,07	931,81	337,73	8426,25	3054,06	16279,00	5900,26	26561,57
16	7%			1036,35	351,05	931,81	315,63	8426,25	2854,26			3520,94
17	7%			1036,35	328,08	931,81	294,99	8507,27	2693,18			3316,25
18	7%			1036,35	306,62	931,81	275,69	8507,27	2516,99			3099,30
19	7%			1036,35	286,56	931,81	257,65	8507,27	2352,33			2896,54
20	7%			1036,35	267,81	931,81	240,80	8507,27	2198,44			2707,05
21	7%			2072,71	500,59	931,81	225,04	8588,29	2074,18			2799,81
22	7%			2072,71	467,84	931,81	210,32	8588,29	1938,49			2616,65
23	7%			2072,71	437,23	931,81	196,56	8588,29	1811,67			2445,47
24	7%			2072,71	408,63	931,81	183,70	8588,29	1693,15			2285,48
25	7%			2072,71	381,90	931,81	171,68	8588,29	1582,39	42879,42	7900,50	-5764,53
Jumlah			119555,61		20073,31		11790,67		96806,47		13800,76	234425,30

Tabel 4.17. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi absorpsi untuk discount rate 7%

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	7%	121846,89	121846,89	0,00	0,00	1218,47	1218,47	0,00	0,00			123065,36
1	7%			1218,47	1138,76	1218,47	1138,76	481,77	450,25			2727,77
2	7%			1218,47	1064,26	1218,47	1064,26	486,59	425,01			2553,52
3	7%			1218,47	994,63	1218,47	994,63	486,59	397,20			2386,47
4	7%			1218,47	929,56	1218,47	929,56	486,59	371,22			2230,35
5	7%			1218,47	868,75	1218,47	868,75	486,59	346,93			2084,44
6	7%			2436,94	1623,84	1218,47	811,92	491,41	327,45			2763,20
7	7%			2436,94	1517,60	1218,47	758,80	491,41	306,03			2582,43
8	7%			2436,94	1418,32	1218,47	709,16	491,41	286,01			2413,49
9	7%			2436,94	1325,53	1218,47	662,77	491,41	267,29			2255,60
10	7%			2436,94	1238,82	1218,47	619,41	491,41	249,81			2108,03
11	7%			3655,41	1736,66	1218,47	578,89	496,22	235,75			2551,30
12	7%			3655,41	1623,05	1218,47	541,02	496,22	220,33			2384,39
13	7%			3655,41	1516,87	1218,47	505,62	496,22	205,91			2228,40
14	7%			4873,88	1890,17	1218,47	472,54	501,04	194,31			2557,03
15	7%	575,13	208,45	4873,88	1766,52	1218,47	441,63	501,04	181,60	123,85	44,89	2553,31
16	7%			4873,88	1650,95	1218,47	412,74	501,04	169,72			2233,41
17	7%			6092,34	1928,68	1218,47	385,74	505,86	160,14			2474,56
18	7%			6092,34	1802,50	1218,47	360,50	505,86	149,67			2312,67
19	7%			6092,34	1684,58	1218,47	336,92	505,86	139,87			2161,37
20	7%			6092,34	1574,38	1218,47	314,88	505,86	130,72			2019,98
21	7%			7310,81	1765,66	1218,47	294,28	510,68	123,34			2183,27
22	7%			7310,81	1650,15	1218,47	275,02	510,68	115,27			2040,44
23	7%			7310,81	1542,19	1218,47	257,03	510,68	107,73			1906,95
24	7%			7310,81	1441,30	1218,47	240,22	510,68	100,68			1782,20
25	7%			7310,81	1347,01	1218,47	224,50	510,68	94,09	20512,82	3779,47	-2113,86
jumlah			122055,34		37040,74		15418,01		5756,32		3824,36	176446,06

Tabel 4.18. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk discount rate 8%

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	8%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	8%			921,56	853,29	931,81	862,78	8102,16	7502,00			9218,08
2	8%			921,56	790,09	931,81	798,87	8183,18	7015,76			8604,72
3	8%			921,56	731,56	931,81	739,70	8183,18	6496,07			7967,33
4	8%			921,56	677,37	931,81	684,90	8183,18	6014,88			7377,16
5	8%			921,56	627,20	931,81	634,17	8183,18	5569,33			6830,70
6	8%			1843,11	1161,47	931,81	587,20	8264,20	5207,85			6956,51
7	8%			1843,11	1075,44	931,81	543,70	8264,20	4822,08			6441,22
8	8%			1843,11	995,77	931,81	503,43	8264,20	4464,89			5964,09
9	8%			1843,11	922,01	931,81	466,13	8264,20	4134,16			5522,31
10	8%			1843,11	853,72	931,81	431,61	8264,20	3827,92			5113,25
11	8%			2764,67	1185,72	931,81	399,64	8345,22	3579,12			5164,48
12	8%			2764,67	1097,89	931,81	370,03	8345,22	3314,00			4781,92
13	8%			3686,23	1355,42	931,81	342,62	8345,22	3068,52			4766,56
14	8%			3686,23	1255,02	931,81	317,24	8426,25	2868,81			4441,07
15	8%	75597,37	23831,44	4607,78	1452,56	931,81	293,74	8426,25	2656,31	16279,00	5131,82	23102,24
16	8%			1036,35	302,50	931,81	271,98	8426,25	2459,54			3034,03
17	8%			1036,35	280,09	931,81	251,84	8507,27	2299,25			2831,18
18	8%			1036,35	259,35	931,81	233,18	8507,27	2128,94			2621,46
19	8%			1036,35	240,13	931,81	215,91	8507,27	1971,24			2427,28
20	8%			1036,35	222,35	931,81	199,92	8507,27	1825,22			2247,48
21	8%			2072,71	411,76	931,81	185,11	8588,29	1706,11			2302,98
22	8%			2072,71	381,26	931,81	171,40	8588,29	1579,73			2132,39
23	8%			2072,71	353,01	931,81	158,70	8588,29	1462,72			1974,43
24	8%			2072,71	326,86	931,81	146,95	8588,29	1354,37			1828,18
25	8%			2072,71	302,65	931,81	136,06	8588,29	1254,04	42879,42	6261,16	-4568,41
Jumlah			115987,08		18114,50		10878,61		88582,87		11392,98	222170,08

Tabel 4.19. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi absorpsi untuk discount rate 8%

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Hinya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	8%	121846,89	121846,89	0,00	0,00	1218,47	1218,47	0,00	0,00			123065,36
1	8%			1218,47	1128,21	1218,47	1128,21	481,77	446,08			2702,51
2	8%			1218,47	1044,64	1218,47	1044,64	486,59	417,17			2506,46
3	8%			1218,47	967,26	1218,47	967,26	486,59	386,27			2320,79
4	8%			1218,47	895,61	1218,47	895,61	486,59	357,66			2148,88
5	8%			1218,47	829,27	1218,47	829,27	486,59	331,16			1989,71
6	8%			2436,94	1535,69	1218,47	767,84	491,41	309,67			2613,20
7	8%			2436,94	1421,93	1218,47	710,97	491,41	286,73			2419,63
8	8%			2436,94	1316,60	1218,47	658,30	491,41	265,49			2240,40
9	8%			2436,94	1219,08	1218,47	609,54	491,41	245,83			2074,44
10	8%			2436,94	1128,77	1218,47	564,39	491,41	227,62			1920,78
11	8%			3655,41	1567,74	1218,47	522,58	496,22	212,82			2303,14
12	8%			3655,41	1451,61	1218,47	483,87	496,22	197,06			2132,54
13	8%			3655,41	1344,09	1218,47	448,03	496,22	182,46			1974,57
14	8%			4873,88	1659,37	1218,47	414,84	501,04	170,38			2244,79
15	8%	575,13	181,30	4873,88	1536,45	1218,47	384,11	501,04	157,95	123,85	39,04	2220,77
16	8%			4873,88	1422,64	1218,47	355,66	501,04	146,25			1924,55
17	8%			6092,34	1646,57	1218,47	329,31	505,86	136,72			2112,60
18	8%			6092,34	1524,60	1218,47	304,92	505,86	126,59			1956,11
19	8%			6092,34	1411,67	1218,47	282,33	505,86	117,21			1811,22
20	8%			6092,34	1307,10	1218,47	261,42	505,86	108,53			1677,05
21	8%			7310,81	1452,33	1218,47	242,06	510,68	101,45			1795,84
22	8%			7310,81	1344,75	1218,47	224,13	510,68	93,93			1662,81
23	8%			7310,81	1245,14	1218,47	207,52	510,68	86,98			1539,64
24	8%			7310,81	1152,91	1218,47	192,15	510,68	80,53			1425,60
25	8%			7310,81	1067,51	1218,47	177,92	510,68	74,57	20512,82	2995,24	-1675,24
jumlah			122028,19		32621,56		14225,36		5267,33		3034,28	171108,17

Tabel 4.20. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk umur peralatan 20 tahun

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	5%			921,56	877,67	931,81	887,43	8102,16	7716,34			9481,45
2	5%			921,56	835,88	931,81	845,17	8183,18	7422,39			9103,44
3	5%			921,56	796,08	931,81	804,93	8183,18	7068,94			8669,94
4	5%			921,56	758,17	931,81	766,60	8183,18	6732,32			8257,09
5	5%			921,56	722,06	931,81	730,09	8183,18	6411,74			7863,89
6	5%			1843,11	1375,36	931,81	695,33	8264,20	6166,87			8237,56
7	5%			1843,11	1309,86	931,81	662,22	8264,20	5873,21			7845,29
8	5%			1843,11	1247,49	931,81	630,68	8264,20	5593,54			7471,71
9	5%			1843,11	1188,09	931,81	600,65	8264,20	5327,18			7115,91
10	5%			1843,11	1131,51	931,81	572,05	8264,20	5073,50			6777,06
11	5%			2764,67	1616,45	931,81	544,81	8345,22	4879,28			7040,53
12	5%			2764,67	1539,47	931,81	518,86	8345,22	4646,93			6705,27
13	5%			3686,23	1954,89	931,81	494,16	8345,22	4425,65			6874,69
14	5%			3686,23	1861,80	931,81	470,62	8426,25	4255,83			6588,25
15	5%	75597,37	36363,63	4607,78	2216,42	931,81	448,21	8426,25	4053,17	16279,00	7830,48	35250,96
16	5%			1036,35	474,76	931,81	426,87	8426,25	3860,16			4761,80
17	5%			1036,35	452,16	931,81	406,54	8507,27	3711,69			4570,39
18	5%			1036,35	430,62	931,81	387,18	8507,27	3534,95			4352,76
19	5%			1036,35	410,12	931,81	368,75	8507,27	3366,62			4145,48
20	5%			1036,35	390,59	931,81	351,19	8507,27	3206,30	66859,50	25198,64	-21250,57
Jumlah			128519,27		21589,44		12544,15		103326,60		33029,12	232950,34

