

**TUGAS AKHIR**

**PRA RANCANGAN PABRIK OKSIGEN  
DARI UDARA**

**( Kapasitas 120 ton / hari )**



**Oleh**

**N a m a : JUGARDI**  
**No. Stambuk : 4591044309**

**N a m a : ANDI SURAHMAN**  
**Stambuk : 4591044318**

**FAKULTAS TEKNIK  
JURUSAN TEKNIK INDUSTRI  
UNIVERSITAS " 45 " UJUNG PANDANG**

**1997**

## LEMBARAN PENGESAHAN



J u d u l : PRA RANCANGAN PABRIK OKSIGEN DARI UDARA

N a m a : Jugardi

No.Stambuk/Nirm : 4591044309 / 9931101010038

N a m a : Andi Surahman

No.Stambuk/Nirm : 4591044318 / 9931101010039

Jurusan : Teknik Industri

Periode : Semester Akhir 1996/1997

Disetujui oleh

Pembimbing I,

Prof.Dr.Ir.Tjodi Harlim

Pembimbing II,

Ir. Teuku Zulkarnain

Mengetahui :

Dekan Fakultas Teknik

Universitas "45" UP.

Ir. Mursyid Mustafa

Ketua Jurusan Teknik Industri

Universitas "45" UP.

Sitti Chadijah, S.Si



## HALAMAN PENERIMAAN

Berdasarkan Surat Keputusan Rektor Universitas "45" Ujung Pandang Nomor : 244/01/U-45/V/97. Tanggal 20 Mei 1997 tentang PANITIA dan TIM PENGUJI TUGAS AKHIR maka :

Pada hari / Tanggal : Selasa, 27 Mei 1997

Skripsi atas nama :

1. J U G A R D I : 45 91 044 309/ 9931101010038

2. ANDI SURAHMAN : 45 91 044 318/ 9931101010039

Telah diterima dan disahkan oleh Panitia Ujian Skripsi Sarjana Negara Fakultas Teknik Universitas "45" Ujung Pandang. Setelah dipertahankan didepan Penguji Skripsi Sarjana Negara untuk memenuhi salah satu syarat guna memperoleh gelar Sarjana Jenjang Strata Satu (S-1) Pada Fakultas Teknik Jurusan Teknik Industri (Program Studi Teknik kimia) Universitas "45" Ujung Pandang.

### PENGAWAS UMUM

1. DR. Andi Jaya Sose, SE. MBA (Rektor Universitas "45" UP)
2. Prof.DR.Ir.H.A. Arifuddin Ressang (Dekan Fak. Teknik UNHAS UP)

### TIM PENGUJI TUGAS AKHIR

- K e t u a : Prof. DR. Ir. John B. Manga
- Sekretaris : Ir. Said Hi Abbas
- Anggota : DR.Ir.A. Syamsul Arifin, MSME
- : Ir. Bambang Lukitoputro, MS
- : Ir. Mulyono Hadisuwoyo, MS
- : Sitti Chadijah, S.Si
- Ex Officio : Prof. DR. Ir. Tjodi Harlim
- : Ir. Teuku Zulkarnain
- : Ir. A. Zulfikar Syaiful

Disahkan,  
Rektor Universitas "45"  
Ujung Pandang

DR. Andi Jaya Sose, SE. MBA

Diketahui,  
Ketua Jurusan Tek. Industri  
Fak. Teknik Univ. "45" UP

Sitti Chadijah, S.Si



## KATA PENGANTAR

Syukur Alhamdulillah penulis ucapkan ke hadirat Allah SWT, yang mana dengan rahmat dan karunia-Nya penulis telah dapat menyelesaikan tugas akhir dengan judul " Pra Rancangan Pabrik Oksigen Dari Udara ". Tugas ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi oleh mahasiswa tingkat akhir untuk memperoleh gelar kesarjanaan pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas "45".

Ucapan terima kasih penulis ucapkan kepada Bapak Prof.Dr.Ir. Tjodi Harlim, Ir. Teuku Zulkarnain selaku pembimbing yang telah banyak memberikan bimbingan dan dorongan sehingga tugas akhir ini dapat penulis selesaikan.

Terlaksananya tugas akhir ini tidak luput dari bantuan berbagai pihak, maka dalam kesempatan ini penulis juga menyampaikan terima kasih kepada :

- Bapak Ir. Mursyid Mustafa, Dekan Fakultas Teknik Universitas "45" Ujung Pandang.
- Ibu St.Chadijah, Ssi., Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas "45" Ujung Pandang.
- Bapak Ir. A.Zulfikar, Sekertaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas "45" Ujung Pandang.
- Semua pihak yang telah ikut membantu dalam penyelesaian penulisan tugas akhir ini.



Walaupun tugas akhir ini sudah penulis selesaikan dengan sebaik-baiknya, namun penulis menyadari bahwa masih banyak terdapat kekurangan dan kejanggalannya. Oleh karena itu penulis sangat mengharapkan saran-saran dari semua pihak demi kesempurnaan tugas akhir ini.

Atas segala bantuan dan saran yang telah diberikan semoga Allah SWT akan memberikan balasan yang setimpal, Amin

Ujung Pandang, Mei 1997

Penulis,

UNIVERSITAS

**BOSOWA**



## INTISARI

Melihat penggunaan oksigen yang semakin besar dalam berbagai industri dan keperluan lainnya, maka telah dilakukan suatu inovasi untuk merubah kekayaan alam menjadi suatu produk yang mempunyai nilai ekonomi lebih besar.

Berbagai proses telah dirancang untuk merubah udara menjadi produk oksigen. Untuk perencanaan ini proses yang dipilih adalah modifikasi dari LINDE FRANHL CYCLE. Proses ini merupakan proses yang paling banyak digunakan untuk pemisahan oksigen dari udara, karena memiliki beberapa kelebihan dibandingkan dengan proses lainnya.

Sistem pengolahan udara untuk menghasilkan oksigen dengan proses ligne fraksi dan distilasi fraksional dilakukan secara fisika yaitu dengan penekanan, pendinginan dan pemisahan sesuai dengan kondisi yang diinginkan, sehingga dapat menghasilkan produk oksigen dengan kemurnian mencapai 99,5%.

Pabrik oksigen ini direncanakan berlokasi di Ujung Pandang dengan kapasitas 5 ton oksigen cair per jam atau 120 ton per hari dari 300 hari pertahun, sedangkan waktu sisanya adalah untuk perbaikan (shut down).

Bentuk perusahaan adalah perseroan terbatas (PT), dengan sistem organisasi garis, serta jumlah karyawan adalah 84 orang.

Pabrik ini membutuhkan investasi awal sebanyak Rp 120.513.958.200, yang diperoleh dari 40 % modal sendiri dan 60% merupakan modal pinjaman, BEP = 39,48%, POT = 4 tahun, IRR = 20,2934%, dan ROI = 23,02%. Dilihat dari analisa ekonomi, pabrik oksigen ini layak didirikan dan perlu dilanjutkan ke tahap perancangan yang lebih terinci.





# DAFTAR ISI

	Halaman
JUDUL .....	i
LEMBARAN PENGESAHAN .....	ii
KATA PENGANTAR .....	iii
INTI SARI .....	v
DAFTAR ISI .....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	ix
DAFTAR TABEL .....	x
BAB I. PENDAHULUAN .....	1
BAB II. PEMILIHAN DAN URAIAN PROSES.....	7
2.1. Macam-Macam Proses .....	7
2.2. Pemilihan Proses .....	9
2.3. Uraian Proses .....	11
BAB III. NERACA MASSA DAN NERACA PANAS .....	14
BAB IV. SPESIFIKASI PERALATAN .....	16
BAB V. INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA ..	39
5.1. Instrumentasi .....	39
5.2. Keselamatan Kerja .....	42
BAB VI. UTILITAS .....	45
6.1. Kebutuhan Refrigerant .....	45
6.2. Kebutuhan Air .....	46
6.3. Kebutuhan Listrik .....	46

BAB	VII. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK .....	48
	7.1. Lokasi Pabrik .....	48
	7.2. Tata Letak Pabrik .....	49
BAB	VIII. ORGANISASI PERUSAHAAN .....	51
	8.1. Bentuk Perusahaan .....	51
	8.2. Struktur Organisasi Perusahaan ...	52
	8.3. Jadwal Kerja dan Pembagian Gol. Kerja .....	54
BAB	XI. ANALISA EKONOMI .....	57
	9.1. Capital Investment .....	57
	9.2. Analisa Profitability .....	58
BAB	X. KESIMPULAN .....	62
	DAFTAR FUSTAKA .....	63
	LAMPIRAN A. PERHITUNGAN NERACA MASSA DAN PANAS ...	65
	LAMPIRAN B. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN .....	101
	LAMPIRAN C. PEERHITUNAN UTILITAS .....	227
	LAMPIRAN D. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI .....	278

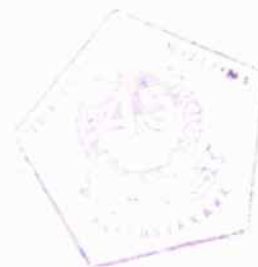
## DAFTAR GAMBAR

- Gambar. 3. Diagram Alir Neraca Bahan dan Panas
- Gambar. 4. Engineering Dan Contrtol Flow Sheet
- Gambar. 6. Diagram Alir Utilitas
- Gambar. 7.1. Tata Letak Pabrik
- Gambar. 7.2. Tata Letak Peralatan
- Gambar. 9. Break Even Point Pabrik
- Gambar. C.1. Siklus Refrigerant

UNIVERSITAS  
**BOSOWA**



## DAFTAR TABEL



	Halaman
Tabel. 5.1. Simbol Huruf Instrumentasi .....	41
Tabel. 5.2. Instrumentasi pada Peralatan .....	41
Tabel. 8.1. Jadwal Kerja Karyawan yang Dikenakan Shift .....	55
Tabel. 8.2. Jumlah Karyawan dan Gaji .....	56
Tabel. 9. Hasil Perhitungan Cash Flow .....	60
Tabel. A.1. Konstanta-Konstanta Antoine .....	66
Tabel. A.2. Komposisi Uap dan Relatif Volalitas dari Masing-Masing Komponen pada Temperatur $107,52015^{\circ}\text{K}$ .....	67
Tabel. A.3. Komposisi dan Relatif Volalitas dari Masing-Masing Komponen pada Temperatur $112,7009^{\circ}\text{K}$ .....	67
Tabel. A.4. Massa Masing-Masing Komponen pada Tiap Aliran .....	71
Tabel. A.5. Komposisi Relatif Volalitas dari Masing-Masing Komponen pada Temperatur $116,07690^{\circ}\text{K}$ .....	72
Tabel. A.6. Komposisi dan Relatif Volalitas dari Masing-Masing Komponen pada Temperatur $105,0024^{\circ}\text{K}$ .....	73

Tabel. A.7. Massa Masing-Masing Komponen pada Strem di Menara Stripper .....	75
Tabel. A.8. Harga Masing-Masing Komponen Dari Trial .....	76
Tabel. A.9. Harga Masing-Masing Komponen Dari Trial .....	77
Tabel. A.10. Harga Masing-Masing Komponen Dari Trial .....	77
Tabel. A.11. Komposisi Udara Kering .....	87
Tabel. B.1. Data Pada Keadaan Keritis Dari Masing- Masaing Komponen .....	204
Tabel. B.2. Data Pada Keadaan Keritis Untuk Campuran .....	204
Tabel. B.3. Data Pada Keadaan Keritis Dari Masing- Masaing Komponen .....	211
Tabel. B.4. Data Pada Keadaan Keritis Untuk Campuran .....	212
Tabel. B.5. Diameter Optimum Pipa .....	226
Daftar Indeks Hara (Chemical Engineering .....	283
Tabel. D. Interest of Return atau Dasar Cash Flow	293

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

Oksigen adalah unsur kimia non-metalik yang tidak berwarna, tidak berbau, tidak berasa, oksigen cair berwarna biru muda dan berat oksigen 1,1053 kali dari berat udara. Oksigen itu sangat aktif, mempunyai sifat campuran dengan beberapa unsur lain kecuali bagian yang paling dalam pada gas kelompok (0).

Pada suatu saat oksigen menjadi standar pada perbandingan untuk semua berat unsur atom, kemudian beratnya dapat ditentukan adalah 16,00. Pada tahun 1961 atom karbon telah diketahui sebagai dari berat atom oksigen telah menjadi 15,9994.

LEONARDO DAVINCI (1452-1519) orang yang pertama dari negara Eropa mengatakan bahwa udara mengandung 2 gas tetapi JOSEPH PERESLEY (1733-1804), pada umumnya telah mengurangi dengan penemuan pada oksigen tahun 1711-1772 dia telah mencapai contoh murni pada oksigen dengan pemanasan oksida mercury digunakan pada cahaya matahari melalui gelas pembakar, oksigen kemungkinan melepaskan sekurang-kurangnya tujuh substansi yang berbeda.

ANTOINE L. LAVOISER (1743-1794) seorang filosofil dan ilmuwan yang besar dari Perancis mendasari kimia moderen, namanya oksigen (dari Yunani yang artinya bentuk asam) yang telah memberikan gas oleh LAVOISER yang



berpikiran bahwa itu adalah unsur pokok untuk semua jenis asam.

Perkembangan di Eropa pada proses udara cair untuk produksi oksigen dengan tingkat kemurnian tinggi yang telah dirintis oleh CARL T.G. VAN LIEBIG pada tahun 1842-1934, seorang ahli kimia fisika MUNICH yang pertama mendesain amoniak pada mesin kompresi pada tahun 1876 membuat mesin secara berturut-turut untuk mencairkan udara pada tahun 1895.

Instalasi cairan udara yang pertama di USA, dibuat oleh LINDE AIR PRODUCTION COMPANY pada tahun 1907, peralatan ini pasang di BUFALO N.Y. dengan kapasitas  $750 \text{ ft}^3$  gas oksigen perbulan. Pada tahun 1915 ada kira-kira 50 jenis pencairan oksigen tumbuhan yang beroperasi di Eropa dan 5 di USA, tumbuh-tumbuhan oksigen sekarang dapat ditemukan disetiap wilaya Industri USA dan hampir setiap areal Industri di dunia.

Mayoritas volume yang besar pada produksi perdagangan oksigen yang telah dicapai dari udara dengan proses cair. Melalui metode fisika ini (udara tidak dicampur dengan bahan kimia) udara yang telah cair dan komponen utama (nitrogen oksigen) dipisahkan melalui penyaringan. Dalam proses tambahan secara relatif jumlah oksigen yang diperoleh kecil.

Menurut hasil survei yang dihasilkan kira-kira  $2.058.000.000 \text{ ft}^3$  oksigen yang diproduksi USA pada tahun

1923 dan tahun 1934 oksigen bertambah 4.562.000.000 ft<sup>3</sup> menurut BUREAU CENSUS kira-kira 18.495.000.000 ft<sup>3</sup>. Perdagangan oksigen yang dihasilkan di USA pada tahun 1944. Pada tahun 1966 hampir 215.000.000.000 ft<sup>3</sup> yang telah diproduksi dalam edisi 1.750.00 berkurang 1 tahun pada oksigen untuk kemurnian rendah ( $\pm 99,5\%$  oksigen) yang juga telah dihasilkan.

Udara sebagai bahan baku pembuatan oksigen mempunyai sifat-sifat fisik sebagai berikut :

- a. Density = 1,29 gr/ltr (1 atm 0°C)
- b. Temperatur kritis = -140,7°C
- c. Tekanan kritis = 37,2 atm
- d. Density kritis = 310-350 gr/ltr

Sifat-sifat fisik dari produk oksigen yang dihasilkan adalah sebagai berikut :

- a. Density gas pada
  - 0°C, 1 atm = 1,42958 gr/ltr
  - 21,11°C = 1,327 gr/ltr
  - 183°C (titik didih) = 4,467 gr/ltr
- b. Panas spesifik
  - (pada 0°C) = 7,027 kal/gr mol °K
- c. - Konstanta Cp/Cv
  - (pada 15°C) = 1,401
  - Konstanta Cp/Cv
    - (pada 26,85°C) = 1,396

- d. Viskositas (25°C, 1 atm) = 206,39 Cp
- e. Temperatur kiritis = -118,8°C
- f. Tekanan kritis = 49,7 atm
- g. Panas penguapan = 1630 kal/mol
- h. Panas sfesifik (liquid) = 12,982 kal/gr mol<sup>o</sup>K
- i. Viskositas liquid = 1,894 Cp
- j. Panas peleburan = 106,2 kal/mol
- k. Flash point = -218,9°C
- l. Panas spesifik (cp) =  $8,27 + 0,000258 T - 187700/T^2$   
(pada 300-5000<sup>o</sup>K)

Disamping sifat-sifat yang tersebut di atas, oksigen juga merupakan gas yang tidak berwarna, tidak berbau, tidak mempunyai rasa, tidak terbakar tetapi menimbulkan kebakaran, serta larut dalam air dan alkohol.

Nitrogen yang merupakan produk samping dari hasil pemisahan oksigen dari udara adalah gas yang tidak terbakar, tidak berbau, tidak berwarna, tidak beracun, tetapi menyesakkan napas, kelarutan dalam air dan alkohol sangat kecil merupakan gas inert pada temperatur rendah dan dapat bereaksi membentuk senyawa-senyawa lain pada temperatur tinggi.

Disamping sifat-sifat yang tersebut di atas, Nitrogen juga mempunyai sifat-sifat sebagai berikut :



- a. Density (gas) = 1,250 gr/ltr (1 atm °C)  
pada kondisi lain =  $d_T = 1,1604 - 0,0045$   
T : temperatur absolut)
- b. Density (liquid) = 1,0265 kg/ltr  
(pada -195,8°C)
- c. Density (solid) = 0,8792 k/ltr  
(pada -210°C)
- d. Tekanan uap  $\log P = -339,8/T -$   
 $0,00652 T + 6,71$
- e. Temperatur kritis = -147,0°C
- f. Tekanan kritis = 33,5 atm
- g. Panas spesifik (Cp) =  $6,76 + 0,00606 + 13 \times$   
 $10^{-6} T^2$   
(pada 300-2500 °K)
- h. Flash Point = -210°C
- i. Titik didih = -195,8°C
- j. Panas peleburan = 172,3 kal/ mol
- k. Panas penguapan = 1332,9 kal/ mol  
(pada titik didih)

Data produksi oksigen di Indonesia khususnya di daerah Ujung Pandang dapat dilihat pada tabel berikut ini ;

Data Volume produksi oksigen di Sulawesi Selatan dalam satuan  $m^3$  per tahun.

No	Tahun	Satuan m <sup>3</sup>
1.	1991/1992	443.192.000 m <sup>3</sup>
2.	1992/1993	443.192.000 m <sup>3</sup>
3.	1993/1994	383.852.000 m <sup>3</sup>
4.	1994/1995	453.053.000 m <sup>3</sup>
5.	1995/1996	530.337.000 m <sup>3</sup>

Dari tabel tersebut di atas menunjukkan bahwa produksi oksigen di Indonesia khususnya daerah Sulawesi Selatan dari tahun ke tahun semakin meningkat.



## **BAB II**

### **PEMILIHAN DAN URAIAN PROSES**

#### **2.1. Macam-macam Proses**

Pembuatan oksigen dari udara dapat dilakukan dengan beberapa proses, namun yang sering digunakan hanya 3 macam proses yaitu Linde Cycle, Modifikasi dari Linde-Frankl Cycle dan Claude Cycle.

##### **2.1.1. Linde Cycle**

Proses ini merupakan proses "ultra low temperatur" yang pertama kali dilakukan secara komersil untuk memproduksi gas oksigen dari udara. Pencairan oksigen didasarkan pada Joule-Thomson Effect, di mana udara ditekan dengan menggunakan kompressor sampai tekanan 600-700 psi dan didinginkan pada after cooler. Udara yang keluar dari after cooler didinginkan lagi di dalam heat exchanger tersebut digunakan nitrogen dan oksigen yang mudah dipisahkan didalam kolom distilasi. Udara dingin dari heat exchanger dialirkan kekolom distilasi melalui Joule Thomson expansion valve. Produk bawah kolom adalah oksigen cair, sedangkan produk atas adalah gas nitrogen. Gas nitrogen dan oksigen cair selanjutnya dialirkan ke heat exchanger melalui pipa yang berbeda untuk pendinginan umpan baru.

### 2.1.2 Modifikasi dari Linda-Frankl Cycle

Proses ini banyak digunakan di Amerika. Pada prinsipnya operasinya proses ini berbeda dengan Linda Cycle, dimana tekanan operasinya relatif rendah (4-15 atm). Operasi pemisahan oksigen dari udara dimulai dengan penyaringan udara pada air filter untuk menghilangkan debu-debu yang terdapat dalam udara. Selanjutnya udara ditekan dengan menggunakan kompressor sampai tekanan 4-15 atm, kemudian didinginkan dan dipisahkan oksigen dari campurannya.

Dasar pembuatan oksigen dari udara melalui proses modifikasi dari Linde-Frankl cycle (modifikasi Linde-Frankl cycle) terdiri dari tiga urutan proses yaitu :

1. Pemurnian udara dari debu dengan menggunakan air filter
2. Pencairan parsial udara pada heat exchanger regeneratif
3. Pemisahan oksigen dan nitrogen pada kolom distilasi fraksionasi.

Untuk mendapatkan produk oksigen dengan kemurnian yang maksimum, sebagian oksigen yang telah dipisahkan digunakan sebagai refluk kedalam kolom dan dicampurkan kembali dengan udara (umpan baru) yang masuk ke kolom melalui sebuah turbo-expander atau expansion valve.



### 2.1.3. Claude cycle

Operasi pemisahan oksigen dan nitrogen dari udara dengan Claude cycle dilakukan pada tekanan sekitar 400 psi sedangkan metode pemurniannya sama dengan pada proses modifikasi dari Linde-Frankl cycle.

Modifikasi dari Claude cycle dilakukan dengan menambahkan air filter dan dryer yaitu silika gel atau alumina aktif. Pendinginan udara dalam heat exchanger dilakukan dengan menggunakan oksigen dan nitrogen yang telah dipisahkan sebagai medium pendingin. Pemisahan oksigen dan nitrogen pada double fraksionari dengan bantuan reciprocating yang telah dialirkan ke heat exchanger untuk mendinginkan umpan baru, sehingga oksigen dan nitrogen yang diperoleh sebagai produk adalah dalam fase gas.

### 2.2. Pemilihan Proses

Dari ketiga proses tersebut diatas mempunyai beberapa kelebihan dan kekurangan masing-masing. Proses Linde mempunyai kebaikan yaitu prosesnya sederhana sehingga peralatan yang diperlukan tidak terlalu banyak. Kekurangan dari proses tersebut antara lain yaitu produk yang diperoleh tidak mencapai kemurnian yang maksimum karena tidak ada refluk, tidak menggunakan expander sehingga kebutuhan refrigerant lebih besar, dan tekanan operasi cukup tinggi.

Proses modifikasi Linde-Frankl cycle mempunyai beberapa kebaikan antara lain yaitu kemurnian produk yang dihasilkan sangat tinggi, kebutuhan refrigerant lebih kecil, tekanan operasinya rendah, dapat menghasilkan produk dalam fasa cair, dan dapat dioperasikan untuk skala besar. Keburukan proses ini adalah prosesnya lebih rumit sehingga peralatan yang digunakan lebih banyak.

Proses Claude cycle mempunyai kebaikan yaitu power lebih kecil dari pada proses Linde dan kebutuhan refrigeran lebih kecil. Keburukan dari proses ini adalah peralatan yang dibutuhkan sangat banyak sehingga membutuhkan investasi lebih besar, tekanan operasinya relatif tinggi, dan produk yang dihasilkan dalam fase gas serta kemurnian oksigen produk tidak mencapai angka yang maksimum.

Berdasarkan pertimbangan dari hal-hal tersebut diatas maka untuk perencanaan pembuatan pabrik oksigen dipilih proses modifikasi dari Linde-Frankl cycle. Proses modifikasi dari Linde-Frankl cycle mempunyai beberapa kebaikan (kelebihan) dibandingkan dengan proses-proses lain, terutama sekali dalam hal keamanan operasi, dimana proses tersebut beroperasi pada tekanan yang relatif rendah dan kemurnian produk sangat tinggi untuk operasi dalam skala besar serta produk oksigen yang dihasilkan dalam fasa cair.

### 2.3 Uraian Proses

Proses pembuatan oksigen dari udara dengan modifikasi Linde-Frankl cycle dimulai dengan penyaringan udara pada air filter untuk menghilangkan debu-debu yang terdapat dalam udara. Udara yang telah bersih dari debu diumpankan ke dalam kompresor stage I, dimana udara ditekan sampai tekanan 2,466 atm. Udara dari kompresor stage I dengan temperatur yang relatif tinggi didinginkan pada intercooler sampai  $40^{\circ}\text{C}$  dengan menggunakan air pendingin. Udara dari intercooler diumpankan ke kompresor stage II untuk penekanan sampai 6,081 atm dan didinginkan pada cooler A sampai  $40^{\circ}\text{C}$  dan udara dari cooler A diumpankan ke kompresor stage 3 untuk penekanan sampai 15 atm sehingga mengakibatkan terjadinya kenaikan temperatur sampai  $166,45^{\circ}\text{C}$  dan didinginkan pada cooler B dengan menggunakan air pendingin, selanjutnya dialirkan ke molecular sieve untuk penghilangan uap air dan gas  $\text{CO}_2$  yang terdapat dalam aliran udara. Molecular sieve yang digunakan tipe 13X berbentuk pellet dan dibuat dalam dua buah unggun terpisah yaitu A dan B, dimana salah satu dioperasikan dan satu lagi diregenerasi.

Udara bersih yang keluar dari molecular sieve dibagi dalam dua aliran yaitu aliran udara proses (untuk pemisahan nitrogen) dan aliran udara pemanas untuk reboiler.

Aliran udara proses dialirkan ke dalam alat penukar panas (heat Exchanger) kemudian udara proses yang keluar dari heat exchanger terbagi dua aliran, aliran udara proses dimasukkan ke refrigeran A untuk didinginkan sampai temperatur dew point, selanjutnya udara jenuh tersebut dialirkan ke kolom rektifier untuk pemisahan produk antara oksigen dan nitrogen. Nitrogen yang merupakan produk atas dari kolom rektifier di kondensasikan pada kondensor, di mana sebagian digunakan sebagai produk nitrogen cair yang disimpan dalam tangki penyimpanan dan sebagian direfluks ke kolom. Produk bawah dari kolom rektifier adalah fraksi cair yang kaya dengan oksigen dan selanjutnya dialirkan ke kolom stripper.

Pada kolom stripper cairan oksigen dimurnikan dari sisa-sisa nitrogen dan juga argon yang terbawa dalam aliran oksigen. Pemisahan nitrogen dan argon dari cairan oksigen dilakukan pada tekanan yang relatif rendah dibandingkan pada kolom rektifier yaitu untuk memudahkan terjadi penguapan dari gas-gas yang lebih volatil (nitrogen dan argon). Kolom stripper dilengkapi dengan sebuah reboiler yaitu untuk membantu operasi pemisahan. Produk bawah dari kolom stripper adalah oksigen cair dengan kemurnian  $\pm 99,5\%$  dan dialirkan ke tangki penyimpanan oksigen. Produk atas kolom stripper adalah gas nitrogen dan argon, dimana campuran gas tersebut dilepaskan ke udara bebas.



Udara proses yang dicabangkan setelah keluar dari heat exchanger dimasukkan ke refrigerant B untuk didingin sampai dew point dengan menggunakan refrigerant nitrogen cair. Udara tersebut dialirkan ke kondensor pada kolom rektifier melalui sebuah expansion valve sehingga mengakibatkan terjadi perubahan tekanan dan temperatur, kemudian dialirkan ke dalam separator sekaligus terjadi perubahan fase dari udara (pendingin), udara pendingin dari kondensor selanjutnya dialirkan ke heat exchanger untuk pendingin udara proses, dari ke heat exchanger udara tersebut dialirkan udara lepas.

UNIVERSITAS  
**BOSOWA**







### BAB III

## NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

Perhitungan neraca massa dan neraca panas pada perencanaan pabrik oksigen dari udara dilakukan secara simultan (bersamaan), karena pada umumnya untuk fluida gas jika terjadi perubahan tekanan akan mengakibatkan terjadi perubahan temperatur, demikian juga sebaliknya.

Khususnya pada perencanaan pabrik oksigen dari udara, dimana pemisahan antara campuran oksigen dan nitrogen dalam udara dilakukan berdasarkan perubahan sifat fisik yaitu dengan penekanan dan pendinginan secara bertahap. Fluida yang mempunyai titik didih lebih tinggi (oksigen) akan lebih cepat terkondensasi sedangkan fluida yang mempunyai titik didih lebih rendah (nitrogen) perlu dilakukan pendinginan selanjutnya untuk mendapatkan produk cair.

Medium pendinginan yang digunakan pada proses pemisahan yaitu untuk kondensator pada kolom rectifier digunakan udara cair yang telah didinginkan pada refrigerator. Pendinginan udara pada refrigerator digunakan refrigerant (nitrogen). Jumlah dari fluida pendingin laju akir massa, temperatur masuk, dan temperatur keluar dari fluida (udara) proses.

Metode perhitungan neraca massa dan neraca panas dilakukan dengan sistem mundur yaitu dengan menetapkan kapasitas produksi 5 ton oksigen cair per jam. Seluruh

perhitungan didasarkan pada asumsi bahwa tidak ada akumulasi massa dan panas setiap peralatan dan juga kehilangan panas setiap peralatan serta perpipaan dianggap nol ( $\emptyset$ ).

Keseimbangan fase dari masing-masing komponen dalam campuran udara (udara proses) dihitung berdasarkan persamaan Antoine, dengan anggapan bahwa campuran dari komponen-komponen yang terdapat dalam udara bersifat ideal. Komponen-komponen tersebut antara lain oksigen ( $O_2$ ), nitrogen ( $N_2$ ) dan argon (Ar). Impuritis-impuritis seperti  $CO_2$ ,  $H_2O$ , dan debu dianggap tidak ada yang terbawah ke dalam udara proses, karena impuritis tersebut sudah dipisahkan terlebih dahulu pada alat pemisahannya masing-masing.

Hasil perhitungan selengkapnya dari neraca massa dan neraca panas untuk masing-masing aliran tercantum pada tabulasi neraca massa dan neraca panas dalam diagram alir gambar 3.

## Neraca Panas

### Untuk Intercooler

Masuk	Keluar
Udara = 10.446.402 kj/jam	Air = 10.446.402 kj/jam
<hr/> 10.446.402.kj/jam	<hr/> 10.446.402 kj/jam

### Untuk cooler A

Masuk	Keluar
Udara = 11.760.600 kj/jam	Air = 11.760.600 kj/jam
<hr/> 11.760.600 kj/jam	<hr/> 11.760.600 kj/jam

### Untuk cooler B

Masuk	Keluar
Udara = 11.680.897 kj/jam	Air = 11.680.897 kj/jam
<hr/> 11.680.897 kj/jam	<hr/> 11.680.897 kj/jam

### Untuk Heat Exchanger

Masuk	Keluar
Udara = 4.297.988 kj/jam	Udara Gas = 4.297.988 kj/jam
<hr/> 4.297.988 kj/jam	<hr/> 4.297.988 kj/jam

### Untuk Refrierator A

Masuk	Keluar
Udara = 7.976.894 kj/jam	Nitrogen Cair = 7.976.894 kj/jam
<hr/> 7.976.894 kj/jam	<hr/> 7.976.894 kj/jam

Untuk Refrigerator B

Masuk

$$\begin{aligned} \text{Udara} &= 45.601.976 \text{ kJ/jam} \\ \hline &45.601.976 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Keluar

$$\begin{aligned} \text{Nitrogen Cair} &= 45.601.976 \text{ kJ/jam} \\ \hline &45.601.976 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Untuk Kondensor

Masuk

$$\begin{aligned} \text{Gas Nitrogen} &= 4.288.631 \text{ kJ/jam} \\ \hline &4.288.631 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Keluar

$$\begin{aligned} \text{Udara} &= 4.288.631 \text{ kJ/jam} \\ \hline &4.288.631 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Untuk Reboiler

Masuk

$$\begin{aligned} \text{Udara} &= 1.572.492 \text{ kJ/jam} \\ \hline &1.572.492 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Keluar

$$\begin{aligned} \text{Gas Oksigen} &= 1.572.492 \text{ kJ/jam} \\ \hline &1.572.492 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Untuk Rektifier

Masuk

$$\begin{aligned} \text{Udara jenuh} &= 4.288.631 \text{ kJ/jam} \\ \hline &4.288.631 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Keluar

$$\begin{aligned} \text{udara} &= 4.288.631 \text{ kJ/jam} \\ \hline &4.288.631 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Untuk Stripper

Masuk

$$\begin{aligned} \text{Udara jenuh} &= 1.672.492 \text{ kJ/jam} \\ \hline &1.672.492 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Keluar

$$\begin{aligned} \text{udara} &= 1.672.492 \text{ kJ/jam} \\ \hline &1.672.492 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$



## BAB IV

### SPESIFIKASI PERALATAN

Alat-alat yang digunakan pada pabrik oksigen baik sebagai proses maupun sebagai alat utilitas, direncanakan dengan ukuran dan kapasitas yang sesuai dengan kebutuhan. Untuk beberapa alat seperti penyaring udara (air filter), kompresor, pompa dan turbin dalam spesifikasinya diambil kapasitas standar yang ada di pasaran.

Pemberian kode dari masing - masing alat disesuaikan dengan nama alat, unit, fungsi dan urutannya masing-masing. Kode dengan huruf pada kode alat menunjukkan nama dari alat tersebut, sedangkan kode dengan angka menunjukkan unit, fungsi serta urutan dari alat di mana:

- Angka pertama menunjukkan unit di mana alat ditempatkan.
- Angka kedua menyatakan fungsi dari alat
- Angka ketiga menyatakan urutan dari alat yang sama.

Untuk alat-alat yang sama dan mempunyai fungsi yang sama tetapi digunakan secara bergantian, atau salah satu dari alat tersebut merupakan unit cadangan, maka diberikan kode alat yang sama tetapi dibedakan / dinyatakan dengan huruf A dan B pada ujungnya, seperti



Menara Molecular Sieve, pompa dan tangki air.

Spesifikasi dari masing-masing peralatan disajikan di dalam bab ini, sedangkan untuk perhitungannya terdapat pada lampiran B.

#### 4.1. Spesifikasi Alat Penyaring Udara.

Kode Alat : AF - 111  
 Nama Alat : Air Filter  
 Fungsi : Memisahkan debu dari aliran udara proses.  
 Type : High Efficiency Partikulate Air (HEPA).  
 Jumlah : 6 unit

#### Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm      Temperatur : 30°C

#### Spesifikasi

Kapasitas per unit : 1000 ft<sup>3</sup>/menit  
 Ukuran : 24 x 24 in  
 Bahan konstruksi : Fibre glass  
 Ketebalan medium : 1 1/4 in

#### 4.2. Spesifikasi Kompresor Udara

Kode alat : K - 211, K - 212 dan K - 213  
 Nama Alat : Air Compressor  
 Fungsi : Menaikkan tekanan udara sampai tekanan operasi

Type : Centrifugal Compressor

Jumlah Unit : 1 (3 stage)

### Kondisi Operasi

**Tekanan**

**Temperatur**

Masuk : 1 atm

Masuk : 30<sup>o</sup> C

Keluar : 15 atm

Keluar : 166,45<sup>o</sup> C

### Spesifikasi Air Compressor

Jumlah stage : 3

Power : 33045,267 Hp

Penggerak : Motor Listrik

Bahan Konst. : stainless Steel

### 4.3. Spesifikasi Intercooler

Kode alat : E - 211

Nama Alat : Intercooler

Fungsi : Menurunkan temperatur udara dari kompressor stage I

Type Alat : Shell and Tube (horisontal)

Jumlah Unit : 1

### Kondisi Operasi

**Fluida Dingin (Air)**

**Fluida Panas (Udara)**

Temperatur masuk : 30<sup>o</sup>C

Temperatur masuk : 152,41<sup>o</sup>C

Temperatur keluar : 38<sup>o</sup>C

Temperatur keluar : 40<sup>o</sup>C

Tekanan : 1 atm

Tekanan : 2,466 atm

Letak aliran : Tube

Letak aliran : Shell

Spesifikasi

Tube	Shell
Diameter luar : 3/4 in	Diameter luar : 72 in
BWG : 16	Jarak baffle : 65 in
Panjang tube : 8 ft	Jumlah lewatan : 1
Jumlah lewatan : 2	Jumlah cross : 2
Jumlah Tube : 4448	Bahan konst. : Mild steel
Susunan : 1 in triangular pitch	
Bahan konst. : Mild steel	
Heat transfer area: 6870,54 ft <sup>2</sup>	
Beban panas : 9855096,8 Btu/jam	

**4.4A. Spesifikasi Cooler**

Kode alat	: E - 212 A
Nama Alat	: Cooler
Fungsi	: Menurunkan temperatur udara dari kompressor stage II
Type Alat	: Shell and Tube (horisontal)
Jumlah Unit	: 1

Kondisi Operasi

Fluida dingin (Air)	Fluida panas (Udara)
Temperatur masuk : 30°C	Temperatur masuk : 166,45°C
Temperatur keluar : 38°C	Temperatur keluar : 40°C
Tekanan : 1 atm	Tekanan : 6,081 atm
Letak aliran : Tube	Letak aliran : Shell

Spesifikasi

Tube	Shell
Diameter luar : 1 in	Diameter luar : 60 in
BWG : 16	Jarak baffle : 51 in
Panjang tube : 14 ft	Jumlah lewatan : 1
Jumlah lewatan : 4	Jumlah cross : 4
Jumlah Tube : 1598	Bahan konst. : Mild steel
Susunan : 1/4 in sq. pitch	
Bahan konst. : Mild steel	
Heat transfer area: 5210,34 ft <sup>2</sup>	
Beban panas : 11094905,66 Btu/jam	

**4.4B. Spesifikasi Cooler**

Kode alat : E - 212 B
Nama Alat : Cooler
Fungsi : Menurunkan temperatur udara dari kompressor stage III
Type Alat : Shell and Tube (horisontal)
Jumlah Unit : 1

Kondisi Operasi

Fluida dingin (Air)	Fluida panas (Udara)
Temperatur masuk : 30 <sup>o</sup> C	Temperatur masuk : 166,45 <sup>o</sup> C
Temperatur keluar : 38 <sup>o</sup> C	Temperatur keluar : 40 <sup>o</sup> C
Tekanan : 1 atm	Tekanan : 15 atm
Letak aliran : Tube	Letak aliran : Shell

Spesifikasi

Tube	Shell
Diameter luar : 1 in	Diameter luar : 60 in
BWG : 16	Jarak baffle : 50 in
Panjang tube : 14 ft	Jumlah lewatan : 1
Jumlah lewatan : 6	Jumlah cross : 4
Jumlah Tube : 1576	Bahan konst. : Mild steel
Susunan : 1/4 in sq. pitch	
Bahan konst. : Mild steel	
Heat transfer area: 5175,03 ft <sup>2</sup>	
Beban panas : 11019714,77 Btu/jam	

**4.5. Spesifikasi Menara Molekuler Sieve**

Kode Alat	: MS - 211 A - B
Nama Alat	: Moleculer Sieve Bed
Fungsi	: Untuk menghilangkan kandungan uap air dan CO <sub>2</sub> dari aliran udara proses
Type	: MS 13X Abs

Kondisi Operasi

Laju alir udara	: 865448,683 kg/jam
Tekanan	: 15 atm
Temperatur	: 40°C
Waktu operasi	: 4 jam



**Spesifikasi**

Diameter unggun : 96 in  
 Volume unggun : 319,515 ft<sup>3</sup>  
 Tinggi menara : 6,36 ft  
 Pipa cabang : 2 buah  
 Penyangga : Skirt support  
 Tinggi penyangga : 6 ft  
 Bahan konst. : Carbon Steel SA - 204

**4.6. Spesifikasi Heat Exchanger**

Kode alat : E - 214  
 Nama Alat : Heat Exchanger  
 Fungsi : Menurunkan temperatur udara dari molekular sieve sampai dew point  
 Type Alat : Shell and Tube (horisontal)

**Kondisi Operasi**

<b>Fluida dingin (Air)</b>	<b>Fluida panas (Udara)</b>
Temperatur masuk : -178,79 <sup>o</sup> C	Temperatur masuk : 40 <sup>o</sup> C
Temperatur keluar : -46,11 <sup>o</sup> C	Temperatur keluar : -23 <sup>o</sup> C
Tekanan : 4 atm	Tekanan : 15 atm
Letak aliran : Tube	Letak aliran : Shell

Spesifikasi

Tube		Shell	
Diameter luar	: 1 in	Diameter luar	: 35 in
BWG	: 16	Jarak baffle	: 32 in
Panjang tube	: 8 ft	Jumlah lewatan	: 1
Jumlah lewatan	: 1	Jumlah cross	: 3
Jumlah Tube	: 522	Bahan konst.	: Mild steel
Susunan	: 1/4 in sq. pitch		
Bahan konst.	: Mild steel		
Heat transfer area:	1078,21 ft <sup>2</sup>		
Beban panas	: 4054706,192 Btu/jam		

**4.7A. Spesifikasi Refrigerator**

Kode alat	: E - 214 A
Nama Alat	: Refrigerator
Fungsi	: Pendinginan udara untuk kebutuhan kondensor
Type Alat	: Shell and Tube
Jumlah unit:	1 (satu)

Kondisi Operasi

Fluida panas (udara)		Fluida dingin (refrigerant)	
Temperatur masuk	: -23°C	Temperatur masuk	: -195,65°C
Temperatur keluar	: -160,23°C	Temperatur keluar	: -195,65°C
Tekanan	: 15 atm	Tekanan	: 1,013 atm
Letak aliran	: Tube	Letak aliran	: Shell

Spesifikasi

Tube		Shell	
Diameter luar	: 1¼ in	Diameter luar	: 39 in
BWS	: 16	Jarak baffle	: 1
Panjang tube	: 14 ft	Jumlah lewatan	: 1 in
Jumlah lewatan	: 2	Jumlah cross	: 12
Jumlah Tube	: 362	Bahan konst.	: Mild steel
Susunan	: 1 9/16 sq. pitch		
Bahan konst.	: Mild steel		
Heat transfer area:	1608,81 ft <sup>2</sup>		
Beban panas	: 7525371,88 Btu/jam		

**4.7B. Spesifikasi Refrigerator**

Kode alat : E - 214 B

Nama Alat : Refrigerator

Fungsi : Pendinginan udara untuk kebutuhan kondenser

Type Alat : Shell and Tube Jumlah unit : 1 (satu)

Kondisi Operasi**Fluida panas (udara)**

Temperatur masuk : -195,65<sup>o</sup>C  
 Temperatur keluar : -195,65<sup>o</sup>C  
 Tekanan : 1,013 atm  
 Letak aliran : Tube

**Fluida dingin (Refrigerant)**

Temperatur masuk : -23<sup>o</sup>C  
 Temperatur keluar : 154,25<sup>o</sup>C  
 Tekanan : 15 atm  
 Letak aliran : Shell

Spesifikasi

Tube	Shell
Diameter luar : 1 in	Diameter luar : 37 in
EWG : 16	Jarak baffle : 1
Panjang tube : 10 ft	Jumlah lewatan : 16 in
Jumlah lewatan : 2	Jumlah cross : 5
Jumlah Tube : 574	Bahan konst. : Mild steel
Susunan : 1 ¼ sq. pitch	
Bahan konst. : Mild steel	
Heat transfer area: 1498,75 ft <sup>2</sup>	
Beban panas : 5284883,114 Btu/jam	

**4.8. Menara Rectifier**

Nama alat	: Menara Rectifier.
Kode alat	: R - 211
Fungsi	: Memisahkan nitrogen dari campuran oksigen, nitrogen dan argon
Type alat	: Buble cap tray
Jumlah unit	: 1

Kondisi Operasi

Tekanan, atm	Temperatur, °C
12	Puncak kolom : -165,48°C
	Dasar kolom : -161,16°C

Spesifikasi

Menara		Tray	
Diameter, m	: 2,438	Jumlah	: 12
Tinggi, m	: 15,7	Spacing, in	: 30
Bahan konst.	: Carbon steel	Type	: Cross-flow
		Ukuran cap, in	: 3 7/8
		Jumlah cap/tray	: 223
		Bahan konst.	: Carbon steel
		Jumlah rows/tray	: 15

**4.9. Spesifikasi Kondensor**

Kode alat	: E - 215
Nama Alat	: Kondensor
Fungsi	: Mengkondensasikan gas nitrogen top produk dari kolom rektifier
Type Alat	: Shell and Tube (horisontal)
Jumlah unit	: 1 (satu)

Kondisi Operasi

Fluida dingin (Udara)	Fluida panas (Nitrogen)
Temperatur masuk : $-179,35^{\circ}\text{C}$	Temperatur masuk : $-165,48^{\circ}\text{C}$
Temperatur keluar : $-178,79^{\circ}\text{C}$	Temperatur keluar : $-165,48^{\circ}\text{C}$
Tekanan : 4 atm	Tekanan : 12 atm
Letak aliran : Tube	Letak aliran : Shell



Spesifikasi

Tube		Shell	
Diameter luar	: 1¼ in	Diameter luar	: 60 in
BWG	: 16	Jarak baffle	: 25 in
Panjang tube	: 12 ft	Jumlah lewatan	: 3
Jumlah lewatan	: 6	Jumlah cross	: 6
Jumlah Tube	: 1008	Bahan konst.	: Mild steel
Susunan	: 1 9/16 in sq. pitch		
Bahan konst.	: Mild steel		
Heat transfer area:	3717,05 ft <sup>2</sup>		
Beban panas	: 4545949,18 Btu/jam		

**4.10. Spesifikasi Menara Stripper**

Nama alat	: Menara Stripper
Kode alat	: ST - 211
Fungsi	: Memisahkan Oksigen cair murni dari campuran oksigen, nitrogen dan argon cair dari kolom rectifier.
Type alat	: Buble cap tray
Jumlah unit	: 1

Kondisi Operasi

Tekanan, atm		Temperatur, °C	
Puncak kolom	: 8 atm	Puncak kolom	: -167,20°C
Dasar kolom	: 8 atm	Dasar kolom	: -156,9°C

Spesifikasi

Menara		Tray	
Diameter, m	: 3,05	Jumlah	: 36
Tinggi, m	: 36,6	Spacing, in	: 24 in
Bahan konst.	: Carbon steel	Type flow	: Cross-flow
		Ukuran cap, in	: 3 7/8 in
		Jumlah cap/tray	: 173
		Bahan konst.	: Carbon steel
		Jumlah rows/tray	: 13