Tabel 4.21. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi absorpsi untuk umur peralatan 20 tahun

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	120771,89	120771,89	0,00	0,00	1218,47	1218,47	0,00	0,00			121990,36
1	5%			1218,47	1160,45	1218,47	1160,45	481,77	458,83			2779,72
2	5%			1218,47	1105,19	1218,47	1105,19	486,59	441,35			2651,73
3	5%			1218,47	1052,56	1218,47	1052,56	486,59	420,33			2525,46
4	5%			1218,47	1002,44	1218,47	1002,44	486,59	400,32			2405,20
5	5%			1218,47	954,70	1218,47	954,70	486,59	381,26			2290,66
6	5%			2436,94	1818,48	1218,47	909,24	491,41	366,70			3094,42
7	5%			2436,94	1731,89	1218,47	865,94	491,41	349,24			2947,07
8	5%			2436,94	1649,42	1218,47	824,71	491,41	332,61			2806,73
9	5%			2436,94	1570,87	1218,47	785,44	491,41	316,77			2673,08
10	5%			2436,94	1496,07	1218,47	748,03	491,41	301,68			2545,79
11	5%			3655,41	2137,24	1218,47	712,41	496,22	290,13			3139,79
12	5%			3655,41	2035,47	1218,47	678,49	496,22	276,31			2990,27
13	5%			3655,41	1938,54	1218,47	646,18	496,22	263,16			2847,88
14	5%			4873,88	2461,64	1218,47	615,41	501,04	253,06			3330,11
15	5%	575,13	276,65	4873,88	2344,42	1218,47	586,10	501,04	241,01	123,85	59,57	3388,61
16	5%			4873,88	2232,78	1218,47	558,20	501,04	229,53			3020,51
17	5%			6092,34	2658,07	1218,47	531,61	505,86	220,71			3410,39
18	5%			6092,34	2531,49	1218,47	506,30	505,86	210,20			3247,99
19	5%			6092,34	2410,95	1218,47	482,19	505,86	200,19			3093,32
20	5%			6092,34	2296,14	1218,47	459,23	505,86	190,65	40881,85	15407,94	-12461,92
jumlah			121048,54		36588,81		16403,30		6144,02		15467,51	164717,15

Tabel 4.22. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk umur peralatan 21 tahun

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	5%			921,56	877,67	931,81	887,43	8102,16	7716,34			9481,45
2	5%			921,56	835,88	931,81	845,17	8183,18	7422,39			9103,44
3	5%			921,56	796,08	931,81	804,93	8183,18	7068,94			8669,94
4	5%			921,56	758,17	931,81	766,60	8183,18	6732,32			8257,09
5	5%			921,56	722,06	931,81	730,09	8183,18	6411,74			7863,89
6	5%			1843,11	1375,36	931,81	695,33	8264,20	6166,87			8237,56
7	5%			1843,11	1309,86	931,81	662,22	8264,20	5873,21			7845,29
8	5%			1843,11	1247,49	931,81	630,68	8264,20	5593,54			7471,71
9	5%			1843,11	1188,09	931,81	600,65	8264,20	5327,18			7115,91
10	5%			1843,11	1131,51	931,81	572,05	8264,20	5073,50			6777,06
11	5%			2764,67	1616,45	931,81	544,81	8345,22	4879,28			7040,53
12	5%			2764,67	1539,47	931,81	518,86	8345,22	4646,93			6705,27
13	5%			3686,23	1954,89	931,81	494,16	8345,22	4425,65			6874,69
14	5%			3686,23	1861,80	931,81	470,62	8426,25	4255,83			6588,25
15	5%	75597,37	36363,63	4607,78	2216,42	931,81	448,21	8426,25	4053,17	16279,00	7830,48	35250,96
16	5%			1036,35	474,76	931,81	426,87	8426,25	3860,16			4761,80
17	5%			1036,35	452,16	931,81	406,54	8507,27	3711,69			4570,39
18	5%			1036,35	430,62	931,81	387,18	8507,27	3534,95			4352,76
19	5%			1036,35	410,12	931,81	368,75	8507,27	3366,62			4145,48
20	5%			1036,35	390,59	931,81	351,19	8507,27	3206,30			3948,08
21	5%			2072,71	743,98	931,81	334,46	8588,29	3082,70	62063,49	22277,21	-18116,07
Jumlah			128519,27		22333,42		12878,62		106409,30		30107,69	240032,92

Tabel 4.23. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi absorpsi untuk umur peralatan 21 tahun

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	121846,89	121846,89	0,00	0,00	1218,47	1218,47	0,00	0,00			123065,36
1	5%			1218,47	1160,45	1218,47	1160,45	481,77	458,83			2779,72
2	5%			1218,47	1105,19	1218,47	1105,19	486,59	441,35			2651,73
3	5%			1218,47	1052,56	1218,47	1052,56	486,59	420,33			2525,46
4	5%			1218,47	1002,44	1218,47	1002,44	486,59	400,32			2405,20
5	5%			1218,47	954,70	1218,47	954,70	486,59	381,26			2290,66
6	5%			2436,94	1818,48	1218,47	909,24	491,41	366,70			3094,42
7	5%			2436,94	1731,89	1218,47	865,94	491,41	349,24			2947,07
8	5%			2436,94	1649,42	1218,47	824,71	491,41	332,61			2806,73
9	5%			2436,94	1570,87	1218,47	785,44	491,41	316,77			2673,08
10	5%			2436,94	1496,07	1218,47	748,03	491,41	301,68			2545,79
11	5%			3655,41	2137,24	1218,47	712,41	496,22	290,13			3139,79
12	5%			3655,41	2035,47	1218,47	678,49	496,22	276,31			2990,27
13	5%			3655,41	1938,54	1218,47	646,18	496,22	263,16			2847,88
14	5%			4873,88	2461,64	1218,47	615,41	501,04	253,06			3330,11
15	5%	575,13	276,65	4873,88	2344,42	1218,47	586,10	501,04	241,01	123,85	59,57	3388,61
16	5%			4873,88	2232,78	1218,47	558,20	501,04	229,53			3020,51
17	5%			6092,34	2658,07	1218,47	531,61	505,86	220,71			3410,39
18	5%			6092,34	2531,49	1218,47	506,30	505,86	210,20			3247,99
19	5%			6092,34	2410,95	1218,47	482,19	505,86	200,19			3093,32
20	5%			6092,34	2296,14	1218,47	459,23	505,86	190,65			2946,02
21	5%			7310,81	2624,16	1218,47	437,36	510,68	183,30	36808,04	13211,97	9967,14
jumlah			122123,54		39212,97		16840,66		6327,32		13271,54	171232,95

Tabel 4.24. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk umur peralatan 22 tahun

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	5%			921,56	877,67	931,81	887,43	8102,16	7716,34			9481,45
2	5%			921,56	835,88	931,81	845,17	8183,18	7422,39			9103,44
3	5%			921,56	796,08	931,81	804,93	8183,18	7068,94			8669,94
4	5%			921,56	758,17	931,81	766,60	8183,18	6732,32			8257,09
5	5%			921,56	722,06	931,81	730,09	8183,18	6411,74			7863,89
6	5%			1843,11	1375,36	931,81	695,33	8264,20	6166,87			8237,56
7	5%			1843,11	1309,86	931,81	662,22	8264,20	5873,21			7845,29
8	5%			1843,11	1247,49	931,81	630,68	8264,20	5593,54			7471,71
9	5%			1843,11	1188,09	931,81	600,65	8264,20	5327,18			7115,91
10	5%			1843,11	1131,51	931,81	572,05	8264,20	5073,50			6777,06
11	5%			2764,67	1616,45	931,81	544,81	8345,22	4879,28			7040,53
12	5%			2764,67	1539,47	931,81	518,86	8345,22	4646,93			6705,27
13	5%			3686,23	1954,89	931,81	494,16	8345,22	4425,65			6874,69
14	5%			3686,23	1861,80	931,81	470,62	8426,25	4255,83			6588,25
15	5%	75597,37	36363,63	4607,78	2216,42	931,81	448,21	8426,25	4053,17	16279,00	7830,48	35250,96
16	5%			1036,35	474,76	931,81	426,87	8426,25	3860,16			4761,80
17	5%			1036,35	452,16	931,81	406,54	8507,27	3711,69			4570,39
18	5%			1036,35	430,62	931,81	387,18	8507,27	3534,95			4352,76
19	5%			1036,35	410,12	931,81	368,75	8507,27	3366,62			4145,48
20	5%			1036,35	390,59	931,81	351,19	8507,27	3206,30			3948,08
21	5%			2072,71	743,98	931,81	334,46	8588,29	3082,70			4161,15
22	5%			2072,71	708,56	931,81	318,54	8588,29	2935,91	57267,47	19576,88	-15613,88
Jumlah			128519,27		23041,98		13197,16		109345,21		27407,35	246696,25

Tabel 4.25. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi absorpsi untuk umur peralatan 22 tahun

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	121846,89	121846,89	0,00	0,00	1218,47	1218,47	0,00	0,00			123065,36
1	5%			1218,47	1160,45	1218,47	1160,45	481,77	458,83			2779,72
2	5%			1218,47	1105,19	1218,47	1105,19	486,59	441,35			2651,73
3	5%			1218,47	1052,56	1218,47	1052,56	486,59	420,33			2525,46
4	5%			1218,47	1002,44	1218,47	1002,44	486,59	400,32			2405,20
5	5%			1218,47	954,70	1218,47	954,70	486,59	381,26			2290,66
6	5%			2436,94	1818,48	1218,47	909,24	491,41	366,70			3094,42
7	5%			2436,94	1731,89	1218,47	865,94	491,41	349,24			2947,07
8	5%			2436,94	1649,42	1218,47	824,71	491,41	332,61			2806,73
9	5%			2436,94	1570,87	1218,47	785,44	491,41	316,77			2673,08
10	5%			2436,94	1496,07	1218,47	748,03	491,41	301,68			2545,79
11	5%			3655,41	2137,24	1218,47	712,41	496,22	290,13			3139,79
12	5%			3655,41	2035,47	1218,47	678,49	496,22	276,31			2990,27
13	5%			3655,41	1938,54	1218,47	646,18	496,22	263,16			2847,88
14	5%			4873,88	2461,64	1218,47	615,41	501,04	253,06			3330,11
15	5%	575,13	276,65	4873,88	2344,42	1218,47	586,10	501,04	241,01	123,85	59,57	3388,61
16	5%			4873,88	2232,78	1218,47	558,20	501,04	229,53			3020,51
17	5%			6092,34	2658,07	1218,47	531,61	505,86	220,71			3410,39
18	5%			6092,34	2531,49	1218,47	506,30	505,86	210,20			3247,99
19	5%			6092,34	2410,95	1218,47	482,19	505,86	200,19			3093,32
20	5%			6092,34	2296,14	1218,47	459,23	505,86	190,65			2946,02
21	5%			7310,81	2624,16	1218,47	437,36	510,68	183,30			3244,82
22	5%			7310,81	2499,20	1218,47	416,53	510,68	174,58	32734,23	11190,19	-8099,88
jumlah			122123,54		41712,17		17257,19		6501,90		11249,77	176345,03