## 4.11. Spesifikasi Reboiler

Kode alat	: E - 216
Nama Alat	: Reboiler
Fungsi	: Untuk penguapan cairan nitrogen dari kolom Stripper
Type Alat	: Thermosyphons (shel and tube)
Jumlah unit	: 1 (satu)

Kondisi Operasi

Fluida panas (Udara)		Fluida dingin (Nitrogen)	
Temperatur masuk	: $-40^{\circ}\text{C}$	Temperatur masuk	: $-156,92^{\circ}\text{C}$
Temperatur keluar	: $-60^{\circ}\text{C}$	Temperatur keluar	: $-156,92^{\circ}\text{C}$
Tekanan	: 8 atm	Tekanan	: 15 atm
Letak aliran	: Tube	Letak aliran	: Shell

Spesifikasi

Tube	Shell
Diameter luar : 1¼ in	Diameter luar : 15¼ in
BWG : 16	Jarak baffle : 12 in
Panjang tube : 10 ft	Jumlah lewatan : 1
Jumlah lewatan : 1	Jumlah cross : 10
Jumlah Tube : 44	Bahan konst. : Mild steel
Susunan : 1 9/16 in sq. pitch	
Bahan konst. : Mild steel	
Heat transfer area: 132,8 ft <sup>2</sup>	
Beban panas : 1483483,265 Btu/jam	

**4.12. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Nitrogen Cair**

Kode alat	: S - 312
Nama alat	: Storage Tank
Fungsi	: Tempat penyimpanan nitrogen produk
Type	: Tangki silinder beralas datar
Jumlah unit	: 1 (satu)

Kondisi Operasi

Tekanan : 12 atm                      Temperatur : -165,5°C

Spesifikasi

Diameter	: 19 m
Tinggi	: 25 m
Kapasitas	: 14662 m <sup>3</sup>
Bahan konstruksi	: Carbon steel

#### 4.13. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Oksigen Cair

Kode alat : S - 312  
 Nama alat : Storage Tank  
 Fungsi : Tempat penyimpanan oksigen produk  
 Type : Tangki silinder beralas datar  
 Jumlah unit : 1 (satu)

#### Kondisi Operasi

Tekanan : 8 atm                      Temperatur :  $-156,92^{\circ}\text{C}$

#### Spesifikasi

Diameter : 18,57 m  
 Tinggi : 24,76 m  
 Kapasitas : 5027,91 m<sup>3</sup>  
 Bahan konstruksi : Carbon steel

#### 4.15. Spesifikasi Pompa Nitrogen Cair

Kode alat : P - 221 A - B  
 Nama alat : Pompa Nitrogen  
 Fungsi : Memindahkan cairan Nitrogen dari kondensor ke tangki penyimpanan nitrogen  
 Type : Centrifugal pump  
 Jumlah unit : 2

#### Kondisi Operasi

Tekanan : 12 atm                      Temperatur :  $-165,48^{\circ}\text{C}$

Spesifikasi

Kapasitas : 90 gpm

Daya : 2 Hp

**4.16. Spesifikasi Pompa Oksigen**

Kode alat : P - 223 A - B

Nama alat : Pompa Oksigen

Fungsi : Memindahkan cairan Oksigen cair ke dalam tangki penyimpanan

Type : Centrifugal pump

Jumlah unit : 2

Kondisi Operasi

Tekanan : 8 atm      Temperatur :  $-156,92^{\circ}\text{C}$

Spesifikasi

Kapasitas : 32 gpm

Daya :  $\frac{1}{2}$  Hp

**4.17. Spesifikasi Turbo Expander**

Kode alat : ET - 411

Nama alat : Ekspansi Turbin

Fungsi : Menurunkan tekanan (merubah fase gas menjadi fase cair)

Type : Turbo ekspander

Jumlah unit : 1



Kondisi Operasi

Tekanan masuk : 31,60 atm      Temperatur masuk :  $-148^{\circ}\text{C}$

Tekanan keluar : 1 atm      Temperatur keluar:  $-195,65^{\circ}\text{C}$

Spesifikasi

Kapasitas : 24000 gpm

Daya : 6365,81 Hp

**4.18. Spesifikasi Heat Exchanger Pada Utilitas**

Kode alat : E - 413

Nama Alat : Refrigerant Heat Exchanger

Fungsi : Untuk pertukaran panas dari Refrigerant yang keluar dari Refrigerant dan dari kompressor

Type Alat : Shell and Tube

Kondisi Operasi**Fluida dingin**

Temperatur masuk :  $-195,65^{\circ}\text{C}$

Temperatur keluar :  $-70,15^{\circ}\text{C}$

Tekanan : 1 atm

Letak aliran : Tube

**Fluida panas**

Temperatur masuk :  $40^{\circ}\text{C}$

Temperatur keluar :  $-83^{\circ}\text{C}$

Tekanan : 31,6 atm

Letak aliran : Shell

Spesifikasi**Tube**

Diameter luar : 1 in

BWG : 16

**Shell**

Diameter luar : 60 in

Jarak baffle : 45 in

Panjang tube : 16 ft Jumlah lewatan : 1  
 Jumlah lewatan : 2 Jumlah cross : 4  
 Jumlah Tube : 1624 Bahan konst. : Mild steel  
 Susunan : 1 ¼ in sq. pitch  
 Bahan konst. : Mild steel  
 Heat transfer area : 5983,46 ft<sup>2</sup>  
 Beban panas : 22192423,58 Btu/jam

#### 4.19. Spesifikasi Pompa Air Kebutuhan Pabrik

Kode alat : Pompa P - 421 A - B  
 Nama alat : Pompa storage tank  
 Fungsi : Untuk memompakan air dari storage tank  
           ke recycle storage  
 Type : Centrifugal pump  
 Jumlah unit : 2

#### Kondisi Operasi

Tekanan : 1 Temperatur : 30°C

#### Spesifikasi

Kapasitas : 2853,31 gpm  
 Daya : 36,09 Hp

#### 4.20. Spesifikasi Pompa Air Pendingin

Kode alat : P - 422 A - B  
 Nama alat : Pompa air pendingin

Fungsi : Untuk memompakan air pendingin dari  
recycle tank ke dalam cooler utilitas

Type : Centrifugal pump

Jumlah unit : 2

**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 Temperatur : 30°C

**Spesifikasi**

Kapasitas : 9798 gpm

Daya : 162,02 Hp

**4.21. Spesifikasi Pompa Air Pendingin**

Kode alat : P - 422 A - B

Nama alat : Pompa air pendingin

Fungsi : Untuk memompakan air pendingin dari  
recycle tank ke dalam cooler proses

Type : Centrifugal pump

Jumlah unit : 2

**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 Temperatur : 30°C

**Spesifikasi**

Kapasitas : 4452,09 gpm

Daya : 75,24 Hp

#### 4.22. Spesifikasi Water Storage Tank

Kode alat : T - 411 A - B  
Nama alat : Water storage tank  
Fungsi : Tempat penampungan air yang diambil dari PAM

Type : Segi empat

Jumlah unit : 2

##### Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm                      Temperatur : 30°C

##### Spesifikasi

Capasitas : 1526 m<sup>3</sup>

Ukuran : 14 m x 12 m x 9 m

#### 4.23. Spesifikasi Recycle storage tank

Kode alat : T - 412

Nama alat : Recycle storage tank

Fungsi : Tempat penampungan air untuk kebutuhan cooler

Type : Segi empat

Jumlah unit : 2

##### Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm                      Temperatur : 30°C

**Spesifikasi**

Capasitas : 1906 m<sup>3</sup>  
 Ukuran : 14 m x 14 m x 9,72 m

**4.24. Spesifikasi Kompresor Untuk Refrigerant**

Kode alat : K - 411  
 Nama alat : Kompresor Refrigerant  
 Fungsi : Menaikkan tekanan refrigerant  
 Type : Centrifugal Compressor  
 Jumlah unit : 1 (2 stage)

**Kondisi Operasi**

	<b>Tekanan</b>	<b>Temperatur</b>
Masuk	: 1 atm	Masuk : -70,15°C
Keluar	: 31,6 atm	Keluar : 313,53°C

**Spesifikasi**

Jumlah Stage : 2  
 Power : 32140,05 Hp  
 Penggerak : Motor Listrik  
 Bahan Konst. : Stainless steel

**4.25A. Spesifikasi Cooler Utilitas**

Kode alat : E - 412 A  
 Nama alat : Cooler



Fungsi : Mendinginkan refrigerant yang keluar dari kompressor K - 411

Type : Shell dan Tube

Jumlah unit : 1

### Kondisi Operasi

Fluida Panas (nitrogen)	Fluida dingin (air)
Temperatur masuk : 101,8°C	Temperatur masuk : 28°C
Temperatur keluar : 40°C	Temperatur keluar : 35°C
Tekanan masuk : 31,6 atm	Tekanan masuk : 1 atm
Tekanan keluar : 31,6 atm	Tekanan keluar : 1 atm
Letak aliran : Sheel	Letak aliran : Tube

### Spesifikasi

Tube	Sheel
Diameter luar : 1 in	Diameter dalam : 54 in
BWG : 16	Jumlah lewatan : 1
Panjang : 14 ft	Jarak baffle : 47 in
Jumlah tube : 1268	Jumlah cross : 4
Jumlah lewatan : 4	Bahan konst. : Mild steel
Susunan tube : 1½ in sq.pitch	
Bahan konstruksi : Mild steel	
Reat transfer area: 4636,94 ft <sup>2</sup>	
Beban panas : 1115920,08 Btu/jam	

#### 4.25B. Spesifikasi Cooler Utilitas

Kode alat : E - 412 B  
 Nama alat : Cooler  
 Fungsi : Mendinginkan refrigerant yang keluar dari kompressor K - 412

Type : Shell dan Tube

Jumlah unit : 1

#### Kondisi Operasi

Fluida Panas (nitrogen)	Fluida dingin (air)
Temperatur masuk : 313,53 <sup>o</sup> C	Temperatur masuk : 28 <sup>o</sup> C
Temperatur keluar : 40 <sup>o</sup> C	Temperatur keluar : 35 <sup>o</sup> C
Tekanan masuk : 31,6 atm	Tekanan masuk : 1 atm
Tekanan keluar : 31,6 atm	Tekanan keluar : 1 atm
Letak aliran : Sheel	Letak aliran : Tube

#### Spesifikasi

Tube	Sheel
Diameter luar : 1 in	Diameter dalam : 54 in
BWG : 16	Jumlah lewatan : 1
Panjang : 14 ft	Jarak baffle : 47 in
Jumlah tube : 1268	Jumlah cross : 4
Jumlah lewatan : 4	Bahan konst. : Mild steel
Susunan tube : 1½ in sq.pitch	
Bahan konstruksi : Mild steel	
Reat transfer area: 4636,94 ft <sup>2</sup>	
Beban panas : 1115920,08 Btu/jam	

## BAB V

# INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

### 5.1. Instrumentasi

Untuk mendapatkan hasil seperti yang diharapkan, maka di perlukan kondisi operasi yang baik. Untuk menjaga kondisi proses yang diperlukan serta keamanan dalam pabrik, perlu diadakan suatu sistem control yang baik kontinyu terhadap jalannya proses.

Sistem kontrol dijalankan dengan memakai peralatan antara lain :

1. Penunjuk sesaat (indicating)
2. Pencatatan data secara kontinyu (recording)
3. Pengontrolan (controlling)

Dengan menggunakan alat-alat kontrol (instrumentasi) tersebut, diharapkan akan dapat :

1. Mengetahui dan melokalisir kerusakan serta kebocoran pada alat-alat dengan cepat.
2. mengukur semua kondisi operasi pada setiap aliran atau peralatan seperti temperatur, tekanan, laju alir, dan tinggi permukaan (level).

Selain mengontrol unsur-unsur tersebut di atas, instrumentasi dapat juga berfungsi untuk menjaga kualitas produk dan juga dapat membantu dalam keselamatan

kerja. Pengendalian peralatan proses dapat dilakukan secara otomatis dan semi otomatis.

**a. Secara otomatis**

Instrumen diatur pada kondisi tertentu, jika terjadi penyimpangan variabel yang dikontrol maka secara langsung instrumen bekerja untuk mengembalikan variabel tersebut pada kondisi yang telah ditetapkan. Instrumen jenis ini biasa bekerja sebagai pengendali (controller).

**b. Secara semi otomatis**

Alat ini hanya mencatat perubahan-perubahan yang terjadi bila ada penyimpangan variabel yang dikontrol. Perubahan-perubahan yang terjadi diatasi secara manual untuk mengembalikan variabel tersebut pada kondisi yang ditetapkan. Instrumen ini biasanya bekerja sebagai pencatat (recorder) atau indikator.

Untuk menentukan instrumentasi yang diperlukan dalam suatu peralatan perlu ditinjau kondisi input dan kondisi output serta kondisi operasi yang menjadi persyaratan. Pemilihan serta pemakaian instrumentasi harus menguntungkan baik ditinjau dari segi proses maupun segi ekonomis. Kriteria tersebut meliputi :

1. mudah dalam pengoperasian
2. mudah dalam perawatan dan perbaikan
3. harga relatif murah dengan kualitas yang memadai



## 5.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja harus mendapat perhatian khusus dalam merencanakan sebuah pabrik. Jaminan keamanan terhadap berbagai kemungkinan bahaya akan menjamin produktifitas kerja yang baik, karena karyawan dapat bekerja dengan tenang dan penuh konsentrasi pada pekerjaannya.

Beberapa bahaya yang mungkin terjadi dalam pabrik oksigen antara lain bahaya kebakaran, peledakan, bahaya kesehatan, dan bahaya mekanis. Dari segi perencanaan, usaha-usaha yang dapat dilakukan untuk mencegah atau memperkecil bahaya yang tersebut di atas adalah sebagai berikut :

1. Pada daerah proses yang rawan/berbahaya dipasang papan peringatan yang mudah terlihat oleh karyawan
2. Mencegah adanya kebocoran-kebocoran gas, baik pada peralatan maupun pada perpipaan dengan memakai jaket yang memadai.
3. Permukaan yang panas diberikan isolasi secukupnya, begitu juga pada bahagian mesin yang bergerak diberikan kerangka penutup yang sesuai



Instrumenrtasi yang digunakan pada diagram alir (flow sheet) perencanaan pabrik oksigen ini menggunakan simbol huruf seperti yang ditunjukkan pada 5.1.

Tabel 5.1. Simbol Huruf Instrumentasi

No	Huruf	Huruf pertama	Huruf ke dua	Huruf ke tiga
1	C		Controller	Controller
2	F	Flow		
3	I		Indikator	
4	L	Level		
5	P	Pressure		
6	R		Recorder	
7	T	Temperatur		

Instrumenrtasi yang dipasang pada peralatan proses dapat dilihat pada tabel 5.2.

Tabel 5.2. Instrumentasi Pada Peralatan

No	nama Alat	Kode	Instrumen
1	Air Filter	AF- 111	FIC
2	Kompresor stage I	K - 211	PI, TI
3	Intercooler	E - 211	TIC
4	Kompresor stage II	K - 212	PI, TI
5	Cooler	E - 212	TIC
6	Kompresor stage III	K - 213	PI, TI
7	Molecular sieve	MS- 211	TI
8	Heat exchanger	E - 213	FIC, TIC
9	Refrigerator	E - 214	TIC
10	Rectifier	R - 211	FIC, LIC, TIC
11	Condensor	E - 215	PIC
12	Stripper	ST- 211	LIC, PIC, TIC
13	Reboiler	E - 216	TIC
14	Seperator	SP- 217	LIC
15	Tangki penyimpan N <sub>2</sub>	S - 311	FR, LI, PIC, TI
16	Tangki penyimpan O <sub>2</sub>	S - 312	FR, LI, PIC, TI

4. Sistem pemadam kebakaran harus disesuaikan dengan sirkulasi arus proses, sehingga apabila terjadi kebakaran api akan mudah dilokalisasi dengan cepat
5. Jaringan listrik pada daerah proses diberikan isolasi khusus yang tahan panas.
6. Pada peralatan yang tinggi diberikan penangkal petir
7. Jaringan perpipaan di atas tanah dipasang paling rendah pada ketinggian 2 meter, sedangkan pipa-pipa yang terletak pada tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengalami lalu lalang pekerja.
8. Pada daerah proses yang rawan atau memakai bahan-bahan yang berbahaya ( beracun ) seperti di laboratorium, diharuskan setiap orang menggunakan masker pelindung terhadap kemungkinan keracunan atau bahaya.
9. Dipasang alarm, guna bila terjadi bahaya dapat segera diketahui serta adanya tempat berkumpul para karyawan
10. Diberi petunjuk arah angin agar bila terjadi kebocoran karyawan akan segera dapat menyingkir ke tempat yang lebih aman.

Meskipun dari segi perencanaan kemungkinan terjadi bahaya diusahakan sekecil mungkin, namun faktor manusia dan kesadaran para karyawan sangat berperan dalam keselamatan kerja. Oleh karena itu perlu disiapkan

program latihan untuk menghadapi keadaan bahaya. Dengan adanya latihan secara periodik, tentunya kesadaran karyawan akan dapat selalu ditingkatkan.



## **BAB VI**

### **UTILITAS**

Utilitas merupakan sarana penunjang untuk berlangsungnya kegiatan suatu pabrik, bagian ini merupakan kebutuhan yang cukup penting dari pabrik tersebut untuk kelancaran produksinya.

#### **6.1. Kebutuhan Refrigerant**

Dalam hal ini refrigerant dibutuhkan untuk mendinginkan udara dari  $-23^{\circ}\text{C}$  menjadi  $-160,30^{\circ}\text{C}$  pada refrigerator A dan pada refrigerator B mendinginkan udara dari  $-23^{\circ}\text{C}$  menjadi  $-154,25^{\circ}\text{C}$ . Udara yang keluar dari refrigerator A dimasukkan ke dalam rectifier sedangkan udara yang keluar dari refrigerator B digunakan sebagai media pendingin pada condensor. Untuk kebutuhan tersebut digunakan senyawa nitrogen sebanyak 68718,98 kg/jam. Agar berlangsung sirkulasi refrigerant ini maka di sini diperlukan dua buah kompresor, alat penukar panas, dan sebuah turbo-expander yang spesifikasinya dapat dilihat pada Bab IV, sedangkan perhitungannya tercantum pada lampiran Perhitungan Utilitas.



## 6.2. Kebutuhan Air

Kebutuhan air pada pabrik ini yaitu untuk digunakan sebagai media pendingin pada intercooler, cooler sebanyak 3.240.112,07 kg/jam, untuk sanitasi sebanyak 7200 kg/hari, dan untuk air hidrant sebanyak 10.000 kg/hari. Air ini diperoleh dengan memompa air dari sungai juga diperoleh dengan menggunakan jasa PAM sebagai air sanitasi sebanyak 15.569,73794 m<sup>3</sup>/hari. Untuk menjaga agar tidak terjadi kemacetan dalam hal persediaan air maka disediakan dua buah bak penampung untuk kapasitas satu minggu pemakaian dengan ukuran 14 x 12 x 9,10 m. di samping itu juga disediakan dua buah bak penampung air pendingin yang berukuran 14 x 14 x 9,72 m, ini dimaksudkan agar air yang keluar dari intercooler dan cooler dapat disirkulasi kembali, sehingga akan menghemat dalam penggunaan air. Bak penampung ini direncanakan dapat menampung air untuk 10 jam operasi.

## 6.3. Kebutuhan Listrik

Tenaga listrik dibutuhkan untuk menggerakkan motor turbin, pompa, kompresor, dan untuk penerangan. Kebutuhan listrik keseluruhan adalah 70.000 hp. Untuk memenuhi kebutuhan listrik tersebut yaitu diperoleh dari jasa PLN dan untuk memenuhi kebutuhan pada saat-saat



tertentu maka disediakan dua buah diesel cadangan dengan daya generator 35.000 hp.



## **BAB VII**

### **LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK**

#### **7.1. lokasi Pabrik**

Pabrik oksigen ini direncanakan di Ujung Pandang (Daerah Daya, Kawasan Industri). Disini diharapkan segala masalah peraturan pemerintah daerah dapat diatasi, karena daerah tersebut merupakan Daerah Zone Industri untuk Kawasan Indonesia Timur (KIT). pemilihan lokasi pabrik didaerah tersebut didasarkan juga pada beberapa pertimbangan lain yaitu :

##### **1. Pemasaran**

Hasil produksi diharapkan dapat dipasarkan di dalam negeri yaitu untuk berbagai kebutuhan, maka dalam hal pemasaran produk diutamakan untuk memenuhi kebutuhan di Kawasan Indonesia Timur khususnya dan Indonesia umumnya. Ditinjau dari perkembangan industri yang semakin meningkat seperti terlihat di Kawasan Indonesia Timur yaitu dengan adanya beberapa pabrik raksasa yang akan direncanakan di Ujung Pandang akan didirikan: pengelasan kapal, bidang kedokteran, bidang laboratorium dan juga banyak industri-industri kecil lainnya, hal ini akan memungkinkan pemasaran oksigen untuk berbagai pabrik tersebut lebih luas.

## 2. Sarana Utilitas

Karena kebutuhan air dari pabrik oksigen tidak terlalu besar, maka untuk memenuhi kebutuhan tersebut dapat digunakan air dari PAM yang ada di Ujung Pandang dan air sungai Tallo. Untuk kebutuhan listrik dapat digunakan listrik dari PLN Cabang Ujung Pandang, dan juga disediakan dua unit pembangkit listrik untuk kebutuhan mendesak.

## 3. Tenaga Kerja

Untuk kebutuhan tenaga kerja di Ujung Pandang seperti saat ini tidak mengalami kesulitan dan juga tenaga yang dibutuhkan tidak terlalu banyak, sedangkan untuk kebutuhan tenaga ahli dapat diserap dari berbagai perguruan tinggi yang ada di Indonesia.

## 4. Transportasi

Sarana transportasi baik transportasi laut maupun transportasi darat pada lokasi pabrik yang direncanakan sangat strategis, karena daerah tersebut dekat pelabuhan, di Ujung Pandang sedangkan transportasi darat juga dinilai sangat memadai.

### 7.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau penyusunan peralatan proses dan fasilitas pabrik lainnya, sehingga dapat berfungsi efektif dan aman.

Dalam Perencanaan tata letak pabrik, tujuan yang hendak dicapai adalah :

1. Memberi gairah kerja yang lebih tinggi
2. Memberi efisiensi yang lebih tinggi
3. Memberi jaminan keselamatan kerja yang lebih baik
4. Memudahkan perbaikan serta pemeliharaan
5. Menekan biaya produksi serendah mungkin

Untuk mencapai hal-hal tersebut di atas, maka banyak faktor yang perlu diperhatikan antara lain :

1. Peletakan peralatan proses yang berada diluar gedung diatur sedemikian rupa sehingga memudahkan pengawasan oleh operator dan pihak yang bersangkutan di lapangan.
2. Fasilitas untuk karyawan seperti WC, kantin dan mushalla diusahakan letaknya yang sesuai sehingga tidak mengganggu terhadap jalannya proses.
3. Tersedia areal untuk kemungkinan perluasan pabrik pada masa yang akan datang.

Berdasarkan dari berbagai pertimbangan di atas, maka tata letak pabrik serta penyusunan alat-alat proses dapat diperlihatkan seperti pada ambar 7.1 dan 7.2.

## **BAB VIII**

### **ORGANISASI PERUSAHAAN**

Untuk kelancaran dari perusahaan serta memudahkan pengawasan, maka perlu diperhatikan beberapa faktor penting yaitu bentuk perusahaan, struktur organisasi perusahaan, jadwal kerja dari karyawan, dan jumlah karyawan serta sistem penggajian.

#### **8.1. Bentuk Perusahaan**

Bentuk badan hukum perusahaan yang dipilih untuk pembuatan oksigen cair yang direncanakan adalah bentuk badan usaha "Perseroan Terbatas (PT)" yaitu bentuk badan usaha persekutuan yang mempunyai modal usaha dari beberapa orang, di mana setiap sekutu turut ambil bahagian sebanyak satu lebih pemegang saham. Pemilihan bentuk badan usaha tersebut didasarkan kepada beberapa pertimbangan antara lain :

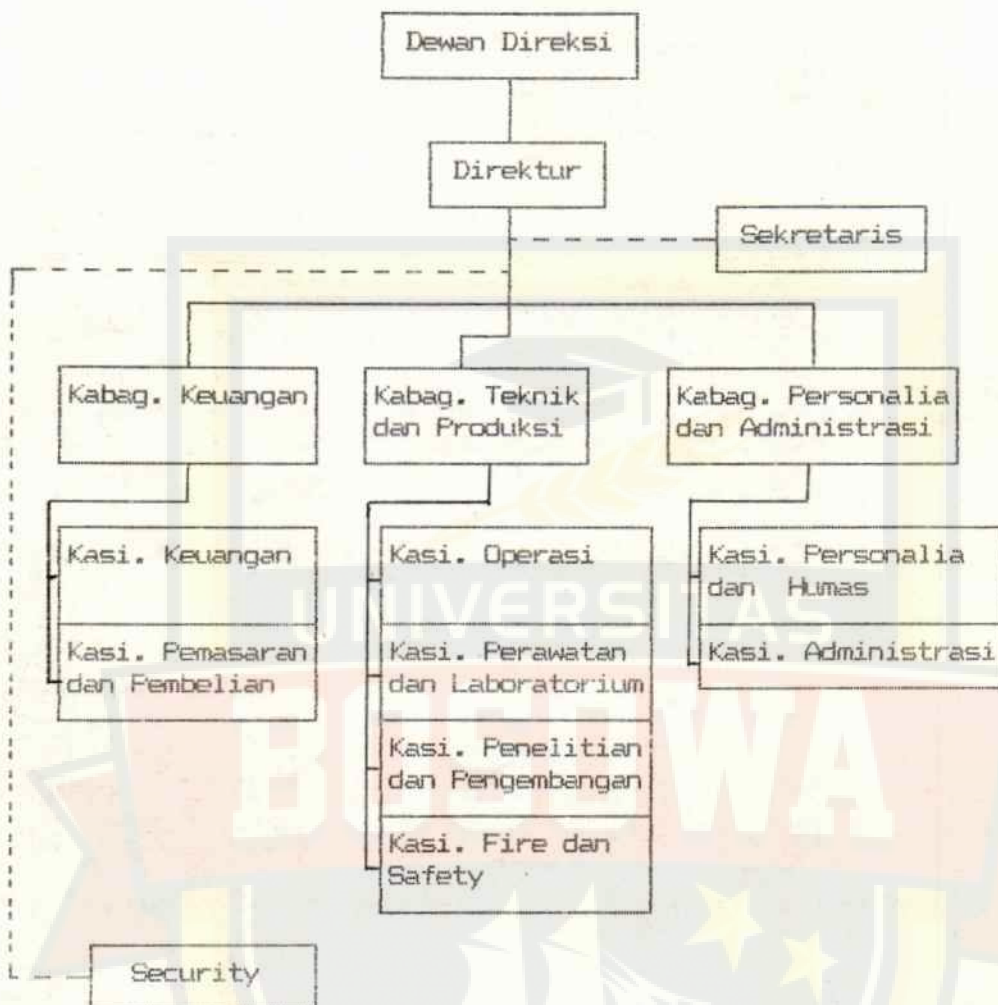
1. Sumber modal mudah dipeperoleh, karena terdiri dari beberapa pemegang saham (pemilik saham)
2. Pemilik saham adalah pemilik perusahaan
3. Pemilik saham dan pelaksana perusahaan terpisah satu dengan yang lainnya, di mana pelaksana perusahaan adalah pemimpin perusahaan
4. Pelaksana (pimpinan) perusahaan dipilih oleh pemilik saham



5. Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi pemilik saham
6. Wewenang dan tanggung jawab pemilik saham terbatas karena segala kegiatan perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan
7. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin

## 8.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Menurut pola hubungan kerja, bentuk organisasi perusahaan yang sesuai untuk pabrik oksigen cair yang direncanakan adalah bentuk organisasi yang berbentuk garis, di mana struktur organisasinya adalah seperti pada gambar 8.



Struktur Organisasi Pabrik Oksigen Cair Dari Udara

### 8.3. Jadwal Kerja dan Pembagian Golongan Kerja

Pabrik beroperasi selama 330 hari per tahun dan bekerja kontinyu selama 24 jam setiap hari. Sisa waktu setiap tahunnya digunakan untuk "shut down" dan perbaikan peralatan pabrik. Menurut waktu kerja, karyawan dibagi atas dua golongan yaitu karyawan non shif dan karyawan shif.

Jadwal kerja masing-masing karyawan adalah sebagai berikut :

#### a. Karyawan Non Shift

Hari	Jam kerja	Istirahat
Senin - Kamis	07.00 - 16.00	12.00 - 13.00
Jumat	07.00 - 17.00	12.00 - 14.00
Sabtu	07.00 - 12.00	-
Minggu	-	-

#### b. Karyawan Shift

Jadwal kerja dari karyawan shift pada Pabrik Oksigen Cair di mana dalam satu hari (24 jam) terdiri dari 3 shift yaitu:

Shift I : jam 08.00 - 16.00

Shift II : jam 16.00 - 24.00

Shift III: jam 24.00 - 08.00

Untuk memenuhi kebutuhan pabrik, karyawan shift terdiri dari 4 regu (kelompok), di mana 3 kelompok bekerja dan 1 kelompok istirahat. Jadwal kerja masing-masing kelompok shift adalah seperti pada tabel 9.1

Tabel 8.1. Jadwal Kerja Karyawan Yang Dikenakan Shift

Hari/Regu	M	S	S	R	K	J	S	M	S	S	R	K	J	S	M	S
I	L	L	P	P	S	S	M	M	M	L	L	P	P	S	S	S
II	P	P	S	S	M	M	L	L	L	P	P	S	S	M	M	M
III	S	S	M	M	L	L	P	P	P	S	S	M	M	L	L	L
IV	M	M	L	L	P	P	S	S	S	M	M	L	L	P	P	P

Keterangan :

- P = pagi
- S = siang
- M = malam
- L = libur

#### 8.4. Jumlah Karyawan dan Sistem Penggajian

Perencanaan jumlah karyawan serta gaji untuk karyawan ditabelkan seperti tabel 9.2 berikut :

Tabel. 9.2. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jabatan	Jumlah (orang)	Gol	Gaji/bulan Rp	Total Rp
Manager	1	I	2.500.000	2.500.000
sekretaris manager	1	II	750.000	750.000
Kepala Bahagian	3	II	1.250.000	3.750.000
Kepala Seksi	8	III	950.000	7.600.000
Sekretaris	3	IV	400.000	1.600.000
Shift Supervisor	6	V	700.000	4.200.000
Karyawan Shift	24	VI	550.000	13.200.000
Karyawan non Shift	21	VI	450.000	9.450.000
Pesuruh	5	VII	175.000	875.000
Kepala Security	1	VI	250.000	250.000
Security	5	VI	225.000	1.125.000
Jumlah	72			45.300.000

**Keterangan :**

- Untuk golongan I, II, dan III berkemampuan sarjana dan diutamakan yang berpengalaman.
- Untuk golongan IV (sekretaris) berpendidikan Sarjana Muda.
- Untuk golongan V dan VI berpendidikan Sarjana Muda dan SMA.
- Untuk golongan VII diutamakan yang berpengalaman dibidangnya.



## **BAB IX**

### **ANALISA EKONOMI**

Untuk mengetahui sebuah proyek (pabrik) yang direncanakan menguntungkan atau tidak, maka perlu dilakukan analisa ekonomi dari pabrik tersebut. Analisa ekonomi meliputi :

1. Investasi yang harus dikeluarkan untuk pendirian pabrik sampai pabrik dapat dioperasikan (Capital Investment)
2. Analisa untung rugi (Profitability Analisis), jika pabrik tersebut didirikan

#### **9.1. Capital Investment**

Capital investment adalah jumlah uang yang harus dikeluarkan agar sebuah pabrik baru dapat terwujud dan siap untuk beroperasi. Secara garis besar capital investment dapat dibagi dua yaitu :

1. Fixed Capital Investment (FCI), yaitu jumlah uang yang harus dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan seluruh peralatan proses serta perlengkapan penunjangnya
2. Working Capital, yaitu uang yang harus dikeluarkan setelah pabrik berdiri, uang ini dimaksudkan untuk pembiayaan pabrik pada awal masa operasi. Pembiayaan

ini meliputi biaya start-up, gaji karyawan, serta kebutuhan lain

Karena keterbatasan data yang dibutuhkan untuk membuat analisa ekonomi secara terinci ( detail estimate ), maka dalam pra rancangan ini analisa ekonomi dengan metode "study estimate" (factored estimate). Study estimate adalah metode di mana semua inventasi pabrik dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik. Perhitungannya terdapat pada lampiran D.

Inventasi yang harus dikeluarkan untuk pabrik oksigen cair dengan kapasitas 5 ton / jam adalah sebesar Rp 107.171.150.000.

## 9.2 Analisa Profitability

Dalam analisa profitability digunakan beberapa asumsi yaitu :

- Umur pabrik 15 tahun dengan kapasitas produksi masing-masing adalah :
  - tahun pertama = 70%
  - tahun kedua = 85%
  - tahun ke 3 s/d 15 = 100%
- Pajak pendapatan 35 % dari laba kotor
- Discount faktor dianggap 15 % per tahun

### 9.2.1 Interest Rate Of Return ( IRR )

Interest rate of return didefinisikan sebagai beban discount yang mampu ditanggung oleh sebuah perusahaan sedemikian rupa sehingga cumulative present value hingga akhir umur perusahaan sama dengan jumlah investasi yang ditanam .

Harga cumulative present value pada berbagai harga discount dapat dilihat pada tabel D (lampiran D). Pada tabel tersebut terlihat bahwa pada discount 0,202934 perbandingan cumulative present value terhadap investasi adalah 1 (  $R = 1$  ), berarti  $IRR = 20,2934\%$  .

### 9.2.2 Cash Flow

Pembuatan cash flow dimaksudkan untuk mengetahui sampai berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanam. Cash flow dari pabrik yang direncanakan dapat dilihat pada tabel 9 dan perhitungannya terdapat pada lampiran C.

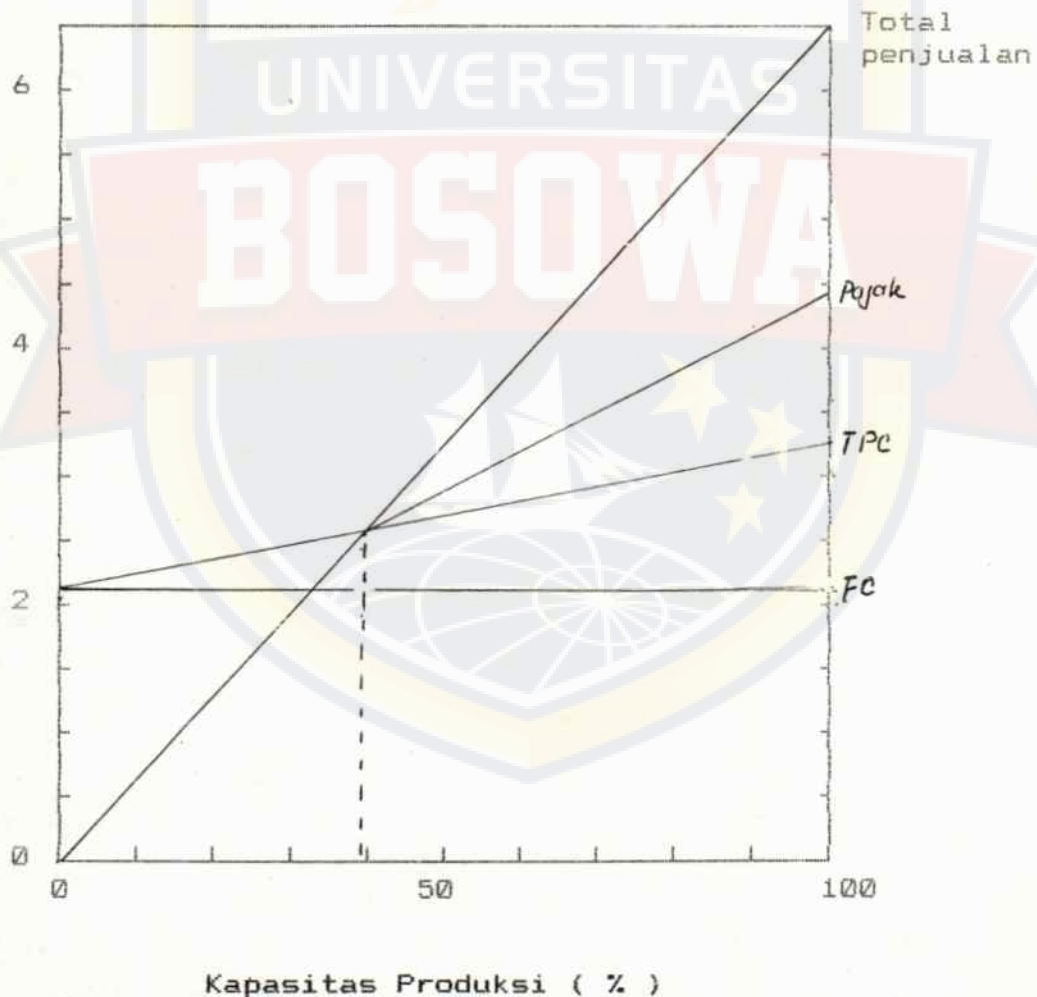
### 9.2.3 Laju Pengembalian Modal

Laju pengembalian modal adalah perbandingan antara uang yang diperoleh setiap tahun terhadap total investasi. Dari hasil perhitungan pada lampiran C didapat laju pengembalian modal ( rate of investment )

adalah 23,02 % dan waktu pengembalian modal adalah 4 tahun.

#### 9.2.4 Break Even Point ( BEP )

Break even point merupakan kondisi di mana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi atau disebut dengan titik impas. Dari perhitungan pada lampiran D didapat  $BEP = 39,48 \%$ , atau secara grafik ditunjukkan pada gambar 9.



Gambar 9. Break Even Point Pabrik Oksien

## BAB XI

### KESIMPULAN

Proses pembuaatan oksigen cair dari udara pada umumnya dilakukan pada tekanan tinggi dan temperatur rendah. Dalam prarencana ini proses yang dipilih adalah Linde Franklcycle, dimana proses ini beroperasi pada tekanan 4 - 15 atm.

Kapasitas produksi dari pabrik yang direncanakan adalah 5 ton per jam oksigen cair dan mempunyai produk samping yaitu nitrogen cair 13,135 ton/jam. Tenaga kerja yang dibutuhkan berjumlah 84 orang yang terbagi dalam 2 kelompok kerja yaitu karyawan Shift dan karyawan Non - Shift.

Lokasi pabrik direncanakan di Ujung Pandang yaitu di daerah Kawasan Industri Makassar ( KIMA ), karena daerah tersebut merupakan daerah zona industri sehingga lebih memudahkan pemasaran produksi yang dihasilkan.

Dari hasil analisa ekonomi, ternyata pabrik teresebut cukup layak untuk diteruskan ke tahap perencanaan yang lebih terrinci. Perincian hasil rancangan pendahuluan adalah :

1. Investasi : Rp 120.513.958.200
2. Pay Out Time : 4 tahun
3. Interest Rate of Return : 20,29 %



## DAFTAR PUSTAKA

1. Anonimuous, 1983, "ASME Boiler and Pressur Vessel Code" Section VIII, Devision II
2. Anonimous, Maret 1988, "Economic Indicator", Chemical Engineering.
3. Anonimuos, 1979, "PT. Asean Aceh Fertilizer", Tokyo Engineering Corp.
4. Bennet, N.B., dan Rumondang Silalahi, 1985, Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja, PT. Pustaka Binaman, Jakarta.
5. Buthod, P., 1983, Pressuree Vessel Handbook, Sixth Edition, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc., Tulsa.
6. Campbell, J.M., 1984, Gas Conditioning and Processing, The Equipment Modulus, volume II, Sixth Edition, Campbell Petroleum Series, Oklahama, USA.
7. Jelen, F.C., Black, J.H., 1983, Cost and Optimazation Engineering, second edition, Mc Graw-Hill Book Company, New York.
8. Kent, A.J., 1983, Reigel's Handbook of Industrial Chemistry, Eight Edition, Van Nostrand Reinhold Company, New York.
9. Kern, D.Q. 1965, Process Heat Transfer, International Student Edition, Mc Graw- Hill International Book Company, Tokyo.
10. Lapina, P.R., 1982, Estimating Centrifugal Compressor Performance, Volume I, Gulf Publishing Company, Texas.
11. Ludwig, E.E, 1979, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant, Volume I, Second Edition, Gulf Publishing Company, Louisiana, USA.
12. Mc Cabe and Smith., 1976, Unit Operation of Chemical Engineering, Third Edition, Mc Graw- Mill Kogakusha Tokyo.
13. Othmer, D.F., Kirk, R.E., 1950, Encyclopedia of Chemical Technology, volume 10, Second Edition, The Inter Science Encyclopedia Inc., New York.

14. Perry, R.H., Don Green, 1985, Perry's Chemical Engineering Handbook, International Student Edition Mc Graw-Hill Book Company, Tokyo.
15. Peter, H.S., Timmerhaus, 1980, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Third Edition, Mc Graw Hill Book Company, New York.
16. Read, R.C., Prausnitz, J.M., Sherwood, T.K., The Properties of As and Liquid, Third Edition, Mc Graw-Hill Book Company, New York.
17. Schwitzer, P., 1979, Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers, Mc Graw - Hill Book Company, New York.
18. Smith, J.M., Van Ness, H.C., 1975, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic, Third Edition, Inetrnational Student Edition Mc Graw-Hill Book Company, New York.
19. Winkle, M.V., 1967, Distilation, Chemical Engineering Series, Mc Graw-Hill Book Company, New York.



## LAMPIRAN A

### PERHITUNGAN NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

#### A.1. PERHITUNGAN NERACA MASSA PADA KOLOM RECTIFIER

Disini tekanan ditetapkan 12 Atm yaitu didasarkan pada data yang didapat di PT AGI (data sheet) dimana tekanan operasinya yang dibolehkan adalah  $10 \text{ kg/cm}^2.G$

Komposisi produk :  $N_2 = 0,9960$  (sebagai komponen kunci ringan)

$O_2 = 0,0034$  (sebagai komponen kunci berat)

$Ar = 0,0006$

Apabila suatu cairan terdiri dari beberapa komponen (Multy Komponen) dengan mol masing-masing komponen dinyatakan dengan  $X_i$ , maka pada temperatur dew point, jumlah fraksi mol dalam fase uap yang berkesetimbangan dengan cairan tersebut : 1 atau secara matematik  $\sum Y_i = 1$

Apabila campuran uap dan cairan tersebut dianggap ideal maka hubungan komposisi fasa uap dengan fasa cair dapat dinyatakan :

$$\sum Y_i = \frac{P_i \text{ Sat.} X_i}{P_t}$$

dimana :

$P_i \text{ Sat}$  = tekanan uap jernih (ft).mmHg

$P_t$  = tekanan total mmHg

Menurut persamaan Antoine

$$\ln P_i \text{ Sat} = A - \frac{B}{T + C}$$

dimana A, B, C = konstanta antoine, tergantung kepada zat masing-masing

T = Temperatur mutlak ( $^{\circ}\text{K}$ )

Tabel A1. Konstanta-konstanta Antoine

Komponen	A	B	C
N <sub>2</sub>	14,9542	586,7200	- 6,60
Ar	15,2330	700,5100	- 5,84
O <sub>2</sub>	15,4075	734,5500	- 6,45

Berdasarkan rumus antoine, maka dengan coba-coba didapat temperatur dew point =  $107.52015^{\circ}\text{K}$ , dimana dapat angka-angka seperti tabel A2.