Tabel 4.26. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk umur peralatan 23 tahun

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	5%			921,56	877,67	931,81	887,43	8102,16	7716,34			9481,45
2	5%			921,56	835,88	931,81	845,17	8183,18	7422,39			9103,44
3	5%			921,56	796,08	931,81	804,93	8183,18	7068,94			8669,94
4	5%			921,56	758,17	931,81	766,60	8183,18	6732,32			8257,09
5	5%			921,56	722,06	931,81	730,09	8183,18	6411,74			7863,89
6	5%			1843,11	1375,36	931,81	695,33	8264,20	6166,87			8237,56
7	5%			1843,11	1309,86	931,81	662,22	8264,20	5873,21			7845,29
8	5%			1843,11	1247,49	931,81	630,68	8264,20	5593,54			7471,71
9	5%			1843,11	1188,09	931,81	600,65	8264,20	5327,18			7115,91
10	5%			1843,11	1131,51	931,81	572,05	8264,20	5073,50			6777,06
11	5%			2764,67	1616,45	931,81	544,81	8345,22	4879,28			7040,53
12	5%			2764,67	1539,47	931,81	518,86	8345,22	4646,93			6705,27
13	5%			3686,23	1954,89	931,81	494,16	8345,22	4425,65			6874,69
14	5%			3686,23	1861,80	931,81	470,62	8426,25	4255,83			6588,25
15	5%	75597,37	36363,63	4607,78	2216,42	931,81	448,21	8426,25	4053,17	16279,00	7830,48	35250,96
16	5%			1036,35	474,76	931,81	426,87	8426,25	3860,16			4761,80
17	5%			1036,35	452,16	931,81	406,54	8507,27	3711,69			4570,39
18	5%			1036,35	430,62	931,81	387,18	8507,27	3534,95			4352,76
19	5%			1036,35	410,12	931,81	368,75	8507,27	3366,62			4145,48
20	5%			1036,35	390,59	931,81	351,19	8507,27	3206,30			3948,08
21	5%			2072,71	743,98	931,81	334,46	8588,29	3082,70			4161,15
22	5%			2072,71	708,56	931,81	318,54	8588,29	2935,91			3963,00
23	5%			2072,71	674,81	931,805	303,37	8588,29	2796,10	52471,45	17083,20	-13308,91
Jumlah			128519,27		23716,79		13500,53		112141,31		24913,68	252964,21

Tabel 4.27. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi absorpsi untuk umur peralatan 23 tahun

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	121846,89	121846,89	0,00	0,00	1218,47	1218,47	0,00	0,00			123065,36
1	5%			1218,47	1160,45	1218,47	1160,45	481,77	458,83			2779,72
2	5%			1218,47	1105,19	1218,47	1105,19	486,59	441,35			2651,73
3	5%			1218,47	1052,56	1218,47	1052,56	486,59	420,33			2525,46
4	5%			1218,47	1002,44	1218,47	1002,44	486,59	400,32			2405,20
5	5%			1218,47	954,70	1218,47	954,70	486,59	381,26			2290,66
6	5%			2436,94	1818,48	1218,47	909,24	491,41	366,70			3094,42
7	5%			2436,94	1731,89	1218,47	865,94	491,41	349,24			2947,07
8	5%			2436,94	1649,42	1218,47	824,71	491,41	332,61			2806,73
9	5%			2436,94	1570,87	1218,47	785,44	491,41	316,77			2673,08
10	5%			2436,94	1496,07	1218,47	748,03	491,41	301,68			2545,79
11	5%			3655,41	2137,24	1218,47	712,41	496,22	290,13			3139,79
12	5%			3655,41	2035,47	1218,47	678,49	496,22	276,31			2990,27
13	5%			3655,41	1938,54	1218,47	646,18	496,22	263,16			2847,88
14	5%			4873,88	2461,64	1218,47	615,41	501,04	253,06			3330,11
15	5%	575,13	276,65	4873,88	2344,42	1218,47	586,10	501,04	241,01	123,85	59,57	3388,61
16	5%			4873,88	2232,78	1218,47	558,20	501,04	229,53			3020,51
17	5%			6092,34	2658,07	1218,47	531,61	505,86	220,71			3410,39
18	5%			6092,34	2531,49	1218,47	506,30	505,86	210,20			3247,99
19	5%			6092,34	2410,95	1218,47	482,19	505,86	200,19			3093,32
20	5%			6092,34	2296,14	1218,47	459,23	505,86	190,65			2946,02
21	5%			7310,81	2624,16	1218,47	437,36	510,68	183,30			3244,82
22	5%			7310,81	2499,20	1218,47	416,53	510,68	174,58			3090,31
23	5%			7310,81	2380,19	1218,47	396,70	510,68	166,26	28660,43	9331,01	-6387,86
jumlah			122123,54		44092,36		17653,89		6668,16		9390,59	181147,36

Tabel 4.28. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi kompresi uap untuk umur peralatan 24 tahun

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	92155,64	92155,64	0,00	0,00	931,81	931,81	0,00	0,00			93087,45
1	5%			921,56	877,67	931,81	887,43	8102,16	7716,34			9481,45
2	5%			921,56	835,88	931,81	845,17	8183,18	7422,39			9103,44
3	5%			921,56	796,08	931,81	804,93	8183,18	7068,94			8669,94
4	5%			921,56	758,17	931,81	766,60	8183,18	6732,32			8257,09
5	5%			921,56	722,06	931,81	730,09	8183,18	6411,74			7863,89
6	5%			1843,11	1375,36	931,81	695,33	8264,20	6166,87			8237,56
7	5%			1843,11	1309,86	931,81	662,22	8264,20	5873,21			7845,29
8	5%			1843,11	1247,49	931,81	630,68	8264,20	5593,54			7471,71
9	5%			1843,11	1188,09	931,81	600,65	8264,20	5327,18			7115,91
10	5%			1843,11	1131,51	931,81	572,05	8264,20	5073,50			6777,06
11	5%			2764,67	1616,45	931,81	544,81	8345,22	4879,28			7040,53
12	5%			2764,67	1539,47	931,81	518,86	8345,22	4646,93			6705,27
13	5%			3686,23	1954,89	931,81	494,16	8345,22	4425,65			6874,69
14	5%			3686,23	1861,80	931,81	470,62	8426,25	4255,83			6588,25
15	5%	75597,37	36363,63	4607,78	2216,42	931,81	448,21	8426,25	4053,17	16279,00	7830,48	35250,96
16	5%			1036,35	474,76	931,81	426,87	8426,25	3860,16			4761,80
17	5%			1036,35	452,16	931,81	406,54	8507,27	3711,69			4570,39
18	5%			1036,35	430,62	931,81	387,18	8507,27	3534,95			4352,76
19	5%			1036,35	410,12	931,81	368,75	8507,27	3366,62			4145,48
20	5%			1036,35	390,59	931,81	351,19	8507,27	3206,30			3948,08
21	5%			2072,71	743,98	931,81	334,46	8588,29	3082,70			4161,15
22	5%			2072,71	708,56	931,81	318,54	8588,29	2935,91			3963,00
23	5%			2072,71	674,81	931,805	303,37	8588,29	2796,10			3774,28
24	5%			2072,71	642,68	931,805	288,92	8588,29	2662,95	47675,44	14782,62	-11188,07
Jumlah			128519,27		24359,47		13789,45		114804,26		22613,10	258359,35

Tabel 4.29. Analisis sensitifitas sistem refrigerasi absorpsi untuk umur peralatan 24 tahun

Tahun	Discount rate	Biaya investasi	PV investasi	Biaya perawatan	PV biaya perawatan	Biaya asuransi	PV biaya asuransi	Biaya operasional	PV biaya operasional	Nilai sisa peralatan	PV nilai sisa peralatan	PV biaya total
0	5%	121846,89	121846,89	0,00	0,00	1207,72	1207,72	0,00	0,00			123054,61
1	5%			1207,72	1150,21	1207,72	1150,21	295,08	281,03			2581,45
2	5%			1207,72	1095,44	1207,72	1095,44	298,03	270,32			2461,20
3	5%			1207,72	1043,27	1207,72	1043,27	298,03	257,45			2344,00
4	5%			1207,72	993,59	1207,72	993,59	298,03	245,19			2232,38
5	5%			1207,72	946,28	1207,72	946,28	298,03	233,51			2126,07
6	5%			2415,44	1802,44	1207,72	901,22	298,03	222,39			2926,05
7	5%			2415,44	1716,61	1207,72	858,30	300,98	213,90			2788,81
8	5%			2415,44	1634,86	1207,72	817,43	300,98	203,72			2656,01
9	5%			2415,44	1557,01	1207,72	778,51	300,98	194,01			2529,54
10	5%			2415,44	1482,87	1207,72	741,44	300,98	184,78			2409,08
11	5%			3623,16	2118,39	1207,72	706,13	303,93	177,70			3002,22
12	5%			3623,16	2017,51	1207,72	672,50	303,93	169,24			2859,25
13	5%			3623,16	1921,44	1207,72	640,48	303,93	161,18			2723,10
14	5%			4830,88	2439,92	1207,72	609,98	306,88	155,00			3204,90
15	5%	575,13	276,65	4830,88	2344,42	1218,47	586,10	501,04	241,01	123,85	59,57	3388,61
16	5%			4830,88	2213,08	1207,72	553,27	306,88	140,59			2966,94
17	5%			6038,59	2634,62	1207,72	526,92	309,83	135,18			3296,72
18	5%			6038,59	2509,16	1207,72	501,83	309,83	128,74			3139,73
19	5%			6038,59	2389,68	1207,72	477,94	309,83	122,61			2990,22
20	5%			6038,59	2275,88	1207,72	455,18	309,83	116,77			2847,83
21	5%			7246,31	2601,01	1207,72	433,50	312,78	112,27			3146,78
22	5%			7246,31	2477,15	1207,72	412,86	312,78	106,92			2996,93
23	5%			7246,31	2359,19	1207,72	393,20	312,78	101,83			2854,22
24	5%			7246,31	2246,85	1207,72	374,48	312,78	96,98	24586,62	7623,52	-4905,22
jumlah			122123,54		45970,88		17877,79		4272,33		7683,10	182561,44



BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Dari analisa diatas dapat diambil kesimpulan bahwa biaya keseluruhan yang ditimbulkan sistem refrigerasi absorpsi dengan pemanfaatan gas buang lebih kecil di bandingkan sistem refrigerasi kompresi uap yaitu present value untuk sistem refrigerasi absorpsi US\$ 189893,41 dan untuk sistem refrgerasi kompresi uap dengan present value US\$ 264402,95.