Tabel A2. Komposisi Uap dan Relatif Volalitas Dari Masing-masing Komponen Pada = 107.52015<sup>o</sup> K

Komponen	$X_i$	$P_i.Sat$	$Y_i : \frac{P_i.Sat.X_i}{P_t}$	$\alpha = \frac{P_i}{P_{O2}}$
N2	0,9960	12,02946	0,998445	2,66686
Ar	0,0006	5,53083	0,000276	1,22615
O2	0,0034	4,51072	0,001278	1,00000
Total	1,00000		0,999999	

Perhitungan temperatur uap masuk (pada keadaan uap jenuh) maka derajat volatilitas ( $\alpha$ ) dan temperatur dew point dapat dihitung dengan cara sama, sehingga didapat  $T = 112,7009^{\circ}K$  dan didapat angka-angka seperti pada tabel A.3

Tabel A3. Komposisi dan Relatif Volatilitas Dari Masing-masing Komponen Pada = 112,7009<sup>o</sup> K

Komponen	$X_i$	$P_i$	$Y_i$	$\alpha$
N2	0,58044	15,993798	0,773620	2,487735
Ar	0,01481	7,724037	0,009532	1,201426
O2	0,40475	6,429068	0,216847	1,000000
Total			0,999999	



Relatif volatilitas rata-rata ( $\alpha$ ) dihitung dengan rumus :

$$\alpha_i = (\alpha_{top} \times \alpha_{feed})^{1/2}$$

Relatif volatilitas untuk masing-masing komponen adalah :

$$\begin{aligned} \alpha_{N_2} &= (2,66686 \times 2,487735)^{1/2} \\ &= 2,575741 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_{Ar} &= (1,22615 \times 1,201426)^{1/2} \\ &= 1,213725 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_{O_2} &= (1 \times 1)^{1/2} \\ &= 1 \end{aligned}$$

Jumlah aliran massa pada bagian bawah (bottom) kolom dan komposisi masing-masing komponen di hitung dengan anggapan bahwa jumlah mol uap dan cairan tetap disepanjang kolom (constant molar overflow), sehingga :

$$B = R \times D$$

Dimana :

B = aliran bawah

D = aliran atas destilat

R = reflux ratio

Untuk menetapkan harga R perlu di hitung harga R<sub>min</sub>. terlebih dahulu yaitu dengan menggunakan persamaan under wood.

$$R_{\min} = \sum \frac{\alpha_i \cdot X_{Di}}{\alpha_i - \theta} - 1$$

dimana  $\theta$  adalah suatu konstanta yang dihitung dengan cara coba-coba sehingga diperoleh persamaan, sebagai berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i \times F_{,i}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

umpam masuk berupa uap jenuh, maka  $1 - q = 1$  atau

$$\sum \frac{\alpha_i \times F_i}{\alpha_i - \theta} = 1$$

dengan coba-coba di dapat  $\theta = 1,37218845$

sehingga :

$$\begin{aligned} R_{\min} &= \frac{2,515741 \times 0,996}{2,515741 - 1,37218845} + \frac{1,213725 \times 0,0006}{1,213725 - 1,37218845} + \frac{1 \times 0,0034}{1 - 1,37218845} - 1 \\ &= 2,1315546 - 4,59560 \cdot 10^{-3} - 9,1351572 \cdot 10^{-3} - 1 \\ &= 1,118 \end{aligned}$$

Untuk perhitungan ini digunakan  $R = 1,5 R_{\min}$  (tetapan) sehingga,

$$R = 1,5 \times 1,118$$

$$R = 1,67$$

Jumlah massa pada Bottom (dalam mol/mol D)

$$B = R \cdot D$$

$$B = 1,677 \text{ mol/mol D}$$

$$\text{Jadi } F = 1,677 + 1 = 2,677 \text{ mol/mol D}$$

Komposisi B

$$F x_f = B \times B + D \times D$$

$$x_B = \frac{F x_f - D \times D}{B}$$

Jadi komposisi masing-masing komponen adalah :

$$x_{N_2} = \frac{2,677 \cdot 0,773620 - 1 \cdot 0,9960}{1,677} = 0,64101$$

$$x_{AR} = \frac{2,677 \cdot 0,009532 - 1 \cdot 0,0006}{1,677} = 0,01486$$

$$x_{N_2} = \frac{2,677 \cdot 0,216947 - 1 \cdot 0,0054}{1,677} = 0,34413$$

BASIS PERHITUNGAN : 5 Ton/jam ----> 5000 kg/jam  
Nitrogen

Untuk mendapatkan oksigen 5 ton/jam maka basis 5 ton/jam Nitrogen dikalikan vektor pengali 2,62695

$$\begin{aligned} \text{Berat molekul Rata-rata} &= 0,996 \cdot 28 + 0,00034 \cdot 32 + 0,0006 \cdot 40 \\ &= 28,0208 \text{ kg mol/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol produk} &= \frac{5000 \text{ kg/jam} \cdot 2,62695}{28,0208 \text{ kg mol/kg}} = \frac{13134,7500}{28,0208} \\ &= 468,7000 \text{ kg mol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Bottom produk} = \text{Top produk} = 468,7500 \text{ kg mol}$$

$$\text{Feed} = 2,677 \times 468,7500 = 1254,8437 \text{ kg mol}$$

Bila dikonversi akan diperoleh seperti pada tabel A.4

Tabel A.4 Massa masing-masing Komponen Pada Tiap Aliran

Komp.	FEED		BOTTOM		TOP PRODUK	
	Kg Mol	Kg	Kg Mol	Kg	Kg mol	Kg
N <sub>2</sub>	970,77220	27181,6211	300,4734	8413,2563	466,8750	13072,5000
Ar	11,9165	478,4468	6,9656	278,6240	0,2813	11,2500
O <sub>2</sub>	172,1091	8707,4909	161,3109	5161,9488	1,5937	51,7500
Total	1254,8437	36367,5588	468,7500	13853,8291	468,7500	13134,7500

## A.2. PERHITUNGAN NERACA MASSA PADA KOLOM STRIPPER

Umpan menara ini adalah hasil pada bagian bawah dari kolom rektifier dalam keadaan jernih (pada bubble point) komposisi produk yang diinginkan adalah :

$$O_2 = 0,99500$$

$$N_2 = 0,00400$$

$$A_r = 0,00100$$

### Kondisi operasinya 8 atm

Dengan menggunakan persamaan Antoine dengan cara coba-coba maka didapat bubble point =  $116,07690^{\circ}\text{K}$  yaitu apabila jumlah fraksi uap dari masing-masing komponen = 1, maka trial sudah dinyatakan benar, angka-angkanya didapat seperti tabel 4-5 di bawah ini :

**Tabel A.5. Komposisi Relatif Volatilitas Dari Masing-masing Komponen Pada Temperatur =  $116,07690^{\circ}\text{K}$**

Komponen	$X_i$	$P_i$	$Y_i$	$\alpha_i$
N <sub>2</sub>	0,00400	18,97854	0,009489	2,38591
Ar	0,00100	9,44131	0,001180	1,18693
O <sub>2</sub>	0,99500	7,95442	0,989331	1,00000
Total	1,00000		1,00000	

Dengan cara yang sama di dapat dew point pada umpan adalah :  $105,80224^{\circ}\text{K}$  yang angka-angka seperti tabel A.6 dibawah ini.



Tabel A.6. Komposisi dan Relatif Volatilitas Dari Masing-masing Komponen Pada Temperatur 105,00224° K

Komponen	$X_i$	$P_i$	$Y_i$	$\alpha_i$
N2	0,64101	18,36144	0,830223	2,76576
Ar	0,01486	4,64318	0,008625	1,23940
O2	0,34413	3,74632	0,161152	1,00000
Total	1,00000		1,00000	

Relatif volatilitas untuk masing-masing komponen adalah :

$$\begin{aligned} \alpha_{N2} &= ( 2,38591 \times 2,76576 )^{1/2} \\ &= 2,56882 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_{Ar} &= ( 1,18693 \times 1,23940 )^{1/2} \\ &= 1,21788 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_{O2} &= ( 1 \times 1 )^{1/2} \\ &= 1 \end{aligned}$$

Umpun masuk cairan jenuh =  $1 - q = 1$  dengan menggunakan persamaan underwood yaitu dengan coba-coba di dapat :

$$\theta = 1,57198$$

Jumlah uap minimum yang dibangkitkan pada reboiler adalah :

$$\beta_{\min} = \frac{V_{\min}}{\beta} = \sum \frac{\alpha_i \times B_i}{\alpha_i - \theta}$$

$$\beta_{\min} = \frac{0,004 \cdot 2,56882}{2,56882 - 1,57198} + \frac{0,001 \cdot 1,21288}{1,21288 - 1,57198} + \frac{0,995}{1 - 1,57198}$$

$$= 1,733$$

Pada stripper ini digunakan

$$V/B = 2$$

$$V = 2B$$

$$F = B + V$$

$$468,7500 = B + 2B$$

$$468,7500 = 3B$$

$$B = 156,2500 \text{ kg.mol} \times 32$$

$$B = 5000 \text{ kg/jam}$$

$$V = 468,7500 - 156,2500$$

$$= 312,5 \text{ kg mol}$$

Komposisi uap keluar dipuncak menara

$$Y_1 = \frac{F \times f - B \times B}{V}$$

$$Y_{N2} = \frac{300,4734 - 156,2500 \cdot 0,004}{312,5000} = 0,95951$$

$$Y_{Ar} = \frac{6,9656 - 156,2500 \cdot 0,001}{312,5000} = 0,02179$$

$$Y_{O2} = \frac{161,3109 - 156,2500 \cdot 0,995}{312,5000} = 0,01870$$

Jadi laju alir massa pada tiap-tiap stream menara stripper adalah seperti pada tabel A.7

**Tabel A.7. Massa Masing-masing Komponen Pada Stream Di Menara Stripper**

Komp.	FEED		BOTTOM		TOP PRODUK	
	Kg Mol	Kg	Kg Mol	Kg	Kg mol	Kg
N <sub>2</sub>	300,4734	8413,2563	299,8469	8595,7132	0,6250	17,5000
Ar	6,9656	278,6240	6,8093	272,3720	0,1563	6,2500
O <sub>2</sub>	161,3109	5161,9488	5,8438	187,0016	155,4687	4975,0000
Total	468,7500	13853,8291	312,5000	8855,0868	156,2500	4998,7500

### A.3. PERHITUNGAN TEMPERATUR KELUAR EKSPAN VALUE

Temperatur udara pendingin keluar kondensor adalah temperatur dew point udara pada 4 atm. Dengan menggunakan rumus antoin, seperti pada perhitungan di rectifier dan Stripper, maka dengan coba-coba di dapat 93,6522°C

Temperatur masuk kondensor di coba-coba sedemikian rupa sehingga didapat masing-masing komponen dalam fasa uap dan cair adalah 1.000

Jumlah mol masing-masing komponen dalam uap setiap satu mol udara (komposisi komponen fase uap) yaitu :

$$A_i = L/V K_i \quad K_i = P_i/P_t$$

$$V_i = \frac{F_{ti}}{(1 + A_i)} \quad Y_i = V_i/V_{cal}$$

$$\frac{L}{V} = \frac{\sum F_{Zi} - V_i \text{ cale}}{V_i \text{ cale}} \quad X_i = (F_{Zi} - V_i)/L$$

Anggap  $T = 94,2086^\circ\text{K}$  pada  $P_t = 4 \text{ atm}$  dengan  $T_{ry}$

$$L/V = 2,0$$

Tabel A.8. Harga Masing-masing Komponen Dari Trial

Komp.	$X_i$	$K_i=P_i/P_t$	$F_{Zi}$	$A_i=L/VK_i$	$V = \frac{F_{Zi}}{(1+A_i)}$
N <sub>2</sub>	4,95796	1,2395	967,1457	1,6136	370,0501
Ar	1,95922	0,4898	11,9165	4,0833	2,3442
O <sub>2</sub>	1,49790	0,3745	271,0926	5,3405	42,7560
T o t a l			1250,1563		415,1503

Check harga :

$$\frac{L}{V} = \frac{1250,1563 - 415,1503}{415,1503} = 2,011$$

Try  $L/V = 3,5$

Tabel A.9. Harga Masing-masing Komponen Dari Trial

Komp.	$X_i$	$K_i$	$F_{Zi}$	$A_i=L/VK_i$	$V = \frac{F_{Zi}}{(1+A_i)}$
N2	4,95796	1,2395	967,1457	2,8237	252,9333
Ar	1,95922	0,4898	11,9165	7,1458	1,4629
O2	1,49790	0,3745	271,0926	9,3458	26,2032
Total			1250,1563		280,5994

Check harga

$$L = \frac{1250,1563 - 280,5994}{V}$$

$$V = \frac{280,5994}{3,455}$$

Try  $L/V = 2,4$

Tabel A.10. Harga Masing-masing Komponen Dari Trial

Komp.	$K_i$	$K_i=P_i/P_t$	$A_i=L/VK_i$	$V_o \frac{F_{Zi}}{(1+A_i)}$	$Y_i \frac{V_i}{V_{cal}}$	$X_i = \frac{F_{Zi}-V_i}{L}$
N2	1,2395	967,1459	1,9363	320,3797	0,8951	0,7230
Ar	0,4898	11,9165	4,9000	2,0198	0,0055	0,0112
O2	0,3745	271,0926	6,4085	36,5919	0,0994	0,2658
Total		1250,1563		367,9914	1,0000	1,0000



$$\text{Check harga } L/V = \frac{1250,1563 - 367,9914}{367,9914} = 2,397 = 2,4$$

$$L = 1250,1563 - 367,9914$$

$$= 882,1649 \text{ kg/jam}$$

#### A.4 PERHITUNGAN NERACA PANAS PADA REKTIFIER

Untuk perhitungan beban panas (panas yang harus dihilangkan pada kondensor di dasarkan pada kondisi dari fluida pendingin dan fluida yang didinginkan, dimana :  
 temperatur umpan masuk = 112,7009 pada tekanan 12 Atm  
 pada kolom Rektifier, temperatur pendingin masuk = 107,52075 °C

##### - Untuk Nitrogen (N<sub>2</sub>)

$$T = 110^{\circ}\text{K} \quad H_f = 85,6 \text{ kJ/kg (tabel 3-267 perry)}$$

$$T = 115^{\circ}\text{K} \quad H_f = 81,8 \text{ kJ/kg (tabel 3-267 perry)}$$

##### - Untuk Oksigen (O<sub>2</sub>)

$$T = 110^{\circ}\text{K} \quad H = 90,8 \text{ kJ/kg (tabel 3-270 perry)}$$

$$T = 115^{\circ}\text{K} \quad H = 92,6 \text{ kJ/kg (tabel 3-270 perry)}$$

##### - Untuk Argon (Ar)

$$T = 110^{\circ}\text{K} \quad H = 241,66 \text{ kJ/kg (tabel 3-216 perry)}$$

$$T = 115^{\circ}\text{K} \quad H = 241,78 \text{ kJ/kg (tabel 3-216 perry)}$$

Dengan menginterpolasi dari masing-masing harga diatas didapat untuk :

- Nitrogen  $HN_2 = 83,55 \text{ kJ/kg}$
- Oksigen  $HO_2 = 91,7 \text{ kJ/kg}$
- Argon  $HAr = 241,72 \text{ kJ/kg}$

$$H_f = x_i N_2 \cdot HN_2 + x_i O_2 \cdot HO_2 + x_i Ar \cdot HAr$$

$$= (0,55044) (83,55) + (0,40475) (91,77) + (0,01481) (241,72)$$

jadi :

$$F_x H_{fmix} = 36231,7085 \text{ kg/jam} \cdot 86,71 \text{ kJ/kg}$$

$$= 3141651,444 \text{ kJ/jam}$$

Temperatur pendingin masuk =  $107,52015^{\circ}\text{K}$  pada kolom Rectifier

- Untuk Nitrogen ( $N_2$ )

$$T = 105^{\circ}\text{K} \quad H_f = -63,8 \text{ (tabel 3-267 perry)}$$

$$T = 110^{\circ}\text{K} \quad H_f = -51,4 \text{ (tabel 3-267 perry)}$$

- Untuk Oksigen ( $O_2$ )

$$T = 105^{\circ}\text{K} \quad H = -108,6 \text{ (tabel 3-270 perry)}$$

$$T = 110^{\circ}\text{K} \quad H = -99,9 \text{ (tabel 3-270 perry)}$$

- Untuk Argon (Ar)

$$T = 105^{\circ}\text{K} \quad H = 89,55 \text{ (tabel 3-216 perry)}$$

$$T = 110^{\circ}\text{K} \quad H = 101,83 \text{ (tabel 3-216 perry)}$$

Dengan menginterpolasi dari masing-masing harga diatas di dapat :

- Nitrogen  $hf_{NO_2} = -57,55 \text{ kJ/kg}$
- Oksigen  $hf_{O_2} = -104,22 \text{ kJ/kg}$
- Argon  $hf_{Ar} = 98,86 \text{ kJ/kg}$

$$\begin{aligned}\Sigma h_D &= x_{iN_2} \cdot h_{N_2} + x_{iO_2} + x_{iAr} \cdot h_{Ar} \\ &= (0,996) (-57,55) + (0,0034) (-104,22) + (0,0006) (98,86) \\ &= -57,62 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned}D h_{Dmix} &= 4998,752 \text{ kg/jam} \cdot -57,62 \text{ kJ/kg} \\ &= -288028,68 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Entalpi pada strem B di menara Rectifier yaitu di hitung pada bubble point dengan coba-coba di dapat  $T_B = 111,8445^\circ\text{K}$  pada temp. ini entalpi liquid masing-masing :

$$h_{N_2} = -46,49 \text{ kJ/kg} \quad (\text{tabel 3-267 perry})$$

$$h_{O_2} = -94,25 \text{ kJ/kg} \quad (\text{tabel 3-270 perry})$$

$$h_{Ar} = 104,15 \text{ kJ/kg} \quad (\text{tabel 3-216 perry})$$

$$\begin{aligned}B_{hB} &= B_{N_2} \cdot h_{BN_2} + B_{O_2} \cdot h_{BO_2} + B_{Ar} \cdot h_{BAr} \\ &= -46,49 (8413,2563) + 5161,9488 (-96,25) + 278,6240 (104,15) \\ &= -858951,167 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Beban di kondenzor :

$$\begin{aligned}q_c &= F_{Hf} - D h_D - B h_B \\ &= 3141651,444 - (-288028,69) - (-858951,167) \\ &= 4,288 \cdot 631,301 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Beban panas di kondenzor qc = 4.288.631,301 kJ/jam  
 temperatur ekspansi valve masuk ke kondenzor dan  
 temperatur uap pada kondenzor adalah  $t_1 = t_2 = 94,2086^\circ\text{K}$   
 pada temperatur = 94,2086 dan  $P = 4 \text{ Atm}$  diperoleh :

- Untuk Oksigen ( $\text{O}_2$ )

$$T = 90,18^\circ\text{K} \quad h_f = -133,4 \quad h_g = 78,9 \text{ kJ/kg}$$

$$T = 95^\circ\text{K} \quad h_f = 125,4 \quad h_g = 82,4 \text{ kJ/kg}$$

- Untuk Nitrogen ( $\text{N}_2$ )

$$T = 90^\circ\text{K} \quad h_f = -95,6 \quad h_g = 85,0 \text{ kJ/kg}$$

$$T = 95^\circ\text{K} \quad h_f = -85,2 \quad h_g = 86,8 \text{ kJ/kg}$$

- Untuk Argon (Ar)

$$T = 90^\circ\text{K} \quad h_f = 78,55 \quad h_g = 237,37 \text{ kJ/kg}$$

$$T = 95^\circ\text{K} \quad h_f = 84,15 \quad h_g = 238,66 \text{ kJ/kg}$$

Dengan menginterpolasi masing-masing harga diatas di  
 dapat :

$$\text{- Nitrogen} \quad h_f = -86,84 \quad h_g = 86,51 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{- Oksigen} \quad h_f = -126,71 \quad h_g = 81,82 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{- Argon} \quad h_f = 83,26 \quad h_g = 238,66 \text{ kJ/kg}$$

dimana  $q_c = h_g - h_f$

$$\text{untuk ; Nitrogen,} \quad \text{N}_2 = 173,35$$

$$\text{Oksigen} \quad \text{O}_2 = 208,52$$

$$\text{Argon} \quad \text{Ar} = 155,4$$

Jadi

$$\begin{aligned} \text{mix} &= Y_i \cdot N_2 + Y_i \cdot O_2 + Y_i \cdot Ar \\ &= 0,773620 (173,35) + (0,009332) (155,4) + 0,216847 (208,52) \\ &= 180,80 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{Q}{\text{mix}} \\ &= \frac{4.288.631,301}{180,80} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{L_c}{V} &= 2,4 \\ \frac{23720,305}{V} &= 2,4 \end{aligned}$$

$$V = 9883,460 \text{ kg/jam}$$

Jadi Massa udara total

$$L_c + V$$

$$\begin{aligned} M_c &= L + V \\ &= 23720,350 + 9883,460 \\ &= 33603,765 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Temperatur (Cairan udara jenuh) masuk ekspansi valve :



Pada proses isentropik  $\Delta H = 0$

$$H_1 = H_2$$

$$H_1 = V \cdot H_{g \text{ mix}} + L \cdot h_{f \text{ mix}}$$

dimana :

$$L + V = 1$$

$$\frac{L}{V} + 1 = \frac{1}{V}$$

$$2,4 + 1 = 1/V$$

$$V = \frac{1}{3,4}$$

$$= 0,294$$

$$L = 1 - 0,294$$

$$= 0,706$$

pada temperatur  $94,2086^\circ\text{K}$  yang keluar dari ekspansi valve diperoleh :

$$H_{g \text{ mix}} = 0,77362 (86,51) + 0,216847 (81,82) + 0,009532 (238,66)$$

$$= 86,9432$$

$$h_{f \text{ mix}} = 0,77362 (-86,84) + 0,216847 (-126,71) + 0,009532 (83,26)$$

$$= -93,8642$$

Maka :

$$H_1 = 0,294 (86,9432) + 0,706 (-93,8642)$$

$$= -40,7068 \text{ kJ/kg}$$

Dengan interpolasi data tabel 3 - 211 perry diperoleh temperatur cairan udara jenuh  $T = 118,75^{\circ}\text{K}$

#### A.5 PERHITUNGAN NERACA PANAS PADA KOLOM STRIPPER

Rumus yang digunakan untuk perhitungan panas pada kolom stripper adalah :

$$F_x H_f + QR = D h_D + B h_B$$

Maka :

$$QR = D h_D + B h_B - F x f$$

dimana ;

$QR$  = adalah beban panas dari reboiler

$F x f$  pada stripper adalah entalpi bottom dari rektifier yaitu :  $-830779,635$  kJ/jam

$h_B$  dianggap sama dengan entalpi  $O_2$  murni pada 8 atm  $116,0769^{\circ}\text{K}$  yaitu =  $-88,19$  kJ/kg ( tabel 3 - 270 perry ) sehingga :

$$\begin{aligned} B h_B &= 4998,7520 \cdot -88,19 \\ &= -440843,9779 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan antoine di dapat temperatur pada puncak stripper (udara jenuh)  $T = 101,3043^{\circ}\text{K}$ .

Pada  $T = 101,3043^{\circ}\text{K}$  di dapat  $H = 90,92$  kJ/kg

$$\begin{aligned} D \cdot H_D &= 8855,0868 \cdot 90,92 \\ &= 805104,49 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

jadi :

$$\begin{aligned} QR &= 805104,49 + (-440843,9779) - (-830779,635) \\ &= 1572492,261 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### A. 6 PERHITUNGAN JUMLAH UDARA PEMANAS DI REBOILER

Temperatur masuk di Reboiler  $40^{\circ}\text{C}$  ( $313^{\circ}\text{K}$ ) dan ditetapkan temperatur keluar  $-60^{\circ}\text{C}$  ( $213^{\circ}\text{K}$ ).

$$\begin{aligned} c_p \text{ udara} &= \int_{213}^{313} (0,948 + 2,135 \cdot 10^{-4} T - 3,104 \cdot 10^{-8} T^2) dt \\ &= 0,948 + \frac{2,135 \cdot 10^{-4}}{2} T_{am} - \frac{3,104 \cdot 10^{-8}}{3} (4 T_{am}^2 - T_1 T_2) \end{aligned}$$

$$T_{am} = \frac{313 + 213}{2} = 263$$

$$= 0,974 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K}$$

$$MR = \frac{QR}{c_p \cdot \Delta T} = \frac{1572492,261}{0,974 (313-213)}$$

$$= 16144,6844 \text{ kg/jam}$$

### A.7. PERHITUNGAN JUMLAH UDARA YANG MASUK KE MOLEKULER SIEVE

Udara yang masuk ke molekuler sieve adalah udara yang telah dihasilkan dari debu. Disini dimaksudkan untuk penyerapan gas  $\text{CO}_2$  dan uap air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) yang dikandung dalam udara, sehingga gas keluar dari molekuler sieve ini sudah bersih dari  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{O}$ .

Jumlah udara yang keluar molekuler sieve adalah jumlah udara yang digunakan untuk pendinginan pada kondenzor dimenara rektifier dan jumlah yang digunakan untuk proses (umpan pada menara rektifier).

$$\text{Jumlah udara pada umpan rektifier} = 36367,5588$$

$$\text{Jumlah udara pendingin pada kondenzor} = 33603,7650$$

Jadi jumlah udara kering yang keluar molekuler sieve adalah :

$$\begin{aligned} M_m &= F + M_c + M_r \\ &= 36367,5588 + 33603,765 + 16144,6844 \\ &= 86116,0082 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

dari Humidity chart ( Fig 20-11 perry) di dapat

$$Y = 0,0182 \text{ kg air/Kg udara kering}$$

jadi jumlah air yang masuk kedalam kompressor stage I

$$\begin{aligned} M_{\text{air}} &= M_m \times Y \\ &= 86116,0082 \times 0,0182 \\ &= 1567,3113 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

untuk mengetahui jumlah  $\text{CO}_2$  yang terdapat dalam udara proses maka perlu diketahui komposisi udara yaitu seperti tertulis pada tabel A. 11.

Tabel A.11. Komposisi Udara Kering

NO.	KOMPONEN	o/o mol
1.	$\text{N}_2$	78,057
2.	Ar	0,934
3.	$\text{O}_2$	20,974
4.	$\text{CO}_2$	0,035

Sumber shieve 1984

$\text{CO}_2$  yang terdapat dalam udara dapat dihitung

$$M_{\text{CO}_2} = \frac{1}{0,99965} \cdot 86116,0082 - 86116,0082 \cdot 44/28,95$$

$$= 45,8098 \text{ kg/jam}$$

$$M_{\text{total}} = M_{\text{ms}} + M_{\text{CO}_2} + M_{\text{air}}$$

$$= 86116,0082 + 45,8098 + 1567,3113$$

$$= 87729,1293 \text{ kg/jam}$$

Jumlah udara masuk ke refrigrator B :

$$M_{\text{rb}} = M_{\text{condensor}}$$

$$= 33603,765 \text{ Kg/jam}$$



Jumlah udara masuk ke refrigrator A :

$$\begin{aligned} M_{rA} &= F_{\text{rektifier}} \\ &= 36367,5588 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Udara masuk refrigrator A pada temperatur  $250^{\circ}\text{K}$  dan keluar menjadi uap jenuh pada temperatur  $112,7009^{\circ}\text{K}$

Beban panas Refrigrator :

$$Q_{rfa} = M_{rA} \int_{112,7009}^{250} c_p dt + H_f$$

$$c_p = \int_{112,7009}^{250} 0,948 + 2,135 \cdot 10^{-4} T - 3,104 \cdot 10^{-8} T^2 dt$$

$$= 0,948 + \frac{2,135 \cdot 10^{-4}}{2} T_{am} - 3,104 \cdot 10^{-8} (4 (T_{am})^2 - T_1 T_2)$$

$$T_{am} = \frac{250 + 112,7009}{2} = 181,35$$

$$= 0,948 + \frac{2,135 \cdot 10^{-4}}{2} (181,35) - \frac{3,104 \cdot 10^{-8}}{3} (4(181,35)^2 - (250)(112,7009))$$

$$= 0,966$$

$$Q_{rf A} = 36367,5588 \left[ \begin{array}{l} 250 \\ 0,966 \Delta T + 86,71 \\ 112,7009 \end{array} \right]$$

$$= 36367,5188 (0,966 (250 - 112,7009) + 86,71)$$

$$= 36367,5588 (132,67 + 86,71)$$

$$= 7976894,191 \text{ Kg/jam}$$

udara masuk refrigrator B pada temperatur  $250^{\circ}\text{K}$  dan keluar menjadi udara cair pada temperatur  $118,75^{\circ}\text{K}$

Beban panas refrigrator dua

$$Q_{rf B} = M_{rB} \left[ \begin{array}{l} 250 \\ c_p dt + H_i \\ 118,75 \end{array} \right]$$

$$= 33603,765 \left[ \begin{array}{l} 250 \\ c_p dt + 40,7068 \\ 118,75 \end{array} \right]$$

$$c_p = \left[ \begin{array}{l} 250 \\ 0,948 + 2,135 \cdot 10^{-4} + - 3,104 \cdot 10^{-8} T^2 dt \\ 118,75 \end{array} \right]$$

$$= 0,948 + \frac{2,135 \cdot 10^{-4}}{2} - T_{am} \frac{- 3,104 \cdot 10^{-8}}{3} (4 (T_{am})^2 - T_1 T_2) \left[ \begin{array}{l} 250 \\ 118,75 \end{array} \right]$$

$$T_{am} = \frac{250 + 118,75}{2} = 184,375$$

$$= 0,948 + \frac{2,135 \cdot 10^{-4}}{2} (184,375) - \frac{3,104 \cdot 10^{-8}}{3} (4(184,375)^2 - (250)(118,75))$$

$$= 0,960$$

$$Q_{rfB} = 33603,765 \left[ \begin{array}{l} 250 \\ 0,960 \text{ dt} + 40,7068 \\ 118,75 \end{array} \right]$$

$$= 33603,765 (0,960 (250 - 118,75) + 40,7068)$$

$$= 5601976,131 \text{ Kj/jam}$$

#### A.8. PERHITUNGAN TEMPERATUR PADA EXCHANGER (HE)

Sebagai media pendingin pada HE ini digunakan udara pendingin yang keluar dari kondenzor dan ditetapkan temperatur keluar dari HE masuk ke refrigrator A dan B.

Temperatur pencampur

$$T_2 = 94,2086^\circ\text{K}$$

$$M_{uap} = 33603,765$$

$$T_1 = 40^\circ\text{C} \longrightarrow 313^\circ\text{K}$$

$$M_{HE} = FR + MC$$

$$M_{HE} = 36367,5588 + 33603,765$$

$$= 69971,3238$$

$$M_{HE} C_p \text{ udara } \Delta T = M_{uap} C_p \text{ uap } \Delta T$$

$$69971,3238 \cdot 0,975 (313-250) = 33603,765 \cdot 0,964 (T - 94,2068)$$

$$T = \frac{69971,3238 \cdot 0,975 (313-250)}{33603,765 \cdot 0,964} + 94,2068$$

$$T = 226,89^{\circ}\text{K}$$

Beban panas pada exchanger (HE)

$$\begin{aligned} Q_{HE} &= M_{HE} \left[ \begin{array}{l} 313 \\ \text{cp } \Delta T \\ 250 \end{array} \right] \\ &= 6991,3238 \cdot 0,975 (313 - 250) \\ &= 4297988,564 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### A.9. PERHITUNGAN TEMPERATUR KELUAR DARI KOMPRESOR MASUK KE INTER COOLER

Jika digunakan 1 stage maka  $r_p = P_2/P_1 = 15/1 = 15$  dari gambar B - 9, R lapina, untuk  $r_p = 15$  di dapat B - 9 temperatur udara keluar  $T_2 = 1200^{\circ}\text{F}$  atau  $648^{\circ}\text{C}$  jika digunakan 2 stage dimana  $r_p = (15)^{1/2} = 3,87$  di dapat  $T_2 = 450^{\circ}\text{F}$  ( $232,22^{\circ}\text{C}$ ) jika digunakan 3 stage dimana  $r_p = (15)^{1/3} = 2,476$  atau diperoleh  $T_2 = 300^{\circ}\text{F}$  atau  $148^{\circ}\text{C}$ .

Dari ketiga alternatif diatas maka dipilih 3 stage agar temperatur keluar dapat mencapai  $300^{\circ}\text{F}$

(148°C) sehingga dapat dingin kembali menjadi 40°C dengan menggunakan air sebagai media pendingin.

#### A.10. PERHITUNGAN MASING-MASING TEMPERATUR KELUAR DARI STAGE

##### Stage I

$$T_1 = 30^\circ\text{C} \longrightarrow 303^\circ\text{K}, P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$r_p = 2,476$$

$$c_p = 28,4 \text{ j/gr mol}^\circ\text{K}$$

$$k = \frac{c_p}{c_p - 8,314} = \frac{28,4}{28,4 - 8,314} = 1,414$$

Dari tabel 5-1, R Lapina, untuk  $Q = 75296,3904 \text{ m}^3/\text{jam}$  di dapat molekul polytropic efisiensi  $r_p = 87 \%$

$$\frac{n}{n-1} = \frac{k}{k-1} n_p = \frac{1,414}{1,414-1} 0,78 = 2,66$$

$$T_2 = T_1 \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{n-1}{n}} = 303 (2,476)^{1/2,6} = 425,41^\circ\text{K} (152,41^\circ\text{C})$$

##### Stage II

Udara yang keluar dari stage 1 didinginkan sampai temperatur 40°C, dan merupakan udara masuk (inlet) pada stage 2, sehingga temperatur keluar stage 2 :



$$T_1 = 40^{\circ}\text{C} = 313^{\circ}\text{K}$$

$$P_1 = 2,476 \text{ atm (diasumsi tidak ada kehilangan tekanan)}$$

$$P_2 = 6,081 \text{ atm}$$

Analog dengan stage 1 maka diperoleh untuk sage 2

$$T_2 = 439,45^{\circ}\text{K} \quad (166,45^{\circ}\text{C})$$

### Stage III

Udara yang keluar dari stage 2 di dinginkan sampai temperatur  $40^{\circ}\text{C}$  dan merupakan udara masuk (incet) pada stage 3 sehingga keluar stage 3

$$P_1 = 6,081 \text{ atm}$$

$$P_2 = 15 \text{ atm}$$

$$T_1 = 40^{\circ}\text{C} \longrightarrow 313^{\circ}\text{K}$$

Analog dengan stage 1 maka diperoleh temperatur untuk stage 3

$$T_2 = 439,45^{\circ}\text{K} \quad (166,45^{\circ}\text{C})$$

Perhitungan jumlah air di drain (terkondensat) keluar dari stage 1.

Untuk menghitung jumlah air yang ada dalam udara diperlukan data kelembaban yaitu :

$$T_a = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_w = 27^{\circ}\text{C}$$

$$\text{RH} = 82 \%$$

Dari humidity chart fig 20 - 11 perry di dapat

$$Y = 0,0182 \text{ kg air/kg uk}$$

$$PT = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

Basis 1 kg udara kering

$$x_{H_2O} = \frac{0,0182}{1 + 0,0182} = 0,0179$$

$$x_{H_2O} = \frac{P_{A}}{P_{A} + P_{B}} = \frac{P_{H_2O}}{P_{\text{udara}} + P_{H_2O}}$$

$$\begin{aligned} P_{A} = P_{H_2O} &= x_{H_2O} \cdot PT \\ &= 0,0179 \cdot 14,7 \\ &= 0,263 \text{ psia} \end{aligned}$$

setelah komponen dari pendingin maka

$$\begin{aligned} f_{H_2O} &= 0,263 \cdot 2,466 \\ &= 0,648 \text{ psia} \end{aligned}$$

Tekanan parsial uap < tekanan uap jenuh ( $0,648 < 1$ )

$P_{H_2O}$  jenuh = RH 100 %, maka tidak terjadi kondensat (tetes). Perhitungan jumlah air di drain (terkondensat) keluar dari stage 2 setelah inter cooler.

$$\begin{aligned} P_{H_2O} &= x_{H_2O} \cdot PT \\ &= 0,0179 (2,466)^2 \cdot 14,7 \\ &= 1,60 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan parsial uap > tekanan uap jenuh ( $1,62 > 1$ )  $P_{H_2O}$  jenuh = RH 100 %

M a k a :

$$x \text{ H}_2\text{O jenuh} = \frac{P \text{ H}_2\text{O jenuh}}{PT}$$

Jadi jumlah air

$$= \frac{1}{(2,466)^2 \cdot 14,7}$$

$$= 0,0112$$

Jadi jumlah air yang di drain (terkondensat) tiap 1 kg . udara kering.

$$F = 1,0182 \quad x \text{ H}_2\text{O jenuh} = 0,0112$$

$$x \text{ H}_2\text{O} = 0,0179$$

$$G = 1,0112$$



$$F = G + H$$

Neraca  $\text{H}_2\text{O}$

$$F \cdot x \text{ H}_2\text{O} = H + G \cdot x \text{ H}_2\text{O jenuh}$$

$$1,0184 \cdot 0,0181 = H + 1,0112 \cdot 0,0112$$

$$H = ( 1,0182 \cdot 0,0179 ) - ( 1,0112 \cdot 0,0112 )$$

$$= 0,0069 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$$

$$= 0,0069 \text{ kg H}_2\text{O/kg u.k.} \cdot 86161,8180 \text{ kg u. kering}$$

$$= 594,5458 \text{ Kg H}_2\text{O terkondensat}$$

Maka air yang keluar Cooler A ( E - 211 ) yang terkondensat dan masuk ke stage 3

$$= 1567,3113 - 5945458$$

$$H_2O = 975,765 \text{ Kg } H_2O$$

Perhitungan jumlah air di drain (terkondensat) keluar dari stage 2 setelah Cooler A

$$\begin{aligned} P_{H_2O} &= x_{H_2O} \cdot P_T \\ &= 0,0179 \cdot 15 \cdot 14,7 \\ &= 3,950 \text{ psi} \end{aligned}$$

tekanan parsial uap > tekanan uap jenuh ( 3,95 > 1 )

$$P_{H_2O} \text{ jenuh} = RH \ 100 \%$$

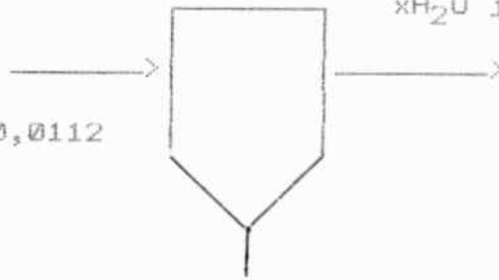
Maka :

$$\begin{aligned} x_{H_2O} \text{ jenuh } B &= \frac{P_{H_2O} \text{ jenuh}}{P_T} \\ &= \frac{1}{15 \cdot 14,7} \\ &= 0,0045 \end{aligned}$$

Jadi jumlah air yang di drain (terkondensat) tiap 1 kg udara kering

$$G = 1,0112$$

$$x_{H_2O} \text{ jenuh} = 0,0112$$



$$x_{H_2O} \text{ jenuh} = 0,0045$$

$$I = 1,0045$$

$$H = H_2O$$

Neraca  $H_2O$

$$G \cdot x_{H_2O} = H + I \cdot x_{H_2O} \text{ jenuh}$$

$$1,0112 \cdot 0,0112 = H + 1,0045 \cdot 0,0045$$

$$H_{H_2O} = 1,0112 \cdot 0,0112 - 1,0045 \cdot 0,0045$$

$$= 0,0068 \cdot \text{Kg } H_2O / \text{Kg. udara kering}$$

$$H_{H_2O} = 0,0068 \times 86161,8180$$

$$= 585,9004 \text{ Kg } H_2O \text{ terkondensat}$$

Maka air yang keluar dari Cooler B ( E - 212 B ) masuk ke molekuler sieve

$$H_{H_2O} = 972,7654 - 585,9004$$

$$= 386,8650 \cdot \text{Kg } H_2O$$

Beban panas pada inter Cooler

$$Q = M \cdot c_p \cdot \Delta T$$

$$Q = M \left[ \begin{array}{l} 425,41 \\ 313 \end{array} \right] (\text{cp udara} + 0,0182 \text{ cp air}) \cdot dt$$



$$cp \text{ udara} = \left[ \begin{array}{l} 425,41 \\ 0,948 + 2,135 \cdot 10^{-4} - 3,104 \cdot 10^{-8} T^2 \text{ dt} \\ 313 \end{array} \right.$$

$$= 0,948 + \frac{2,135 \cdot 10^{-4}}{2} T_{am} - \frac{3,104 \cdot 10^{-8}}{3} (4 \text{ (ram)})^2 - T1T2 \left[ \begin{array}{l} 425,41 \\ 313 \end{array} \right.$$

$$T_{am} = \frac{425,41 + 313}{2} = 369,205$$

$$cp \text{ udara} = 0,983$$

$$cp \text{ air} = 1 \text{ kal/Kg}^\circ\text{K} = 4,184 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

$$Q = 87729,1293 (0,983 + 0,0182 \cdot 4,184) (425,41 - 313) \\ = 10446402,64 \text{ kJ/kg}$$

Kebutuhan air pendingin  $T = 30^\circ\text{C}$

$$T_{\text{aut}} = 38^\circ\text{C}$$

$$W \text{ air} = \frac{10446402,64}{4,184 (38-30)}$$

$$= 312093,769 \text{ Kg/jam}$$

Beban panas pada Cooter A ( E - 212A )

$$Q = M \left[ \begin{array}{l} 439,45 \\ (cp \text{ udara} + 0,0182 cp \text{ air}) dt \\ 313 \end{array} \right.$$

$$c_p \text{ udara} = 0,984$$

$$c_p \text{ air} = 4,184$$

$$\begin{aligned} Q &= 87729,1293 ( 0,984 + 0,0182 \cdot 4 \cdot 4,184 ) ( 439,45 \cdot 313 ) \\ &= 87729,1293 \cdot 134,0558 \\ &= 11760600,00 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin  $T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{out} = 38^{\circ}\text{C}$

$$W \text{ air cooter A} = \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T}$$

$$= \frac{11760600}{4,184 (38-30)}$$

$$= 351356,3576 \text{ kJ/jam}$$

Beban panas pada cooter B ( E - 213 B )

$$Q = M \text{ Cooter A} \left[ \begin{array}{l} 439,45 \\ (c_p \text{ udara} + 0,0182 \cdot c_p \text{ air}) dt \\ 313 \end{array} \right]$$

$$= 87134,5834 \left[ (0,984 + 0,0182 \cdot 4,184) (439,45 - 313) \right]$$

$$= 11680897,660 \cdot \text{kJ/jam}$$

Kebutuhan air pendingin  $T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{out} = 38^{\circ}\text{C}$

$$W \text{ air cooter B} = \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T}$$

$$= \frac{11680897,66}{4,184 (38-30)}$$
$$= 348975,1929 \text{ KJ/jam}$$

total W air (kebutuhan air pendingin)

$$W = 312093,769 + 351356,3576 + 348975,1929$$
$$= 1012425,32 \text{ kg/jam}$$



**LAMPIRAN B :****PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN****B.1. Alat-Alat Proses ;****B.1.1 Perhitungan Spesifikasi Kompresor Sentrifugal**

Untuk perhitungan jumlah stage yang digunakan pada kompresor sentrifugal ini maka banyak pertimbangan yang harus kita pikirkan seperti hubungan antara pressure ratio ( $r_p$ ) terhadap temperatur discharge yang nantinya akan mempengaruhi terhadap jumlah media pendinginan pada inter cooler, karena apabila  $r_p$  besar akan mengakibatkan temperatur discharge bertambah besar pula, sehingga akan mempengaruhi juga terhadap kerusakan dari pada material peralatan. Oleh karena itu menurut Peters dinyatakan bahwa pressure ratio dan tiap stage dari kompresor tidak boleh melebihi 5.

$$V = \frac{W Z R T_1}{P_1 \cdot 1000} \quad (\text{Lapina, 1982})$$

dimana :  $W$  = Laju alir massa, kg/jam

$T_1$  = temperatur udara masuk kompresor

$P_1$  = tekanan udara masuk kompresor, atm

$$R = \frac{8314}{EM} \quad \text{Nm/kg K}$$

Udara masuk kompressor :

$$W = 87729,1293 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 300^\circ \text{ C} \quad (303^\circ \text{ K})$$

$$P_1 = 1 \text{ atm} \quad (101,35 \text{ kpa})$$

$$R = 8314/28,96 \text{ Nm/kg}^\circ \text{ K}$$

Dengan mensubsitusikan ke dalam persamaan di atas didapat :

$$V = \frac{87729,1293 \cdot 8314 \cdot 303}{101,35 \cdot 1000 \cdot 28,96}$$

$$= 75,296 \cdot 3904 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Jika digunakan 1 stage maka  $r_p = P_2/P_1 = 15/1 = 15$  dari gambar B-9, R. Lapina, untuk  $r_p = 15$  didapat temperatur udara keluar ( $T_2$ ) =  $1200^\circ \text{ F}$  atau  $648^\circ \text{ C}$  jika digunakan 2 stage di mana  $r_p = 15^{1/2} = 3,873$  didapat  $T_2 = 450^\circ \text{ F}$ . Jika digunakan 3 stage di mana  $r_p = (15)^{1/3} = 2,466$  dan diperoleh  $T_2 = 300^\circ \text{ F}$  atau  $148^\circ \text{ C}$ .

Dari ketiga alternatif di atas maka dipilih 3 stage agar temperatur udara keluar dapat mencapai  $300^\circ \text{ F}$  ( $148^\circ \text{ C}$ ) sehingga dapat didinginkan menjadi  $40^\circ \text{ C}$  dengan menggunakan air sebagai media pendingin.

Perhitungan masing-masing stage.



## Stage 1

$$T_1 = 30^\circ \text{ C} \quad (303^\circ \text{ K})$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$r_p = 2,466$$

$$c_p = 28,4 \text{ J/gr mol K}$$

$$k = \frac{c_p}{c_p - 8,314}$$

$$= \frac{28,4}{28,4 - 8,314} = 1,414$$

Dari tabel 5-1, R.Lapina, untuk  $V = 75.296,3904 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 di dapat nominal polytropic efficiensy  $(n_p) = 78 \%$

$$\frac{n}{n - 1} = \frac{k}{k - 1} \cdot n_p = \frac{1,414}{1,414 - 1} \cdot 0,78$$

$$= 2,66$$

$$T_2 = T_1 \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{n-1/n}$$

$$= 303 (2,466)^{1/2,66}$$

$$= 425,41^\circ \text{ K} \quad (152,41^\circ \text{ C})$$

Polytropic head  $H_p$

$$H_p = \frac{Z \cdot R \cdot T_1}{1000 \cdot BM} \cdot \frac{n}{n-1} \cdot \left[ (rp)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

$$= \frac{1 \cdot 8314 \cdot 303}{1000 \cdot 28,96} \cdot 2,66 \cdot \left[ (2,466)^{1/2,66} - 1 \right]$$

$$= 93,479 \text{ k Nm/kg}$$

$$BH_p = \frac{W \cdot H_p}{3600 \cdot \eta_p}$$

$$= \frac{87729,1293 \cdot 93,479}{3600 \cdot 0,78}$$

$$= 2920,514 \text{ kw}$$

$$= 3916,423 \text{ Hp}$$

### Stage 2

Udara yang keluar dari stage 1 didinginkan sampai temperatur  $40^\circ\text{C}$  ( $313^\circ\text{K}$ ), dan merupakan udara masuk (inlet) pada stage 2, sehingga untuk stage 2

$$T_1 = 313^\circ \text{ K}$$

$$P_1 = 2,466 \text{ atm}$$

$$P_2 = 6,081$$

$$T_2 = T_1 \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{n-1}{n}} = 313 \cdot \left[ \frac{6,081}{2,466} \right]^{1/2,66}$$

$$= 439,45^{\circ}\text{K} \quad (166,45^{\circ}\text{C})$$

Polytropic head  $H_p$

$$H_p = \frac{Z \cdot R \cdot T_1}{1000 \cdot \text{BM}} \cdot \frac{n}{n-1} \cdot \left[ \frac{(r_p)^{\frac{n-1}{n}}}{-1} \right]$$

$$= \frac{1.8314 \cdot 313}{1000 \cdot 28,96} \cdot 2,66 \cdot \left[ \frac{(2,466)^{1/2,66}}{-1} \right]$$

$$= 96,564 \text{ k Nm/kg}$$

$$BHP = \frac{W \cdot H_p}{3600 \cdot \tau_p}$$

$$= \frac{87729,1293 \cdot 96,564}{3600 \cdot 0,78}$$

$$= 10860,866 \text{ kw}$$

$$= 14564,422 \text{ Hp}$$

### Stage 3

Udara yang keluar dari stage 2 didinginkan sampai temperatur  $40^{\circ}\text{C}$  ( $313^{\circ}\text{K}$ ), dan merupakan udara masuk (inlet) pada stage 2, sehingga untuk stage 3.

$$T_1 = 313^{\circ}\text{K}$$

$$P_1 = 6,081\text{ atm}$$

$$P_2 = 15\text{ atm}$$

$$T_2 = T_1 \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{n-1}{n}} = 313 \cdot \left[ \frac{15}{6,681} \right]^{1/2,66}$$

$$= 439,45\text{ K} \quad (166,45^{\circ}\text{C})$$

**Polytropic head  $H_p$**

$$H_p = \frac{Z \cdot R \cdot T_1}{1000 \cdot BM} \cdot \frac{n}{n-1} \cdot \left[ \frac{n-1}{(rp)^n - 1} \right]$$

$$= \frac{1 \cdot 8314 \cdot 313}{1000 \cdot 28,96} \cdot 2,66 \cdot \left[ \frac{(2,466)^{1/2,66} - 1}{(2,466)^{1/2,66} - 1} \right]$$

$$= 96,564\text{ k Nm/kg}$$

$$BH_p = \frac{W \cdot H_p}{3600 \cdot \tau p}$$

$$= \frac{87729,1293 \cdot 96,564}{3600 \cdot 0,78}$$

$$= 10860,866 \text{ kw}$$

$$= 14564,422 \text{ Hp}$$

### B.1.2. Perhitungan Spesifikasi Penyaringan Udara Air Filter

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa udara} &= 87729,1293 \text{ kg/jam} \\ &= 75296,3904 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 44312,85 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Kandungan abu (kotoran) di dalam udara untuk daerah industri berkisar 1-2 gr/1000 ft<sup>3</sup> (2,3-4,6 mg/m<sup>3</sup>, tabel 20-30 Perry) dan kandungan abu dalam udara maximum 2 mg/m<sup>3</sup>. Berdasarkan tabel 20-30 Perry, maka spesifikasi untuk penyaring ini dipilih tipe High Efficiency Particulate Air (HEPA), ukuran 24" x 24", ketebalan media 1 1/2" dan kapasitas per unit 1000 ft<sup>3</sup>/menit.