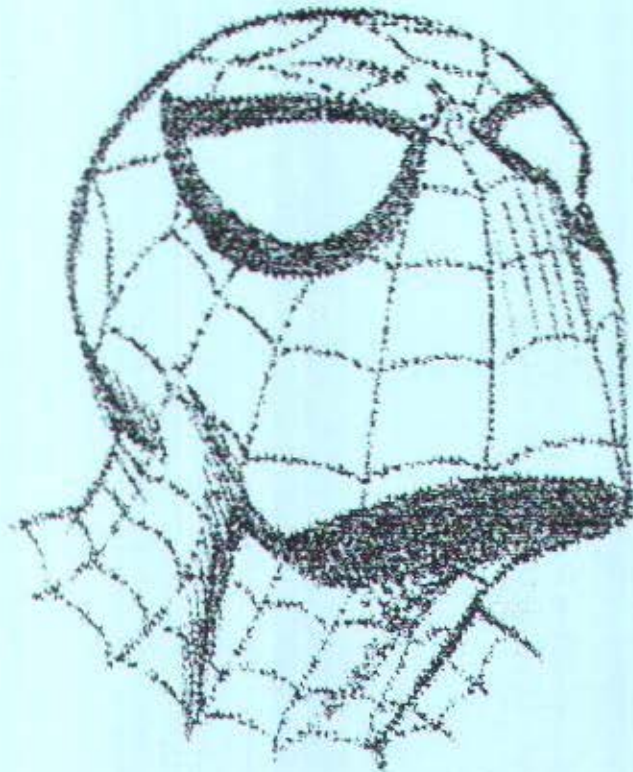
Pada hasil analisis sensitivitas terhadap discount rate dan umur peralatan, present value biaya total untuk sistem refigerasi kompresi uap adalah tetap lebih tinggi dibandingkan dengan present value biaya total untuk sistem refrgerasi absorpsi. Sehingga untuk kedua sistem ini analisis sensitivitas tidak membawa pengaruh terhadap present value biaya totalnya.

Sehingga dari uraian diatas maka dapat disimpulkan bahwa sistem refrigerasi absorpsi dengan pemanfaatan gas buang memiliki nilai ekonomis yang lebih tinggi dibanding dengan sistem refrigerasi kompresi uap

5.2. Saran

Pada uraian diatas telah dapat diketahui bahwa sistem refrigerasi absorpsi dengan pemanfaatan gas buang lebih menguntungkan baik dari segi teknis maupun dari segi ekonomisnya, akan tetapi pada sistem refrigerasi absorpsi dengan pemanfaatan gas buang ini mempunyai peralatan-peralatan yang mempunyai dimensi

yang besar dibandingkan dengan sistem refrigerasi kompresi uap, sehingga perlu dipertimbangkan lagi tentang peletakannya di kapal mengingat ruang mesin kapal dimensinya terbatas.

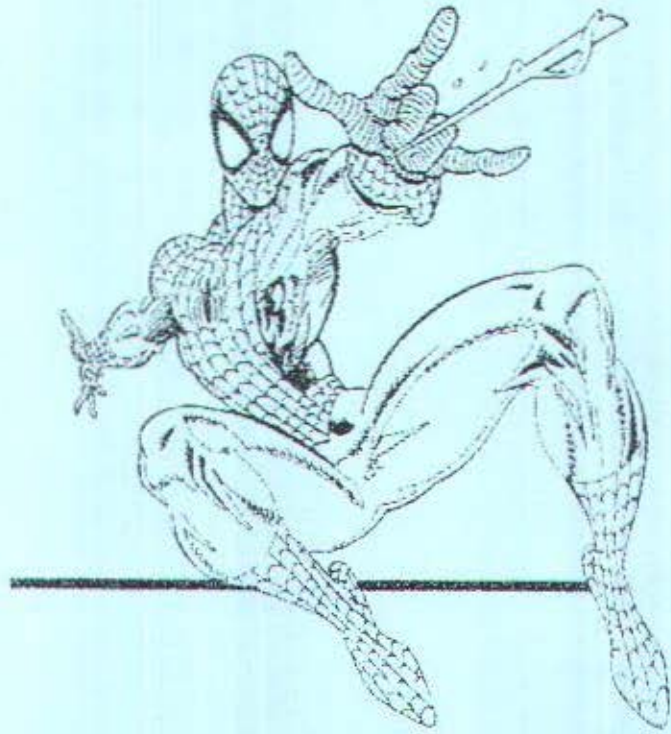


DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR PUSTAKA

- [1] W. F. Stocker & J. W. Jones, "Refrigeration and Air Conditioning", *second edition, 1987*
- [2] I Made A, Tony B, Alam B, "Pemanfaatan Panas Gas Buang Motor Diesel Sebagai Energi Alternatif Sistem Refrigerasi Kapal Ikan Tuna Longline", *Lembaga Penelitian ITS, 1998*
- [3] Le Roy H, "Cost/Price Analysis: Tools to Improve Provit Margins", *Van Nostrand Reinhold, 1994*
- [4] J. H. Merritt, "Refrigeration on Fishing Vessel", *Fishing News (books) Ltd. 110 Fleet St London EC4.*
- [5] W. H. Wilkinson, PE, "Absorption Cooling: A Variable Option for today and tomorrow", *ASHRAE Journal, February 1994.*
- [6] John Lund, "Geothermal Direct Use Engineering and Design Guide book", *Klamath Falls, OR 97601, 1998*
- [7] Wiiliam C. Reynold, Henry C. Perkins, "Termodinamika Teknik", *alih bahasa DR. Filino Haragap, M. Sc, Erlangga, 1994*
- [8] J. P. Holman, "Perpindahan Kalor", *alih bahasa Ir. E. Jasjfi M. Sc, edisi keenam, Erlangga, 1991.*
- [9] Suly Saputra, "Analisa teknis ekonomis pengoperasian kapal ro-ro untuk rute Jakarta-Surabaya-Ujung", *Tugas Akhir, 1996*
- [10] G. F. Hewitt, G. L. Shires, T. R. Bolt, "Precess Heat Transfer", *CRC press Boca Raton Ann Arbor London Tokyo, 1994*

- [11] William S, "Engineering Heat Transfer", *PWS engineering Boston, 1986*
- [12] I Nyoman P., "Ekonomi Teknik" *PT. Guna Widya edisi 1, 1995*
- [13] E. L. Grant, W. Grant, Richard S, "Principles of Engineering Economy", *The Ronald Press Company, 1976*
- [14] Ketut B. A, "Tugas Akhir: Analisa Kemungkinan Pemanfaatan Gas Buang Motor Induk Untuk Sistem Pendingin Absorpsi Pada Kapal Buah", *Tugas Akhir 1993*
- [15] M. Y. Yazid, "Study Perbandingan Penggunaan Cpp dengan Fpp Pada Kapal Palwo Buwono 400 TEUs, *Tugas Akhir, 2000*



LAMPIRAN

Daftar A-6 Sifat-sifat Gas pada Tekanan Atmosfer† (lanjutan)

dapat digunakan untuk

Nilai μ , k , c_p , dan Pr tidak terlalu bergantung pada tekanan dan dapat digunakan untuk rentang tekanan yang cukup luas.

α , m ² /s	Pr
0.5275 × 10 ⁻⁴	0.70
0.9288	0.694
1.3675	0.70
2.449	0.71
3.716	0.72
5.215	0.72
6.661	0.72
8.774	0.72

0.475 × 10 ⁻⁴	0.718
0.772	0.719
1.130	0.713
1.554	0.706
2.031	0.697
2.568	0.690
3.164	0.682
3.817	0.675
4.516	0.668
5.306	0.664
6.903	0.659
8.563	0.664
0.217	0.676

0.05688 × 10 ⁻⁴	0.773
0.10214	0.745
0.15794	0.725
0.22353	0.709
0.2968	0.702
0.3768	0.695
0.4609	0.694
0.5502	0.697
0.641	0.700

T, K	ρ , kg/m ³	c_p , kJ/kg °C	μ , kg/m s	ν , m ² /s	k , W/m °C	α , m ² /s	Pr
<i>Nitrogen</i>							
200	1.7108	1.0429	12.947 × 10 ⁻⁶	7.568 × 10 ⁻⁶	0.01824	0.10224 × 10 ⁻⁴	0.747
300	1.1421	1.0408	17.84	15.63	0.02620	0.22044	0.713
400	0.8538	1.0459	21.98	25.74	0.03335	0.3734	0.691
500	0.6824	1.0555	25.70	37.66	0.03984	0.5530	0.684
600	0.5687	1.0756	29.11	51.19	0.04580	0.7486	0.686
700	0.4934	1.0969	32.15	65.13	0.05123	0.9466	0.691
800	0.4277	1.1225	34.84	81.46	0.05609	1.1685	0.700
900	0.3796	1.1464	37.49	91.06	0.06070	1.3946	0.711
1000	0.3412	1.1677	40.00	117.2	0.06475	1.6250	0.724
1100	0.3108	1.1857	42.28	136.0	0.06850	1.8591	0.736
1200	0.2851	1.2037	44.50	156.1	0.07184	2.0932	0.748

<i>Karbon dioksida</i>							
220	2.4733	0.783	11.105 × 10 ⁻⁶	4.490 × 10 ⁻⁶	0.010805	0.05920 × 10 ⁻⁴	0.818
250	2.1657	0.804	12.590	5.813	0.012884	0.07401	0.793
300	1.7973	0.871	14.958	8.321	0.016572	0.10588	0.770
350	1.5362	0.900	17.205	11.19	0.02047	0.14808	0.755
400	1.3424	0.942	19.32	14.39	0.02461	0.19463	0.738
450	1.1918	0.980	21.34	17.90	0.02897	0.24813	0.721
500	1.0732	1.013	23.26	21.67	0.03352	0.3084	0.702
550	0.9739	1.047	25.08	25.74	0.03821	0.3750	0.685
600	0.8938	1.076	26.83	30.02	0.04311	0.4483	0.668

<i>Amonia, NH₃</i>							
273	0.7929	2.177	9.353 × 10 ⁻⁶	1.18 × 10 ⁻⁵	0.0220	0.1308 × 10 ⁻⁴	0.90
323	0.6487	2.177	11.035	1.70	0.0270	0.1920	0.88
373	0.5590	2.236	12.886	2.30	0.0327	0.2619	0.87
423	0.4934	2.315	14.672	2.97	0.0391	0.3432	0.87
473	0.4405	2.395	16.49	3.74	0.0467	0.4421	0.84

<i>Uap air</i>							
380	0.5863	2.060	12.71 × 10 ⁻⁶	2.16 × 10 ⁻⁵	0.0246	0.2036 × 10 ⁻⁴	1.060
400	0.5542	2.014	13.44	2.42	0.0261	0.2338	1.040
450	0.4902	1.980	15.25	3.11	0.0299	0.307	1.010
500	0.4405	1.985	17.04	3.86	0.0339	0.387	0.996
550	0.4005	1.997	18.84	4.70	0.0379	0.475	0.991
600	0.3652	2.026	20.67	5.66	0.0422	0.573	0.986
650	0.3380	2.056	22.47	6.64	0.0464	0.666	0.995
700	0.3140	2.085	24.26	7.72	0.0505	0.772	1.000
750	0.2931	2.119	26.04	8.88	0.0549	0.883	1.005
800	0.2739	2.152	27.86	10.20	0.0592	1.001	1.010
850	0.2579	2.186	29.69	11.52	0.0637	1.130	1.019

† Adaptasi ke satuan SI dari E. R. G. Eckert dan R. M. Drake, "Heat and Mass Transfer," 2d ed., McGraw-Hill Book Company, New York, 1959.

Daftar ini menggunakan satuan SI.

Leleh Rendah*

Kapasitas Kalor kJ/kg °C	Konduktivitas termal W/m °C	Angka Prandtl
0.144	16.4	0.012
0.165	15.6	0.0084
0.159	16.1	0.024
0.155	14.9	0.016
4.19	38.1	0.065
4.19		
0.138	8.1	0.027
0.134	14.0	0.0084
0.796	45.0	0.0066
0.754	33.1	0.0051
1.34	80.3	0.0072
1.26	59.7	0.0038
0.946	24.4	0.019
0.883		
3.17	25.6	0.026
0.64	28.9	0.058
0.147	10.7	0.024

amics and Heat Transfer.

5°C dan 1 atm†

D, cm ² s	Sc = $\frac{\nu}{D}$
0.159	0.97
0.133	1.16
0.073	2.14
0.088	1.76
0.084	1.84
0.077	2.01
0.059	2.62

raw-Hill Book

Tabel A-9 Sifat-sifat Air (Zat-cah Jenuh)

Catatan Gr_xPr = $\left(\frac{g\beta\Delta T_c}{\nu\alpha}\right)x^3\Delta T$

°F	°C	c _p , kJ/kg °C	ρ, kg/m ³	μ, kg m ⁻¹ s ⁻¹	k, W/m °C	Pr	gβΔT _c , μA 1/m ³ °C
32	0	4.225	999.8	1.79 × 10 ⁻⁴	0.566	13.25	
40	4.44	4.208	999.8	1.55	0.575	11.35	1.91 × 10 ⁶
50	10	4.195	999.2	1.31	0.585	9.40	6.34 × 10 ⁶
60	15.56	4.186	998.6	1.12	0.595	7.88	1.08 × 10 ⁷
70	21.11	4.179	997.4	9.8 × 10 ⁻⁴	0.604	6.78	1.46 × 10 ⁷
80	26.67	4.179	995.8	8.6	0.614	5.85	1.91 × 10 ⁷
90	32.22	4.174	994.9	7.65	0.623	5.12	2.48 × 10 ⁷
100	37.78	4.174	993.0	6.82	0.630	4.53	3.3 × 10 ⁷
110	43.33	4.174	990.6	6.16	0.637	4.04	4.19 × 10 ⁷
120	48.89	4.174	988.8	5.62	0.644	3.64	4.89 × 10 ⁷
130	54.44	4.179	985.7	5.13	0.649	3.30	5.66 × 10 ⁷
140	60	4.179	983.3	4.71	0.654	3.01	6.48 × 10 ⁷
150	65.55	4.185	980.3	4.3	0.659	2.73	7.62 × 10 ⁷
160	71.11	4.186	977.3	4.01	0.665	2.53	8.84 × 10 ⁷
170	76.67	4.191	973.7	3.72	0.668	2.33	9.85 × 10 ⁷
180	82.22	4.195	970.2	3.47	0.673	2.16	1.09 × 10 ⁸
190	87.78	4.199	966.7	3.27	0.675	2.03	
200	93.33	4.204	963.2	3.06	0.678	1.90	
220	104.4	4.216	955.1	2.67	0.684	1.66	
240	115.6	4.229	946.7	2.44	0.685	1.51	
260	126.7	4.250	937.2	2.19	0.685	1.36	
280	137.8	4.271	928.1	1.98	0.685	1.24	
300	148.9	4.296	918.0	1.86	0.684	1.17	
350	176.7	4.371	890.4	1.57	0.677	1.02	
400	204.4	4.467	859.4	1.36	0.665	1.00	
450	232.2	4.585	825.7	1.20	0.646	0.85	
500	260	4.731	785.2	1.07	0.616	0.83	
550	287.7	5.024	735.5	9.51 × 10 ⁻⁴			
600	315.6	5.703	678.7	8.68			

* Adaptasi dari A. I. Brown dan S. M. Marco, "Introduction to Heat Transfer," 3d ed., McGraw-Hill Book Company, New York, 1958.

Daftar ini menggunakan satuan SI.

Daftar A-4 Sifat-sifat Zat-cair Jenuh†

$T, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{kg/m}^3$	$c_p, \text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$	$\nu, \text{m}^2/\text{s}$	$k, \text{W/m} \cdot ^\circ\text{C}$	$\alpha, \text{m}^2/\text{s}$	Pr	β, K^{-1}
<i>Amonia, NH₃</i>							
-50	703.69	4.463	0.435×10^{-6}	0.547	1.742×10^{-7}	2.60	
-40	691.68	4.467	0.406	0.547	1.775	2.28	
-30	679.34	4.476	0.387	0.549	1.801	2.15	
-20	666.69	4.509	0.381	0.547	1.819	2.09	
-10	653.55	4.564	0.378	0.543	1.825	2.07	
0	640.10	4.635	0.373	0.540	1.819	2.05	
10	626.16	4.714	0.368	0.531	1.801	2.04	
20	611.75	4.798	0.359	0.521	1.775	2.02	2.45×10^{-3}
30	596.37	4.890	0.349	0.507	1.742	2.01	
40	580.99	4.999	0.340	0.493	1.701	2.00	
50	564.33	5.116	0.330	0.476	1.654	1.99	
<i>Karbon dioksida, CO₂</i>							
-50	1.156.34	1.84	0.119×10^{-6}	0.0855	0.4021×10^{-7}	2.96	
-40	1.117.77	1.88	0.118	0.1011	0.4810	2.46	
-30	1.076.76	1.97	0.117	0.1116	0.5272	2.22	
-20	1.032.39	2.05	0.115	0.1151	0.5445	2.12	
-10	983.38	2.18	0.113	0.1099	0.5133	2.20	
0	926.99	2.47	0.108	0.1045	0.4578	2.38	
10	860.03	3.14	0.101	0.0971	0.3608	2.80	
20	772.57	5.0	0.091	0.0872	0.2279	4.10	14.00×10^{-3}
30	597.81	36.4	0.080	0.0703	0.0279	28.7	
<i>Sulfur dioksida, SO₂</i>							
-50	1.560.84	1.3595	0.484×10^{-6}	0.242	1.141×10^{-7}	4.24	
-40	1.536.81	1.3607	0.424	0.235	1.130	3.74	
-30	1.520.64	1.3616	0.371	0.230	1.117	3.31	
-20	1.488.60	1.3624	0.324	0.225	1.107	2.97	
-10	1.463.61	1.3628	0.288	0.218	1.097	2.62	
0	1.438.46	1.3636	0.257	0.211	1.081	2.38	
10	1.412.51	1.3645	0.232	0.204	1.066	2.18	
20	1.386.40	1.3653	0.210	0.199	1.050	2.00	1.94×10^{-3}
30	1.359.33	1.3662	0.190	0.192	1.035	1.83	
40	1.329.22	1.3674	0.173	0.185	1.019	1.70	
50	1.299.10	1.3683	0.162	0.177	0.999	1.61	
$T, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{kg/m}^3$	$c_p, \text{J/(kg} \cdot \text{K)}$	$\nu, \text{m}^2/\text{s}$	$k, \text{W/(m} \cdot \text{K)}$	$\alpha, \text{m}^2/\text{s}$	Pr	β, K^{-1}
<i>air, H₂O</i>							
0	999.8	4.217	1.01×10^{-6}	0.562	1.308×10^{-7}	2.12	
10	999.7	4.181	1.00	0.567	1.290	2.0	0.0001×10^{-3}
20	998.2	4.178	1.005	0.628	1.212	2.32	
30	995.6	4.184	1.078	0.651	1.154	2.5	
40	974.08	4.196	1.364	0.668	1.036	2.27	
100	960.6	4.216	1.294	0.680	1.060	1.74	
120	945.25	4.250	1.247	0.685	1.108	1.46	
140	928.27	4.283	1.214	0.684	1.224	1.24	
160	909.69	4.342	1.190	0.680	1.729	1.099	
180	889.01	4.417	1.173	0.675	1.724	1.004	
200	866.76	4.501	1.160	0.665	1.706	0.947	
220	842.41	4.600	1.150	0.652	1.680	0.891	
240	815.66	4.716	1.143	0.635	1.639	0.871	
260	785.87	4.949	1.137	0.611	1.577	0.874	
280	752.25	5.208	1.135	0.580	1.481	0.910	
300	714.26	5.728	1.135	0.540	1.324	1.078	