### B.1.3 Perhitungan Spesifikasi Alat Inter Cooler

E-211 yaitu inter cooler (pendingin) udara yang dari kompressor stage 1 dengan tekanan 2,466 atm. Laju alir udara (fluida panas) adalah 87729,1293 kg/jam (19325,968 lb/jam) dan laju alir air pendingin (berdasarkan perhitungan neraca massa dan neraca energi)



adalah 312093,769 kg/jam (687431,209 lb/jam) dengan temperatur masuk 152,14°C (306,34°F) dan temperatur keluar 40°C (104°F). Sedangkan temperatur air masuk dianggap tetap yaitu 30°C (86°F) dan temperatur air keluar 38°C (100,4°F) dan beban panas  $Q = 10446402,64$  kJ/jam (9855096,83 Btu/jam).

$$T_1 = 306,34^\circ \text{ F}$$

$$T_2 = 104^\circ \text{ F}$$

$$W = 193235,968 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 86^\circ \text{ F}$$

$$t_2 = 100,4^\circ \text{ F}$$

$$w = 687431,209 \text{ lb/jam}$$

$$Q = 9855096,8 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_2 - t_1 \\ &= 104 - 86 = 18^\circ \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_h &= T_1 - t_2 \\ &= 306,34 - 100,4 = 205,94^\circ \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c}} \\ &= \frac{205,94 - 18}{\ln 205,94/18} = 77,11^\circ \text{ F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{306,94 - 104}{100,4 - 86}$$

$$= 14,05$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{100,4 - 86}{306,94 - 86} = 0,065$$

Dari Fig 8 Kern untuk 1 lewatan dalam shell dan 2 lewatan atau lebih lewatan dalam tube di dapat faktor koreksi  $F_t = 0,93$  dapat digunakan exchanger 1-2 sehingga

$$\Delta t_1, \text{LMTD} = 0,93 \cdot 77,11 = 72,72^{\circ}\text{F}$$

Dari tabel 8 kern UD = 2-50

asumsi UD = 20 Btu/jam  $\text{ft}^2^{\circ}\text{F}$

luas permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{\text{UD} \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{9855096,83}{20 \cdot 71,72}$$

$$= 6870,54 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 10 kern dengan menggunakan tube 3/4 in OD 16 BWG di dapat ID = 0,62 in flow area tube  $a't = 0,302 \text{ in}^2$  luas permukaan per ft panjang  $a = 0,1963 \text{ ft}$  panjang 8 ft

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{a \cdot L} \\
 &= \frac{6870,54}{0,1963 \cdot 8} \\
 &= 4375,02
 \end{aligned}$$

Pada tabel 11-3 (Perry hal 11-14) di dapat  $N_t = 4448$   
 2 pass 3/4 in OD 1 trianguler pitch ID shell 72. Koreksi  
 terhadap A dengan jumlah tube  $N_t = 4448$

$$\begin{aligned}
 A_{\text{baru}} &= N_t \cdot a \cdot L \\
 &= 4448 \cdot 0,1963 \cdot 8 \\
 &= 6985,14 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 UD_{\text{baru}} &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \\
 &= \frac{9855096,83}{6985,14 \cdot 71,72} \\
 &= 19,67 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Ternyata UD masih berada dalam range 2-50, maka UD dapat  
 digunakan untuk perhitungan selanjutnya.

Perhitungan aliran tube

fluida dingin dalam tube (air)

$$1. \quad a't = 0,302 \text{ in}^2$$

$$at = \frac{Nt \cdot a't}{144 \cdot n}$$

$$= \frac{4448 \cdot 0,302}{144 \cdot 2}$$

$$= 4,66 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad Gt = \frac{w}{at}$$

$$= \frac{678431,209}{4,66}$$

$$= 147517,43 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$3. \quad Re,t = \frac{D \cdot Gt}{\mu}$$

$$tc = \frac{86 + 100,4}{2} = 93,2^\circ \text{ F}$$

$$= 0,78 \text{ cp (fig 14 Kern)}$$

$$= 0,78 \cdot 2,42 = 1,8876 \text{ lb/ft jam}$$

$$D = 0,62/12 = 0,0517 \text{ ft}$$

$$Re,t = \frac{0,0517 \cdot 147517,43}{1,8876}$$

$$= 4040,40$$

4. Koefisien perpindahan panas untuk air dapat ditentukan dengan menggunakan Fig 25 Kern

$$v = \frac{Gt}{f} = \frac{147517,43}{3600 \cdot 62,5}$$

$$= 0,66 \text{ ft/s}$$

dari Fig 25 Kern  $h_i = 240 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$h_{io} = h_i \cdot f \cdot ID/OD$$

$$= 240 \cdot 1,0 \cdot 0,67/0,75$$

$$= 198,4 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan aliran lewat shell  
fluida panas dalam shell (udara)

$$1. \quad a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt}$$

dimana :  $ID = 72 \text{ in}$

$$C' = 1-3/4 = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 65 \text{ in}$$

$$Pt = 1 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{72 \cdot 0,25 \cdot 65}{144 \cdot 1}$$

$$= 8,125 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{193235,968}{8,125}$$

$$= 23782,89 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$3. \quad Re_s = \frac{G_s \cdot De}{\mu}$$

$$T_c = \frac{306,34 + 104}{2} = 205,17^{\circ}\text{F}$$

pada  $T_c = 205,17^{\circ}\text{F}$

$$\mu = 0,021 \text{ cp} \quad \text{Fig 15 Kern}$$

$$= 0,021 \times 2,42 = 0,0588 \text{ lb/jam ft}$$

dari 3/4 in OD 1 in triangular pitch pada Fig 28 Kern

$$De = 0,73/12 = 0,0608 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{23782,89 \cdot 0,068}{0,0508}$$

$$= 28464,56$$

4. Dari Fig 28 Kern  $JH = 96$

5. Pada  $T_c = 205,17^{\circ}\text{F}$

$$k = 0,0181 \text{ Btu/jam ft}^2 \quad \text{Tabel 5 Kern}$$

$$c = 0,252 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \quad \text{Fig 3 Kern}$$



$$\begin{aligned}
 h_o &= JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \\
 &= 96 \cdot \frac{0,0181}{0,0608} \cdot \left[ \frac{0,252 \cdot 0,0588}{0,0181} \right]^{1/3} \\
 &= 25,46 \text{ Btu/jam ft}^{2\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

6. Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada keadaan bersih.

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{198,4 \cdot 25,46}{198,4 + 25,46} \\
 &= 22,56 \text{ Btu/jam ft}^{2\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

7. Dirt faktor (faktor pengotor)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{22,56 - 19,67}{22,56 \cdot 19,67} \\
 &= 0,0065 \text{ jam ft}^{2\circ\text{F}}/\text{Btu}
 \end{aligned}$$

Pressur Drop

1. Untuk aliran tube

$$Re_t = 4040,40$$

$$f = 0,00035 \quad \text{Fig 26 Kern}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \theta t}$$

$$= \frac{0,00035 \cdot (147517,43)^2 \cdot 8 \cdot 2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0517 \cdot 1 \cdot 1}$$

$$= 0,045 \text{ psi}$$

$$\Delta p = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= \frac{4 \cdot 2}{1} \cdot \frac{0,66^2}{2 \cdot 32,2}$$

$$= 0,054 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta p$$

$$= 0,045 + 0,054$$

$$= 0,099 \text{ psi}$$

## 2. Untuk aliran sheel

$$Re_s = 28464,56$$

$$f = 0,0015 \quad \text{Fig 29 Kern}$$

$$D_s = 72/12 = 6 \text{ ft}$$

$$N + 1 = \frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 8}{65} = 1,48$$

$$\int_{\text{gas}} = \frac{P \cdot M_w}{1545 T_a}$$

$$= \frac{36,25 \cdot 144 \cdot 29}{1545 (205,17 + 460)}$$

$$= 0,147$$

$$s = \frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{0,147}{62,5} = 2,36 \cdot 10^{-3}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f \cdot \rho_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,222 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \theta t} \\ &= \frac{0,0015 \cdot (23782,89)^2 \cdot 6 \cdot 1,48}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0608 \cdot 2,36 \cdot 10^{-3} \cdot 1} \\ &= 1,00 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dilihat dari pressure drop dan pada heat exchanger (inter cooler) yang direncanakan sudah memenuhi, dimana pada shell terjadi penurunan 1,00 psi, sedang yang dibolehkan untuk gas 2 psi. Penurunan tekanan yang terjadi pada tube adalah 0,099 psi. Penurunan tekanan yang dibolehkan untuk liquid adalah 10 psi.

### B.1.3. Cooler A (E-212)

E-212 yaitu cooler (pendingin) udara yang keluar dari kompressor stage 2 dengan tekanan 6,081 atm. Laju alir udara (fluida panas) adalah 193235,968 lb/jam dan laju alir air pendingin (berdasarkan perhitungan neraca massa dan neraca energi) adalah 351356,3576 kg/jam (773912,682 lb/jam) dengan temperatur masuk 166,45°C (331,61°F) dan temperatur keluar 40°C (104°F). Sedangkan temperatur air masuk dianggap tetap yaitu 30°C (86°F) dan temperatur air keluar 38°C (100,4°F) dan beban panas  $Q = 11094905,66$  Btu/jam,

$$T_1 = 331,61^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 104^{\circ}\text{F}$$

$$W = 193235,968 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 86^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 100,4^{\circ}\text{F}$$

$$w = 773912,682 \text{ lb/jam}$$

$$Q = 11094905,66 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta t_c = T_2 - t_1$$

$$= 104 - 86 = 18^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_h = T_1 - t_2$$

$$= 331,61 - 100,4 = 231,21^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c}}$$

$$= \frac{231,21 - 18}{\ln \frac{231,21}{18}}$$

$$= 83,51^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{331,61 - 104}{100,4 - 86}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{100,40 - 86}{331,61 - 86} \\
 &= 0,06
 \end{aligned}$$

Dari Fig 18 Kern untuk 1 lewatan dalam shell dan 2 atau lebih lewatan dalam tube didapat faktor koreksi  $F_t = 0,85$  dapat digunakan exchanger 1 - 2, sehingga  $t, LMTD = 0,85 \times 83,51 = 70,98^\circ F$ .

Dari tabel 8 Kern  $UD = 2 - 50$

asumsi  $UD = 30 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ F$

Luas permukaan perpindahan panas

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{UD \cdot \Delta t} \\
 &= \frac{11094905,66}{30 \cdot 70,98} \\
 &= 5210,34 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari tabel 10 Kern dengan menggunakan tube 1 in OD

16 BWG didapat ID = 0,87 in flow area tube

$a \cdot t = 0,594 \text{ in}^2$  luas permukaan per ft panjang

$a = 0,2618 \text{ ft}$  panjang 14 ft

$$N_t = \frac{A}{a \cdot L}$$

$$= \frac{5210,34}{0,2618 \cdot 14}$$

$$= 1421,57$$

Dari tabel 11-3 (Perry 11-15) didapat  $N_t = 1598$  4 pass 1 in OD 1 1/4 square pitch ID shell 60 in, koreksi terhadap  $A$  dengan jumlah tube  $N_t = 1598$

$$\begin{aligned} A_{\text{baru}} &= N_t \cdot a \cdot L \\ &= 1598 \cdot 0,2618 \cdot 14 \\ &= 5856,99 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{D_{\text{baru}}} &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \\ &= \frac{11094905,66}{5856,99 \cdot 70,98} \\ &= 26,69 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Ternyata  $U_D$  masih berada dalam range 2 - 50, maka  $U_D$  dapat digunakan untuk perhitungan selanjutnya.

Perhitungan aliran tube

fluida dingin dalam tube (air)



$$1. a't = 0,594 \text{ in}$$

$$at = \frac{Nt \cdot a't}{144 \cdot n}$$

$$= \frac{1598 \cdot 0,594}{144 \cdot 4}$$

$$= 1,64 \text{ ft}^2$$

$$2. Gt = \frac{W}{at}$$

$$= \frac{773912,682}{1,65}$$

$$= 469625,682 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$3. Re,t = \frac{D \cdot Gt}{\mu}$$

$$tc = \frac{86 + 100,4}{2} = 93,2^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,78 \text{ cp}$$

$$= 0,78 \cdot 2,42 = 1,8876 \text{ lb/jam ft}$$

$$D = 0,87/12 = 0,0725 \text{ ft}$$

$$Re,t = \frac{0,0725 \cdot 469625,682}{1,8876}$$

$$= 18037,62$$



UNIVERSITAS  
**DOSOWA**

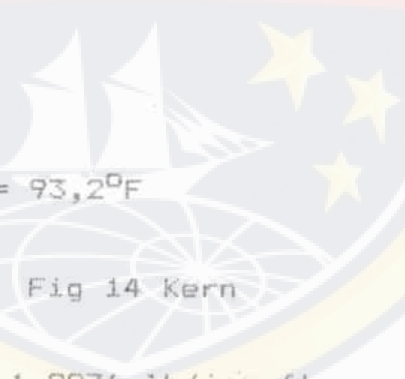


Fig 14 Kern

4. Koefisien perpindahan panas untuk air dapat ditentukan dengan menggunakan Fig 25 Kern dimana ;

$$v = \frac{Gt}{f} = \frac{469625,02}{3600 \cdot 62,5}$$

$$= 2,1 \text{ ft/det}$$

dari Fig 25 Kern  $h_i = 575 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$h_{io} = h_i \cdot f \cdot ID/OD$$

$$= 570 \cdot 0,94 \cdot 0,87/1$$

$$= 446,146 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan aliran lewat shell  
fluida panas dalam shell (udara)

$$1. \text{ as} = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt}$$

dimana :  $ID = 60 \text{ in}$

$$C' = 1 \frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 52 \text{ in}$$

$$Pt = 1 \frac{1}{4} \text{ in (1,25 in)}$$

$$\text{as} = \frac{60 \cdot 0,25 \cdot 52}{144 \cdot 1,25}$$

$$= 4,333 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad G_s = \frac{W}{as}$$

$$= \frac{193235,968}{4,333}$$

$$= 44592,92 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$3. \quad Re_s = \frac{G_s \cdot De}{\mu}$$

$$T_c = \frac{331,61 + 104}{2} = 217,81^{\circ}\text{F}$$

pada  $T_c = 217,81^{\circ}\text{F}$

$$\mu = 0,022 \text{ cp} \quad \text{Fig 15 Kern}$$

$$= 0,022 \times 2,42 = 0,05324 \text{ lb/jam ft}$$

dari 1 in OD 1 1/4 in squar pitch pada Fig 28 Kern

$$De = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{44592,92 \cdot 0,0825}{0,05324}$$

$$= 69100,60$$

4. Dari Fig 28 Kern  $JH = 160$

5. Pada  $T_c = 217,81^{\circ}\text{F}$

$$k = 0,0184 \text{ Btu/jam ft}^2 \quad \text{Tabel 5 Kern}$$

$$c = 0,253 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \quad \text{Fig 3 Kern}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \\
 &= 160 \cdot \frac{0,0184}{0,0825} \cdot \left[ \frac{0,253 \cdot 0,05324}{0,0184} \right]^{1/3} \\
 &= 32,16 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

6. Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada keadaan bersih.

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{446,146 \cdot 32,16}{446,146 + 32,16} \\
 &= 29,998 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

7. Dirt faktor (faktor pengotor)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{29,998 - 26,69}{29,998 \cdot 26,69} \\
 &= 0,0041 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

dimana  $R_d$ , min untuk gas-air cooler adalah  $0,004 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$

### Pressur Drop

1. Untuk aliran tube

$$Re_t = 18037,62$$

$$f = 0,00021 \quad \text{Fig 26 Kern}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \theta t}$$

$$= \frac{0,00021 \cdot (469625,02)^2 \cdot 14 \cdot 4}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0725 \cdot 1 \cdot 1}$$

$$= 0,69 \text{ psi}$$

$$\Delta p = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= \frac{4 \cdot 4}{1} \cdot \frac{2,1^2}{2 \cdot 32,2}$$

$$= 1,08 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta p$$

$$= 0,69 + 1,08$$

$$= 1,77 \text{ psi}$$

2. Untuk aliran sheel

$$Re_s = 69100,60$$

$$f = 0,0015 \quad \text{Fig 29 Kern}$$

$$D_s = 60/12 = 5 \text{ ft}$$

$$N+1 = \frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 14}{52} = 3,231$$

$$f_{\text{gas}} = \frac{P \cdot M_w}{1545 T_a}$$

$$= \frac{83,39 \cdot 144 \cdot 29}{1545 (217,81 + 460)}$$

$$= 0,340$$

$$= \frac{f_{\text{gas}}}{f_{\text{air}}} = \frac{0,34}{62,5} = 5,76 \cdot 10^{-3}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot g_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,222 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \theta t}$$

$$= \frac{0,0015 (44592,92)^2 \cdot 5 \cdot 3,231}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0825 \cdot 5,76 \cdot 10^{-3} \cdot 1}$$

$$= 1,94 \text{ psi}$$

Dilihat dari pressure drop dan pada heat exchanger (inter cooler) yang direncanakan sudah memenuhi, dimana pada shell terjadi penurunan 1,94 psi, sedang yang dibolehkan untuk gas 2 psi. Penurunan tekanan yang terjadi pada tube adalah 1,770 psi. Penurunan tekanan yang dibolehkan untuk liquid adalah 10 psi.

#### B.1.4 Cooler B (E-212)

E-212 yaitu cooler (pendingin) udara yang keluar dari kompressor stage 3 dengan tekanan 15 atm. Laju alir udara (fluida panas) adalah 191926,40 lb/jam dan laju alir air pendingin (berdasarkan perhitungan



75,1929 kg/jam (768667,83 lb/jam) dengan temperatur masuk 166,45°C (331,61°F) dan temperatur keluar 40°C (104°F). Sedangkan temperatur air masuk dianggap tetap yaitu 30°C (86°F) dan temperatur air keluar 38°C (100,4°F) dan beban panas  $Q = 11019714,77$  Btu/jam,

$$T_1 = 331,61^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 104^{\circ}\text{F}$$

$$W = 191926,40 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 86^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 100,4^{\circ}\text{F}$$

$$w = 768667,83 \text{ lb/jam}$$

$$Q = 11019714,77 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_2 - t_1 \\ &= 104 - 86 = 18^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_h &= T_1 - t_2 \\ &= 331,61 - 100,4 = 231,21^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c}} \\ &= \frac{231,21 - 18}{\ln \frac{231,21}{18}} \\ &= 83,51^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{331,61 - 104}{100,4 - 86} = 15,81$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{100,40 - 86}{331,61 - 86}$$

$$= 0,06$$

Dari Fig 18 Kern untuk 1 lewat dalam shell dan 2 atau lebih lewat dalam tube didapat faktor koreksi  $F_t = 0,85$  dapat digunakan exchanger 1 - 2, sehingga  $t, LMTD = 0,85 \times 83,51 = 70,98^\circ F$ .

Dari tabel 8 Kern  $UD = 2 - 50$

asumsi  $UD = 30 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ F$

Luas permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{11019714,77}{30 \cdot 70,98}$$

$$= 5175,03 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 10 Kern dengan menggunakan tube 1 in OD 16 BWG didapat ID = 0,87 in flow area tube  $a \cdot t = 0,594 \text{ in}^2$  luas permukaan per ft panjang  $a = 0,2618 \text{ ft}$  panjang 14 ft.

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{a \cdot L} \\ &= \frac{5175,03}{0,2618 \cdot 14} \\ &= 1411,94 \end{aligned}$$

Dari tabel 11-3 (Perry 11-15) didapat  $N_t = 1576$  per shell lin OD 1 1/4 square pitch ID shell 60 in, koreksi terhadap A dengan jumlah tube  $N_t = 1576$

$$\begin{aligned} A_{\text{baru}} &= N_t \cdot a \cdot L \\ &= 1576 \cdot 0,2618 \cdot 14 \\ &= 5776,36 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{D_{\text{baru}}} &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \\ &= \frac{11019714,77}{5776,36 \cdot 70,98} \\ &= 26,88 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Ternyata UD masih berada dalam range 2 - 50, maka UD dapat digunakan untuk perhitungan selanjutnya.

Perhitungan aliran tube  
fluida dingin dalam tube (air)

1.  $a't = 0,594 \text{ in}$

$$a_t = \frac{N_t \cdot a't}{144 \cdot n}$$

$$= \frac{1576 \cdot 0,594}{144 \cdot 6}$$

$$= 1,0835 \text{ ft}^2$$

2.  $G_t = \frac{W}{a_t}$

$$= \frac{768667,83}{1,0835}$$

$$= 709430,39 \text{ lb/jam ft}^2$$

3.  $Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$

$$t_c = \frac{86 + 100,4}{2} = 93,2^\circ \text{ F}$$

$$\mu = 0,78 \text{ cp} \quad \text{Fig 14 Kern}$$

$$= 0,78 \cdot 2,42 = 1,8876 \text{ lb/jam ft}$$

$$D = 0,87/12 = 0,0725 \text{ ft}$$

$$Re_{t} = \frac{0,0725 \cdot 709430,392}{1,8876} = 27248,20$$

4. Koefisien perpindahan panas untuk air dapat ditentukan dengan menggunakan Fig 25 Kern dimana ;

$$v = \frac{Gt}{f} = \frac{709430,39}{3600 \cdot 62,5} = 3,15 \text{ ft/det}$$

dari Fig 25 Kern  $h_i = 825 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \cdot f \cdot ID/OD \\ &= 825 \cdot 0,94 \cdot 0,87/1 \\ &= 674,685 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan aliran lewat shell fluida panas dalam shell (udara)

$$1. a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt}$$

dimana :  $ID = 60 \text{ in}$

$$C' = 1 \frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 50 \text{ in}$$

$$Pt = 1 \frac{1}{4} \text{ in (1,25 in)}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{60 \cdot 0,25 \cdot 50}{144 \cdot 1,25} \\ &= 4,167 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$2. \quad G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{191926,40}{4,167}$$

$$= 46062,34 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$3. \quad Re_s = \frac{G_s \cdot De}{\mu}$$

$$T_c = \frac{331,61 + 104}{2} = 217,81^\circ\text{F}$$

pada  $T_c = 217,81^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,022 \text{ cp} \quad \text{Fig 15 Kern}$$

$$= 0,022 \times 2,42 = 0,05324 \text{ lb/jam ft}$$

dari 1 in OD 1 1/4 in square pitch pada Fig 28 Kern

$$De = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{46062,34 \cdot 0,0825}{0,05324}$$

$$= 71377,59$$

4. Dari Fig 28 Kern  $JH = 164$

5. Pada  $T_c = 217,81^\circ\text{F}$

$$k = 0,0184 \text{ Btu/jam ft}^2 \quad \text{Tabel 5 Kern}$$

$$c = 0,253 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \quad \text{Fig 3 Kern}$$



$$\begin{aligned}
 h_o &= JH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \\
 &= 164 \cdot \frac{0,0184}{0,0825} \cdot \left[ \frac{0,253 \cdot 0,05324}{0,0184} \right]^{1/3} \\
 &= 32,964 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

6. Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada keadaan bersih.