Daftar A-4 Sifat-sifat Zat-cair

$T, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{kg/m}^3$	$c_p, \text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$	$\nu, \text{m}^2/\text{s}$
<i>Dikloro</i>			
-50	1.546.75	0.8750	0.310
-40	1.518.71	0.8847	0.279
-30	1.489.56	0.8956	0.253
-20	1.460.57	0.9073	0.235
-10	1.429.49	0.9203	0.221
0	1.397.45	0.9345	0.214
10	1.364.30	0.9496	0.207
20	1.330.18	0.9659	0.199
30	1.295.10	0.9835	0.191
40	1.257.13	1.0019	0.183
50	1.215.96	1.0216	0.175
0	1.276.03	2.261	0.00
10	1.270.11	2.319	0.00
20	1.264.02	2.386	0.00
30	1.258.09	2.445	0.00
40	1.252.01	2.512	0.00
50	1.244.96	2.583	0.00
0	1.130.75	2.294	57.5
20	1.116.65	2.382	19.1
40	1.101.43	2.474	8.6
60	1.087.66	2.562	4.7
80	1.077.56	2.650	2.9
100	1.058.50	2.742	2.0
0	899.12	1.796	0.0
20	888.23	1.880	0.0
40	876.05	1.964	0.0
60	864.04	2.047	0.8
80	852.02	2.131	0.3
100	840.01	2.219	0.2
120	828.96	2.307	0.1
140	816.94	2.395	0.1
160	805.89	2.483	0.1

Daftar ini menggunakan satuan SI

Pipe and Tubing Tables

Table F.1 Dimensions of wrought-steel and wrought-iron pipe*

Pipe size	Outside diameter		Schedule	Internal diameter		Flow area	
	in.	cm		ft	cm	ft ²	cm ²
1/8	0.405	1.029	40 (STD)	0.02242	0.683	0.0003947	0.3664
			80 (XS)	0.01792	0.547	0.0002522	0.2350
1/4	0.540	1.372	40 (STD)	0.03033	0.924	0.0007227	0.6706
			80 (XS)	0.02517	0.768	0.0004974	0.4632
3/8	0.675	1.714	40 (STD)	0.04108	1.252	0.001326	1.233
			80 (XS)	0.03525	1.074	0.0009759	0.9059
1/2	0.840	2.134	40 (STD)	0.05183	1.580	0.002110	1.961
			80 (XS)	0.04550	1.386	0.001626	1.508
			160	0.03867	1.178	0.001174	1.090
			(XXS)	0.02100	0.640	0.0003464	3.217
3/4	1.050	2.667	40 (STD)	0.06867	2.093	0.003703	3.441
			80 (XS)	0.06183	1.883	0.003003	2.785
			160	0.05100	1.555	0.002043	1.898
			(XXS)	0.03617	1.103	0.001027	9.555
1	1.315	3.340	40 (STD)	0.08742	2.664	0.006002	5.574
			80 (XS)	0.07975	2.430	0.004995	5.083
			160	0.06792	2.070	0.003623	3.365
			(XXS)	0.04992	1.522	0.001957	1.815
1 1/8	1.660	4.216	40 (STD)	0.1150	3.504	0.01039	9.643
			80 (XS)	0.1065	3.246	0.008908	8.275
			160	0.09667	2.946	0.007339	6.816
			(XXS)	0.07467	2.276	0.004379	4.069
1 1/4	1.900	4.826	40 (STD)	0.1342	4.090	0.01414	13.13
			80 (XS)	0.1250	3.810	0.01227	11.40
			160	0.1115	3.398	0.009764	9.068
			(XXS)	0.09167	2.794	0.006600	6.131
1 1/2	2.375	6.034	40 (STD)	0.1723	5.252	0.02330	21.66
			80 (XS)	0.1616	4.926	0.02051	19.06
			160	0.1406	4.286	0.01552	14.43
			(XXS)	0.1253	3.820	0.01232	11.46
1 3/4	2.875	7.303	40 (STD)	0.2058	6.271	0.03325	30.89
			80 (XS)	0.1936	5.901	0.02943	27.35
			160	0.1771	5.397	0.02463	22.88
			(XXS)	0.1476	4.499	0.01711	15.90
2	3.500	8.890	40 (STD)	0.2557	7.792	0.05134	47.69
			80 (XS)	0.2417	7.366	0.04587	42.61
			160	0.2187	6.664	0.03755	34.88
			(XXS)	0.1917	5.842	0.02885	26.80

* Dimensions in English units obtained from ANSI B36.10-1979, American National Standard Wrought Steel and Wrought Iron Pipe, and reprinted with permission from the publisher: American Society of Mechanical Engineers. Notes: STD implies Standard; XS is extra strong; XXS is double extra strong.



Table F.1 (continued)

Pipe size	Outside diameter		Schedule	Internal diameter		Flow area	
	in.	cm		ft	cm	ft ²	cm ²
3½	4.000	10.16	40 (STD)	0.2957	9.012	0.06866	63.79
			80 (XS)	0.2803	8.544	0.06172	57.33
4	4.500	11.43	40 (STD)	0.3355	10.23	0.08841	82.19
			80 (XS)	0.3198	9.718	0.07984	74.17
			120	0.3020	9.204	0.07163	66.54
			160	0.2865	8.732	0.06447	59.88
			(XXS)	0.2626	8.006	0.05419	50.34
5	5.563	14.13	40 (STD)	0.4206	12.82	0.1389	129.10
			80 (XS)	0.4011	12.22	0.1263	117.30
			120	0.3803	11.59	0.1136	105.50
			160	0.3594	10.95	0.1015	94.17
			(XXS)	0.3386	10.32	0.09004	83.65
6	6.625	16.83	40 (STD)	0.5054	15.41	0.2006	186.50
			80 (XS)	0.4801	14.64	0.1810	168.30
			120	0.4584	13.98	0.1650	153.50
			160	0.4823	13.18	0.1467	136.40
			(XXS)	0.4081	12.44	0.1308	121.50
8	8.625	21.91	20	0.6771	20.64	0.3601	334.60
			30	0.6726	20.50	0.3553	330.10
			40 (STD)	0.6651	20.27	0.3474	322.70
			60	0.6511	19.85	0.3329	309.50
			80 (XS)	0.6354	19.37	0.3171	294.70
			100	0.6198	18.89	0.3017	280.30
			120	0.5989	18.26	0.2817	261.90
			140	0.5834	17.79	0.2673	248.60
			(XXS)	0.5729	17.46	0.2578	239.40
			160	0.5678	17.31	0.2532	235.30
10	10.750	27.31	20	0.8542	26.04	0.5730	332.60
			30	0.8447	25.75	0.5604	520.80
			40 (STD)	0.8350	25.46	0.5476	509.10
			60 (XS)	0.8125	24.77	0.5185	481.90
			80	0.7968	24.29	0.4987	463.40
			100	0.7760	23.66	0.4730	439.70
			120	0.7552	23.02	0.4470	416.20
			140 (XXS)	0.7292	22.23	0.4176	388.10
			160	0.7083	21.59	0.3941	366.10
			12	12.750	32.39	20	1.021
30	1.008	30.71				0.7972	740.71
(STD)	1.000	30.48				0.7854	729.70
40	0.9948	30.33				0.7773	722.50
(XS)	0.9792	29.85				0.7530	699.80
60	0.9688	29.53				0.7372	684.90
80	0.9478	28.89				0.7056	655.50
100	0.9218	28.10				0.6674	620.20
120 (XX)	0.8958	27.31				0.6303	585.80
140	0.8750	26.67				0.6013	558.60
160	0.8438	25.72	0.5592	519.60			

Table F.1 (continued)

Pipe size	Outside diameter		Schedule	Internal diameter		Flow area	
	in.	cm		ft	cm	ft ²	cm ²
14	14.000	35.56	30 (STD)	1.104	33.65	0.9575	889.30
			160	0.9323	28.42	0.6827	634.40
16	16.000	40.64	30 (STD)	1.271	38.73	1.268	1178.00
			160	1.068	32.54	0.8953	831.60
18	18.000	45.72	(STD)	1.438	43.81	1.623	1507.00
			160	1.203	36.67	1.137	1056.00
20	20.000	50.80	20 (STD)	1.604	48.89	2.021	1877.00
			160	1.339	40.80	1.407	1307.00
22	22.000	55.88	20 (STD)	1.771	53.97	2.463	2288.00
			160	1.479	45.08	1.718	1596.00
24	24.000	60.96	20 (STD)	1.938	59.05	2.948	2739.00
			160	1.609	49.05	2.034	1890.00
26	26.000	66.04	(STD)	2.104	64.13	3.477	3230.00
28	28.000	71.12	(STD)	2.271	69.21	4.050	3762.00
30	30.000	76.20	(STD)	2.438	74.29	4.666	4335.00
32	32.000	81.28	(STD)	2.604	79.34	5.326	4944.00
34	34.000	86.36	(STD)	2.771	84.45	6.030	5601.00
36	36.000	91.44	(STD)	2.938	89.53	6.777	6295.00
38	38.000	96.52	—	3.104	94.61	7.568	7030.00
40	40.000	101.6	—	3.271	99.69	8.403	7805.00

* Dimensions in English units obtained from ANSI B36.10-1979, *American National Standard Wrought Steel and Wrought Iron Pipe*, and reprinted with permission from the publisher: American Society of Mechanical Engineers.
 Notes: STD implies Standard; XS is extra strong; XXS is double extra strong.

Table 11.2 Physical dimensions of condenser tubes in terms of BWG. (Reprinted from Process Heat Transfer by D. Q. Kern, McGraw-Hill Book Co., 1950, p. 843, with permission from the publisher.)

Tube OD in		BWG	ID in	
in.	(cm)		in.	(cm)
1/4	(1.27)	12	0.282	(0.716)
		14	0.334	(0.848)
		16	0.374	(0.940)
		18	0.402	(1.02)
		20	0.435	(1.09)
3/8	(1.91)	10	0.482	(1.22)
		11	0.510	(1.29)
		12	0.532	(1.35)
		13	0.560	(1.42)
		14	0.584	(1.48)
		15	0.606	(1.54)
		16	0.620	(1.57)
		17	0.634	(1.61)
		18	0.652	(1.66)
1	(2.54)	8	0.670	(1.70)
		9	0.704	(1.79)
		10	0.732	(1.86)
		11	0.760	(1.93)
		12	0.782	(1.99)
		13	0.810	(2.06)
		14	0.834	(2.12)
		15	0.856	(2.17)
		16	0.870	(2.21)
		17	0.884	(2.25)
18	0.902	(2.29)		

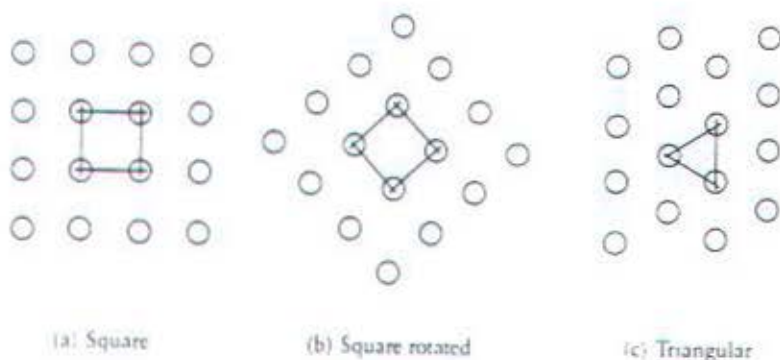


Figure 11.6 Possible condenser-tube orientations.

Table 11.3 Tube counts for shell-and-tube equipment
(Reprinted from Process Heat Transfer by D. Q. Kern, McGraw-Hill Book Co., 1950, pp. 841-842, with permission from the publisher.)

$\frac{1}{2}$ -in.-OD tubes on 1-in. square pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20	
10	52	52	40	36	
12	81	76	68	68	60
13 $\frac{1}{4}$	97	90	82	76	70
15 $\frac{1}{4}$	137	124	116	108	108
17 $\frac{1}{4}$	177	166	158	150	142
19 $\frac{1}{4}$	224	220	204	192	188
21 $\frac{1}{4}$	277	270	246	240	234
23 $\frac{1}{4}$	341	324	308	302	292
25	413	394	370	356	346
27	481	460	432	420	408
29	553	526	480	468	456
31	657	640	600	580	560
33	749	718	688	676	648
35	845	824	780	766	748
37	934	914	886	866	838
39	1049	1024	982	968	948

1-in.-OD tubes on $\frac{1}{2}$ -in. square pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	21	16	14		
10	32	32	26	24	
12	48	45	40	38	36
13 $\frac{1}{4}$	61	56	52	48	44
15 $\frac{1}{4}$	81	76	68	68	64
17 $\frac{1}{4}$	112	112	96	90	82
19 $\frac{1}{4}$	138	132	128	122	116
21 $\frac{1}{4}$	177	166	158	152	148
23 $\frac{1}{4}$	213	208	192	184	184
25	260	252	238	226	222
27	300	288	278	268	260
29	341	326	300	294	286
31	406	398	380	368	358
33	465	460	432	420	414
35	522	518	488	484	472
37	596	574	562	544	532
39	665	644	624	612	600

$\frac{1}{2}$ -in.-OD tubes on $\frac{1}{2}$ -in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13 $\frac{1}{4}$	127	114	96	90	86
15 $\frac{1}{4}$	170	160	140	136	128
17 $\frac{1}{4}$	219	224	194	188	178

$\frac{1}{2}$ -in.-OD tubes on $\frac{1}{16}$ -in. triangular pitch (continued)					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
19 $\frac{1}{4}$	301	282	252	244	234
21 $\frac{1}{4}$	361	342	314	306	290
23 $\frac{1}{4}$	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

$\frac{1}{2}$ -in.-OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	37	30	24	24	
10	61	52	40	36	
12	92	82	76	74	70
13 $\frac{1}{4}$	109	106	86	82	74
15 $\frac{1}{4}$	151	138	122	118	110
17 $\frac{1}{4}$	203	196	178	172	166
19 $\frac{1}{4}$	262	250	226	216	210
21 $\frac{1}{4}$	316	302	278	272	260
23 $\frac{1}{4}$	384	376	352	342	328
25	470	452	422	394	382
27	559	534	488	474	464
29	630	604	556	538	508
31	745	728	678	666	640
33	856	830	774	760	732
35	970	938	882	864	848
37	1074	1044	1012	986	870
39	1206	1176	1128	1100	1078

1-in.-OD tubes on $\frac{1}{2}$ -in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	21	16	16	14	
10	32	32	26	24	
12	55	52	48	46	44
13 $\frac{1}{4}$	68	66	58	54	50
15 $\frac{1}{4}$	91	86	80	74	72
17 $\frac{1}{4}$	131	118	106	104	94
19 $\frac{1}{4}$	163	152	140	136	128
21 $\frac{1}{4}$	199	188	170	164	160
23 $\frac{1}{4}$	241	232	212	212	202
25	294	282	256	252	242
27	349	334	302	296	286
29	397	376	338	334	316
31	472	454	430	424	400
33	538	522	486	470	454
35	608	592	562	546	532
37	674	664	632	614	598
39	766	736	700	688	672

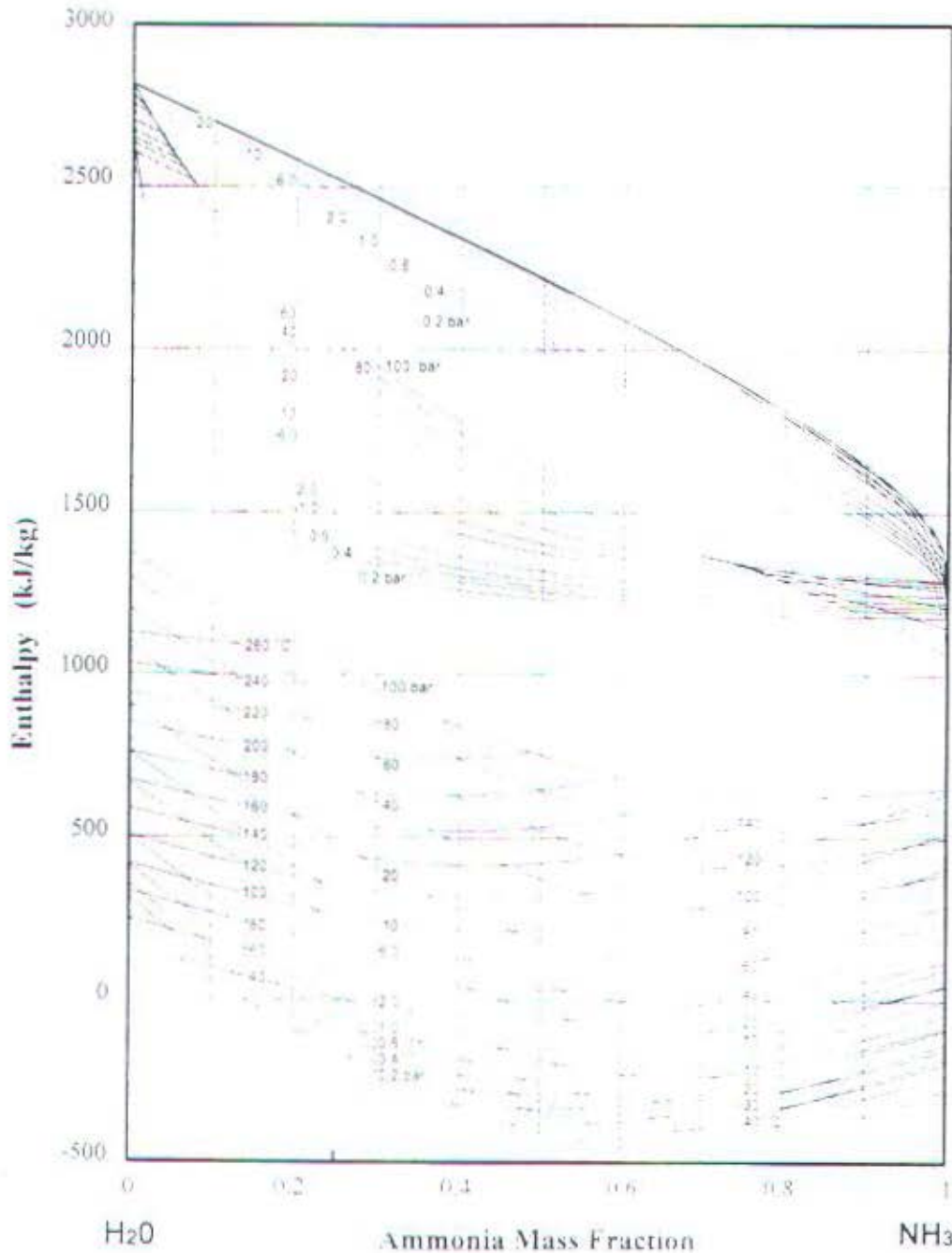


Figure 3.11 Enthalpy-concentration diagram for ammonia-water

Figure 3

3.2.1 T

When the temperature contrast (T-x difference) is large, the mass fraction of the formed component of composition at which

To prevent pressure subcooling, double boiling of the vapor is consecutive than o

As the fraction mass in the in con 2' and and v the e

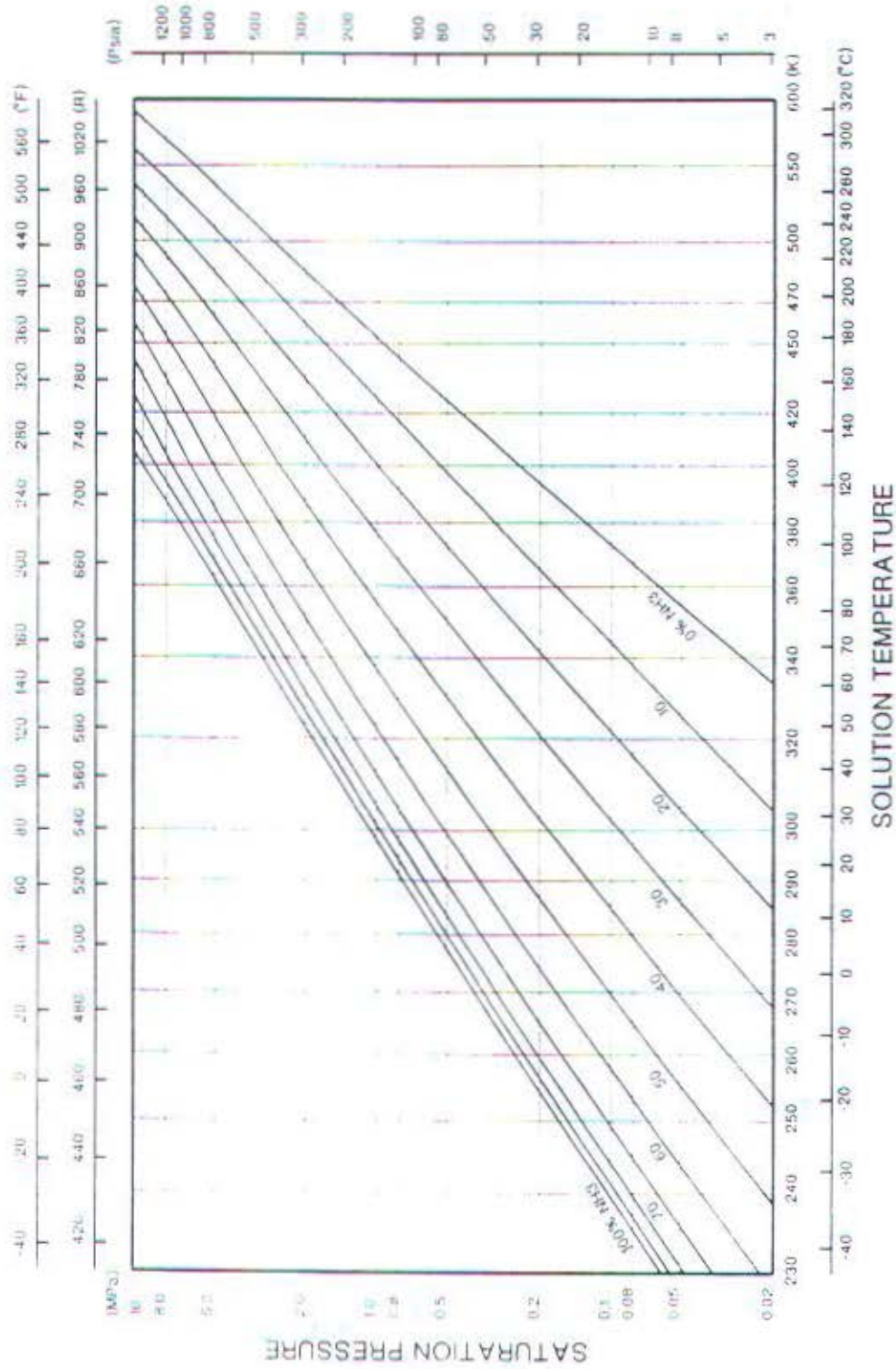


Figure 3.19 Pressure-temperature diagram for ammonia/water

CURRENCY RATE

Updated : June 8, 2000 - 10:15 AM

CURRENCY	Thu 9:15 AM		Wed 3:38 PM		Thu 10:15 AM	
	Buy	Sell	Buy	Sell	Buy	Sell
US\$ - Amerika	8.620,00	8.720,00	8.500,00	8.650,00	8.600,00	8.680,00
A\$ - Australia	5.094,55	5.169,55	4.925,00	5.150,00	5057,100	5142,55,00
S\$ - Singapore	5.011,90	5.071,90	4.975,00	5.075,00	4983,65,00	5047,75,00
M\$ - Malaysia			2.150,00	2.300,00		
R\$ - Indonesia	1.167,00	1.120,10	1.350,00	1.125,00	1100,8,00	1115,3,00
Pounds - Inggris	13.095,55	13.270,55	12.800,00	13.300,00	13000,8,00	13212,05,00
DM - Jerman			4.075,00	4.250,00	4202,71,00	4274,68,00
NF\$ - Belanda			3.600,00	3.775,00	3739,98,00	3793,85,00
Yen - Jepang	81,55	82,67	78,50	82,50	80,87,00	82,29,00
SwF - Swiss	5.269,80	5.346,80	5.100,00	5.300,00	5247,75,00	5322,5,00
FFr - Perancis			1.175,00	1.275,00	1253,1,00	1274,55,00
Th.B - Thailand			210,00	230,00		
Riyal - Saudi Arabia			2.150,00	2.350,00		
Can\$ - Canada	5.821,30	5.906,50	5.700,00	6.000,00		
NT - Taiwan			270,00	285,00		
NZ\$ - New Zealand			3.850,00	4.200,00	4031,85,00	4115,25,00
Ph. Peso - Phil pins			185,00	210,00		
Lit - Italia			3,50	4,50		
BeF - Belgia			180,00	210,00		
B\$ - Brunel			4.865,00	5.065,00		
WON - Korea			6,00	8,25		
Sch - Austria			350,00	600,00		
NOK - Norwegia			750,00	1.000,00		
SEK - Swedia	991,55	1.009,55	650,00	900,00		
DKK - Denmark	1.104,10	1.126,10	850,00	1.100,00		
CHY - China			925,00	1.025,00		
PGK - New Guinea			2.000,00	3.000,00		
EUR - Eropa	8.273,83	8.393,83	7.200,00	8.200,00	8219,8,00	8360,55,00



() SINAR TRAWAN LTD.



LEMBAR EVALUASI PRESENTASI PROPOSAL (P-1) TUGAS AKHIR

Setelah membaca, menimbang dan mempelajari Presentasi Proposal Tugas Akhir yang dilaksanakan oleh:

Nama / NRP : ANDHY KRISTANTO / 19295109027
 Judul Proposal : ANALISA TERMINIS DAN EKONOMIS SISTEM REFRIGERASI
 GETASIS DS PEMANFAATAN GASOLIN MOTOR
 DIESEL PERKALAN IKAH

Maka Tim Dosen Penilai memutuskan bahwa proposal TA tersebut di atas :

- A. Diterima tanpa perbaikan.
- B. Diterima dengan perbaikan / syarat.
- C. Tidak diterima

Untuk itu diusulkan calon Dosen Pembimbing sebagai berikut :

1. IR. ALAM W. DISC..... 2. IR. AMI ADI ARI, A.E.

Catatan / Perbaikan mengenai Proposal Tugas Akhir tersebut adalah sebagai berikut (bila diperlukan, dapat dilanjutkan pada halaman kosong dibalik) :

- Judul harus diubah menjadi "Analisa Ekonomis Penggunaan Sistem Refrigerasi Absorpsi Untuk Kapal Ikan Tuna Longline".
- Untuk analisa ekonominya harus menggunakan metode tertentu yg sesuai.

Surabaya, 4 Feb 2011
 Menyetujui Tim Dosen Penilai :

Nama	
1. <u>ATIK ZUHDI</u>	(Ketua Tim)
2. <u>INDRAWATI</u>	(Anggota)
3. <u>SEMIN</u>	(Anggota)
4. <u>LAHKA B.</u>	(Anggota)
5. <u>DEK SUPRANTO</u>	(Anggota)
6. <u>ALAM</u>	(Anggota)

Tanda Tangan

1. <u>[Signature]</u>
2. <u>[Signature]</u>
3. <u>[Signature]</u>
4. <u>[Signature]</u>
5. <u>[Signature]</u>
6. <u>[Signature]</u>

7 A. W. Widodo
8. AMI ADI

Tanda tangan mahasiswa

[Signature]



LEMBAR EVALUASI PRESENTASI INTERIM (P-2) TUGAS AKHIR

Setelah membaca, menimbang, dan mempelajari Presentasi Interim Tugas Akhir yang dilaksanakan oleh:

Nama / NRP : AADHI R / 95-027
 Judul Tugas Akhir : ANALISA EKONOMIS PENGGUNAAN SISTEM REFRIGERASI
ABSORPSI UNTUK KAPAL IKAN TUNA LONGLINE
 Dosen Pembimbing: IRALAW IS. MSc
ZILAUHADI MSc. AM.

Maka Tim Dosen Penilai memutuskan mahasiswa tersebut diatas :

- A. Langsung mengikuti Presentasi Akhir Istimewa (P-3+) pada tanggal 19/04/00
- B. Melanjutkan penulisan TA dan mengikuti Presentasi Akhir Reguler (P-3) pada tanggal 21/06/00
- C. Melanjutkan penulisan TA dan mengikuti Presentasi Interim (P-2) pada semester berikutnya.
- D. Membatalkan penulisan TA.

Hal-hal yang menjadi catatan pada penulisan Tugas Akhir tersebut adalah:
 (bila diperlukan dapat dilanjutkan pada halaman kosong dibalik):

1. MENYICARI HARGA KOMPONEN
2. KOMPONEN DI SESUKANAN DE SPEK YG ADA DI PASARAN

Surabaya,

Tim dosen Penilai Presentasi Interim Tugas Akhir,

- | | |
|-------------------------------|-------------|
| 1. <u>TRIKA</u> | (Ketua Tim) |
| 2. <u>Alam</u> | (Anggota) |
| 3. <u>Aling</u> | (Anggota) |
| 4. <u>Alam</u> | (Anggota) |
| 5. <u>Soni</u> | (Anggota) |
| 6. <u>AMIRADJI</u> | (Anggota) |
| 7. <u>SOEMARTOJO</u> | |
| 8. <u>NGER 807 PR ANJALLO</u> | |

Tanda Tangan

1.

2.

3.

4.

5.

6.

7.

Tanda tangan mahasiswa



LEMBAR KEMAJUAN Pengerjaan Tugas Akhir

Nama / NRP : Andhy Kristanto
Judul Tugas Akhir : Analisis Ekonomis Penggunaan Sistem Refrigerasi Absorpsi Untuk Kapal Ikan Tuna Longline
Dosen Pembimbing : 1. Ir. Alan Baheramsyah, MSc
2. Ir. Amiadji, M., MSc

NO	TGL	KEGIATAN	RENCANA ASISTENSI BERIKUTNYA TGL.	PARAF DOSEN
1		BAB I		
2		sistematika penulisan		
3		instalasi mesin pendingin		
4	23/3	instalasi mesin pendingin		
5	28/3	— " —		
6	5/4	Bab III		
7	26/4	— " —		
8	5/5	Bab III ACE		
9	13/7	Revisi Bab IV		
10	21/6	Bab IV analisa elemenis sist. ref. kompresi vap.		
11	13/7	Revisi Bab IV		
12	15/7	sist. refrigerasi kompresi vap dan absorpsi		
13	16/7	Kontrol perhitungan Pv		
14	17/7	konstruksi dan gambar		
15	17/7	sist. ref. kompresi vap dan absorpsi		
16	17/7	Kesimpulan & Saran diperbaiki		

Catatan (diisi oleh dosen pembimbing)

- Tugas Akhir telah layak / tidak layak (*) untuk diujikan (*) = corei yang tidak perlu
- Catatan lain yang dianggap perlu: (bila diperlukan bisa menggunakan halaman kosong dibaliknya)