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{674,685 \cdot 32,964}{674,685 + 32,964} \\
 &= 31,428 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

7. Dirt faktor (faktor pengotor)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{31,428 - 26,88}{31,428 \cdot 26,88} \\
 &= 0,0053 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

dimana  $R_d$ , min untuk gas-air cooler adalah  $0,004 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$

### Pressur Drop

1. Untuk aliran tube

$$Re, t = 27248,20$$

$$f = 0,000119 \quad \text{Fig 26 Kern}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \theta t}$$

$$= \frac{0,000118 \cdot (709430,39)^2 \cdot 14 \cdot 6}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0725 \cdot 1 \cdot 1}$$

$$= 1,32 \text{ psi}$$

$$\Delta p = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= \frac{4 \cdot 6}{1} \cdot \frac{3,15^2}{2 \cdot 32,2}$$

$$= 3,70 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta p$$

$$= 1,32 + 3,70$$

$$= 5,02 \text{ psi}$$

2. Untuk aliran sheel

$$Re_s = 71377,59$$

$$f = 0,00146 \quad \text{Fig 29 Kern}$$

$$D_s = 60/12 = 5 \text{ ft}$$

$$N+1 = \frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 14}{50} = 3,36$$

$$\begin{aligned}
 f_{\text{gas}} &= \frac{P \cdot M_w}{1545 T_a} \\
 &= \frac{220,5 \cdot 144 \cdot 29}{1545 (217,81 + 460)} \\
 &= 0,879 \\
 s &= \frac{f_{\text{gas}}}{f_{\text{air}}} = \frac{0,879}{62,5} = 0,0141 \\
 \Delta P_s &= \frac{f \cdot g_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,222 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \theta t} \\
 &= \frac{0,00146 (46062,34)^2 \cdot 5 \cdot 3,36}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0825 \cdot 0,0141 \cdot 1} \\
 &= 0,95 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Dilihat dari pressure drop dan pada heat exchanger (air cooler) yang direncanakan sudah memenuhi, dimana padashell terjadi penurunan 0,95 psi, sedang yang dibolehkan untuk gas 2 psi. Penurunan tekanan yang terjadi padatube adalah 5,02 psi. Penurunan takanan yang dibolehkan untuk liquid adalah 10 psi.

#### B.1.4. Perhitungan Spesifikasi Molekular Sieve (Ms-211)

Dari perhitungan kadar air pada neraca massa, untuk 5 ton prodak oksigen cair per jam diperoleh air fp 386,8650 kg air per jam. Operasi molecular sieve dapat

dilakukan 0,5 sampai 8 jam dengan operasi desain 4 jam (Schweitzer 1979) jumlah air yang diserap selama 4 jam operasi =  $4 \times 386,8650 = 1547,46 \text{ kg}$ .

Untuk molecular sieve tipe 13X, 1 1/8 in pellet, mempunyai kesetimbangan pada 28 % berat air (Laporte 13X AS) sehingga untuk 1 kg molecular sieve diperoleh ;  $28/72 = 0,3889 \text{ kg air/jam molecular sieve}$  untuk menyerap air sebanyak :  $1547,460 \text{ kg} / 0,3889 = 3979,1829 \text{ kg} = (8764,720 \text{ lb})$ .

Jika  $\rho_{\text{Ms}} = 660 \text{ kg/m}^3 (41,14 \text{ lb/ft}^3)$  Laporte., maka dibutuhkan molecular sieve sebanyak  $213,05 \text{ ft}^3$  untuk menghindari uap air yang lolos dari molecular sieve dan diambil faktor keamanan 50 %, sehingga dibutuhkan molecular sieve sebanyak  $319,575 \text{ ft}^3$ .

Laju alir superfisial untuk penyerapan adalah 20 - 50 cm/det (Schweitzer 1979), sehingga untuk penentuan luas penampang unggun diambil laju alir superfiser  $v = 30 \text{ cm/det}$  atau  $3600 \text{ ft/jam}$ .

Laju alir volume udara  $Q = W / \rho_{\text{udara}}$   
dimana  $\rho_{\text{udara}}$  adalah :

$$\rho = \frac{P \cdot M_w}{1545 \cdot T_a}$$

dimana :  $M_w = \text{berat mulekul udara } 28,95$

$$P = 15 \text{ atm} = 220,5 \text{ psi}$$

$$T_a = 40^\circ\text{C} = 564^\circ\text{R}$$

$$W = 86548,683 \text{ kg/jam}$$

$$= 190803,97 \text{ lb/jam}$$

$$f = \frac{220,5 \cdot 28,95 \cdot 144}{1545 \cdot 564}$$

$$= 1,055 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{190803,97}{1,055}$$

$$= 180856,84 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Luas penampang unggun  $A = Q/v$

$$= \frac{180856,84}{3600} = 50,24 \text{ ft}^2$$

Diameter unggun (D), dimana  $A = 1/4 \pi D^2$

$$D^2 = A/\pi$$

$$= \sqrt{A/\pi}$$

$$= \left[ \frac{4 \cdot 50,24}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$= 8 \text{ ft (96 in)}$$

Tinggi unggun  $H = \text{Volume/Luas}$

$$= \frac{319,575}{50,24} = 6,36 \text{ ft}$$

Ruang kosong di atas dan di bawah masing-masing 2 ft sehingga tinggi kolom :

$$\begin{aligned} H &= 6,36 + 2 \times 2 \\ &= 10,36 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### B.1.5. E - 213 EXCHANGER

E-213 yaitu exchanger (memanaskan fluida) udara yang dari molekuler sieve dengan tekanan 15 atm. Laju alir udara dari molekuler sieve masuk ke exchanger 69971,328 kg/jam (154121,86 lb/jam) dan laju alir udara stem dari condensor 33603,765 kg/jam (74017,10 lb/jam) dengan temperatur masuk  $40^{\circ}\text{C}$  ( $104^{\circ}\text{F}$ ) dan keluar  $-32^{\circ}\text{C}$  ( $-9,4^{\circ}\text{F}$ ). Sedangkan temperatur udara pendingin yang masuk  $-179,29^{\circ}\text{C}$  ( $-289,82^{\circ}\text{F}$ ) dan temperatur udara pendingin keluar  $-46,26^{\circ}\text{C}$  ( $-51,27^{\circ}\text{F}$ ) dan beban panas  $Q = 4297988,564 \text{ kJ/jam}$  ( $4054706,192 \text{ Btu/jam}$ ).

$$W = 154121,86 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 104^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = -9,4^{\circ}\text{F}$$

$$w = 74017,10 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = -289,82^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = -51,27^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 4054706,192 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta t_c = T_1 - t_2$$

$$= 104 - (-51,27) = 155,27^{\circ}\text{F}$$



$$\Delta t_h = (-9,4 - (-289,82)) = 280,42^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c}}$$

$$= \frac{280,42 - 155,27}{\ln \frac{280,42}{155,27}}$$

$$= 211,72^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{104 - (-9,4)}{-51,27 - (-288,92)}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{-51,27 - (-288,92)}{104 - (-288,92)} = 0,61$$

Dari Fig 18 Kern untuk 1 lewatan dalam shell dan 2 atau lebih lewatan dalam tube didapat faktor koreksi  $F_t = 0,89$  dapat digunakan exchanger 1 - 2 sehingga

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = 0,89 \times 211,27 = 188,03^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 Kern UD = 5 - 50

$$\text{asumsi UD} = 25 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{UD \Delta t}$$

$$= \frac{4054706,192}{25 \cdot 188,03}$$

$$= 1078,21 \text{ ft}^2$$

dari tabel 10 Kern dengan menggunakan tube 1 in OD 16 BWG didapat ID = 0,87 in flow area per tube a't = 0,594 in<sup>2</sup> luas permukaan per ft panjang a = 0,2618 in panjang 8 ft.

$$N_t = \frac{A}{a \cdot L}$$

$$= \frac{1078,21}{0,2618 \cdot 8}$$

$$= 514,80$$

Dari tabel 9 Kern didapat  $N_t = 522$  1 pass 1 in OD 1 1/4 square pitch ID shell 37 in.

Koreksi terhadap A dengan jumlah tube  $N_t = 522$

$$A_{\text{baru}} = N_t \cdot a \cdot L$$

$$= 522 \cdot 0,2618 \cdot 8$$

$$= 1093,28 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 UD_{\text{baru}} &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \\
 &= \frac{4054706,19}{1093,28 \cdot 188,09} \\
 &= 19,72 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}
 \end{aligned}$$

Perhitungan aliran tube  
fluida dingin dalam tube

1.  $a't = 0,594 \text{ in}$

$$a_t = \frac{N_t \cdot a't}{144 \cdot P_t}$$

$$= \frac{522 \cdot 0,594}{144 \cdot 1} = 2,153 \text{ ft}^2$$

2.  $G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{74017,19}{2,153}$   
 $= 34374,60 \text{ lb/jam ft}^2$

3.  $Ge,t = \frac{G_t \cdot D}{\mu}$

$$\begin{aligned}
 t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{-289,82 + (-51,27)}{2} \\
 &= -170,55^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\mu &= 0,0055 \text{ cp} && \text{Fig 15} \\ &= 0,0055 \times 2,42 = 0,0133 \text{ lb/jam} \\ D &= 0,87/12 = 0,0725 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}G_e, t &= \frac{0,0725 \cdot 34374,60}{0,0133} \\ &= 187380,32\end{aligned}$$

4. Dari Fig 24 Kern didapat  $J_h = 410$

5. Pada  $t_c = -170,55^\circ\text{F}$

$$c = 0,43 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \quad \text{Fig 3 Kern}$$

$$k = 0,0089 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F} \quad \text{Tabel 5 Kern}$$

$$\begin{aligned}h_i &= J_h \cdot \frac{k}{D} \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \\ &= 410 \cdot \frac{0,0089}{0,0725} \left[ \frac{0,43 \cdot 0,0133}{0,0089} \right]^{1/3} \\ &= 43,43 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}6. \quad h_{io} &= h_i \cdot ID/OD \\ &= 43,43 \cdot 0,87/1 \\ &= 37,78 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Perhitungan aliran lewat shell

fluida panas dalam shell (udara)

$$1. \quad a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt}$$

dimana : ID = 37 in

$$C' = 1 \frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 32 \text{ in}$$

$$Pt = 1 \frac{1}{4} \text{ in (1,25 in)}$$

$$a_s = \frac{37 \cdot 0,25 \cdot 32}{144 \cdot 1,25}$$

$$= 1,556 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{154121,86}{1,556}$$

$$= 99078,34 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$3. \quad G_{e,s} = \frac{G_s \cdot De}{\mu}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{104 + (-9,4)}{2}$$

$$= 47,3^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,0172 \text{ cp} \quad \text{Fig 15}$$

$$= 0,0172 \times 2,42 = 0,0416 \text{ lb/jam}$$

$$D = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{0,0825 \cdot 99078,34}{0,0416}$$

$$= 196489,49$$

4. Dari Fig 25 Kern didapat  $J_h = 285$

5. Pada  $t_c = 47,3^{\circ}\text{F}$

$$c = 0,25 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \quad \text{Fig 3 Kern}$$

$$k = 0,0162 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F} \quad \text{Tabel 5 Kern}$$

$$6. \quad h_o = J_h \cdot \frac{k}{D_e} \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3}$$

$$= 285 \cdot \frac{0,0162}{0,0825} \cdot \left[ \frac{0,25 \cdot 0,0416}{0,0162} \right]^{1/3}$$

$$= 48,28 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

7. Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada keadaan bersih.

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{37,78 \cdot 48,28}{37,78 + 48,28}$$

$$= 21,19 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

8. Dirt faktor (faktor pengotoran)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{21,19 - 19,72}{21,19 \cdot 19,72}$$

$$= 0,0035 \text{ jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/Btu}$$



## Pressur Drop

### 1. Aliran dalam tube

$$Re_t = 187380,32$$

$$f = 0,00013 \quad \text{Fig 26 Kern}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \theta t} \\ &= \frac{0,00013 \cdot (34374,60)^2 \cdot 8 \cdot 1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0725 \cdot 1 \cdot 1} \\ &= 3,25 \cdot 10^{-4} \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= \frac{2 \cdot n}{s} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\ &= \frac{2 \cdot 1}{1} \cdot \frac{(0,13)^2}{2 \cdot 32,2} \\ &= 0,0056 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P \\ &= 0,00035 + 0,00056 = 0,00081 \text{ psi} \end{aligned}$$

### 2. Aliran dalam shell

$$Re_s = 196489,49$$

$$f = 0,0012 \quad \text{Fig 29 Kern}$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = \frac{35}{12} = 2,92$$

$$N + 1 = \frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 8}{32} = 3$$

$$f = \frac{P \cdot Mw}{1545 \cdot T_a}$$

$$= \frac{220,5 \cdot 144 \cdot 29}{1545 \cdot (47,3 + 460)} = 1,175$$

$$s = \frac{f_{\text{gas}}}{f_{\text{air}}} = \frac{1,175}{62,5} = 0,0188$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_S \cdot N+1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \theta_t}$$

$$= \frac{0,0012 \cdot (99078,34)^2 \cdot 2,98 \cdot 3}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0825 \cdot 0,0188 \cdot 1}$$

$$= 1,27 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \theta_t}$$

$$= \frac{0,00013 \cdot (34374,60)^2 \cdot 8 \cdot 1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0725 \cdot 1 \cdot 1}$$

$$= 3,25 \cdot 10^{-4} \text{ psi}$$

### B.1.6. E - 216 REBOILER

E-216 yaitu Reboiler (memanaskan atau menguapkan) uap yang keluar dari striper dengan tekanan 8 atm. laju alir udara dari molecular sieve masuk kereboiler (fluida panas) adalah 16144,6844 kg/jam (35560,98 lb/jam) dan laju alir uap adalah 10000 kg/jam (22026,4 lb/jam) dengan temperatur masuk fluida panas 40°C (104°F) dan temperatur keluar -60°C (-76°F). Sedangkan temperatur uap yang masuk dan keluar -156,92 °C (-250,46°F) dan beban panas  $Q = 1572492,261$  kJ/jam (1483483,265 Btu/jam).

$$W = 35560,98 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 104^\circ\text{F}$$

$$T_2 = -76^\circ\text{F}$$

$$w = 22026,40 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = -250,46^\circ\text{F}$$

$$t_2 = -250,46^\circ\text{F}$$

$$Q = 1483483,265 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_2 - t_1 \\ &= -76 - (-250,46) = 174,40^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_h &= T_1 - t_2 \\ &= 104 - (-250,46) = 354,46^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_c - \Delta t_h}{\ln \frac{\Delta t_c}{\Delta t_h}}$$

$$= \frac{174,40 - 354,46}{\ln \frac{174,40}{354,46}}$$

$$= 253,9^{\circ}\text{F}$$

Dari tabel 8 Kern UD = 5 - 50

asumsi UD = 44 Btu/jam ft<sup>2</sup> °F

luas perpindahan panas :

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t}$$

$$A = \frac{1483483,265}{44 \cdot 253,9}$$

$$= 132,79 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 10 Kern dapat digunakan tube 1 1/4 in OD 16 BWG didapat ID 1, 12 in flow area per tube a't = 0,985 in<sup>2</sup> luas permukaan per ft panjang a = 0,3271 in panjang 10 ft.

$$N_t = \frac{A}{a \cdot L}$$

$$= \frac{132,79}{0,3271 \cdot 10}$$

$$= 40,60$$

dari tabel 9 Kern didapat  $N_t = 44 \text{ ft}^2$  1 pass 1 1/4 in OD  
1 9/16 in squar pitch ID shell 15 1/4 in.

Koreksi terhadap A dengan jumlah tube  $N_t = 44$

$$\begin{aligned} A_{\text{baru}} &= N_t \cdot a \cdot L \\ &= 44 \cdot 0,3217 \cdot 10 \\ &= 143,924 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \\ &= \frac{1483483,265}{143,924 \cdot 253,9} \\ &= 40,60 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Perhitugan Lewat Tube

Udara lewat tube (fluida panas)

$$4. \quad a't = 0,985 \text{ in}^2$$

$$a_t = \frac{N_t \cdot a't}{144 \cdot n}$$

$$= \frac{44 \cdot 0,985}{144 \cdot 1}$$

$$= 0,301 \text{ ft}^2$$

$$5. \quad G_t = \frac{W}{at}$$

$$= \frac{35560,98}{0,301}$$

$$= 118153,70 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$6. \quad T_c = \frac{104 + (-76)}{2} = 14^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,0164 \text{ cp} \quad \text{Fig 15 Kern}$$

$$= 0,0164 \times 2,42 = 0,0397 \text{ lb/jam}$$

$$D = 1,12/12 = 0,093 \text{ ft}$$

$$5. \quad Re_t = \frac{G_t \cdot D}{\mu}$$

$$= \frac{118153,70 \cdot 0,0933}{0,0397}$$

$$= 276783,2$$

6. Dari Fig 24 Kern  $JH = 560$

pada  $T_c = 14^{\circ}\text{F}$

$$k = 0,0156 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F} \quad \text{Tabel 5 Kern}$$

$$c = 0,25 \text{ Btu/lb jam} \quad \text{Fig 3 Kern}$$

$$7. \quad h_i = JH \cdot \frac{k}{D} \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3}$$



$$h_i = 560 \frac{0,0156}{0,0933} \left[ \frac{0,25 \cdot 0,0397}{0,0156} \right]^{1/3}$$

$$= 80,79 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$8. \quad h_{io} = h_i \cdot \frac{ID}{OD}$$

$$= 80,79 \cdot \frac{1,12}{1,25}$$

$$= 72,39 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan lewat shell

uap lewat shell (fluida dingin) :

1. Asumsi  $h_o = 170$

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_c - T_c)$$

$$t_w = 14 + \frac{72,39}{72,39 + 170} [14 - (-250,46)]$$

$$= 92,98^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_w = t_w - t_c$$

$$= 92,98 - 14 = 78,98^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 14 + \frac{170}{72,39 + 170} (-250,46 - 14)$$

$$= -171,48^{\circ}\text{F}$$

$$t_f = \frac{T_c + t_w}{2}$$

$$t_f = \frac{-250,46 + (-171,48)}{2} = -210,97^{\circ}\text{F}$$

dengan cara interpolasi dari Ferry tabel 3 - 211 udara :

$$k_f = 0,083 \text{ W/m}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,0523 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_f = 0,64 \cdot 10^{-4} \text{ Pa.s} \longrightarrow 0,1549 \text{ lb/jam}$$

$$c_f = 2,514 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,5981 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$v_f = 1,210 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \longrightarrow \rho_f = 51,59 \text{ lb/ft}^3$$

$$\beta = \frac{1}{t_f + 460}$$

$$= \frac{1}{-210,97 + 460} = 4,016 \cdot 10^{-3}$$

$$d_e = 1,25/12 = 0,1042 \text{ ft}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot c_f \cdot \beta}{\mu} \cdot \frac{\Delta t}{d_e} \right]^{0,25}$$

$$= 116 \left[ \frac{(0,0523)^3 \cdot (51,59)^2 \cdot 0,5981 \cdot 4,016 \cdot 10^{-3}}{0,1549} \cdot \frac{78,98}{0,1042} \right]^{0,25}$$

$$= 168,72 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. trial  $h_o = 168,74$

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_c - T_c)$$

$$t_w = 14 + \frac{72,39}{72,39 + 168,72} [14 - (-250,46)]$$

$$= 93,4^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_w = t_w - t_c$$

$$= 93,4 - 14 = 79,4^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 14 + \frac{168,72}{72,39 + 168,72} (-250,46 - 14)$$

$$= -171,06^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{T_c + t_w}{2}$$

$$t_f = \frac{-250,46 + (-171,06)}{2} = -210,76^\circ\text{F}$$

dengan cara interpolasi dari Ferry tabel 3 - 211 udara :

$$k_f = 0,083 \text{ W/m}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,0523 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_f = 0,6374 \cdot 10^{-4} \text{ Pa.s} \longrightarrow 0,1543 \text{ lb/jam}$$

$$c_f = 2,521 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,6000 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$v_f = 1,212 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \longrightarrow \rho_f = 51,51 \text{ lb/ft}^3$$

$$\beta = \frac{1}{t_f + 460}$$

$$= \frac{1}{-210,76 + 460} = 4,012 \cdot 10^{-3}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot c_f \cdot \beta}{\mu} \cdot \frac{\Delta t}{d_e} \right]^{0,25}$$

$$= 116 \left[ \frac{(0,0523)^3 \cdot (51,51)^2 \cdot 0,6000 \cdot 4,012 \cdot 10^{-3}}{0,1543} \cdot \frac{79,40}{0,1042} \right]^{0,25}$$

$$= 169,31 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

maka didapat  $h_o = 169,31 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$  dengan cara trial.

9. Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada keadaan

bersih

$$U_c = \frac{h_{i0} \cdot h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{72,39 \cdot 169,31}{72,39 + 169,31} = 50,71 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

10. Dirt faktor (faktor pengotor)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{50,71 - 40,60}{50,71 \cdot 40,60}$$

$$= 0,0049 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

dimana  $R_d$ , min untuk gas - gas pada reboiler adalah  
 $0,002 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$

Pressur Drop

1. Untuk aliran dalam tube

$$Re_{t} = 276783,2$$

$$f = 0,002118 \quad \text{Fig 26 Kern}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \theta t}$$

$$f = \frac{P \cdot M_w}{1545 \cdot T_a}$$

$$= \frac{220,5 \cdot 144 \cdot 29}{1545 \cdot (14 + 460)}$$

$$= 1,257$$

$$s = \frac{f_{\text{gas}}}{f_{\text{air}}} = \frac{1,257}{62,5}$$

$$= 0,0201$$

$$\Delta P_t = \frac{0,000118 \cdot (118153,70)^2 \cdot 10 \cdot 1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0933 \cdot 0,0201 \cdot 1}$$

$$= 0,17 \text{ psi}$$

$$\Delta p = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot gc}$$

$$\Delta p = \frac{4 \cdot 1}{0,0201} \cdot 0,002$$

$$= 0,40 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta p$$

$$= 0,17 + 0,4 = 0,57 \text{ psi}$$

2. Untuk aliran shell

$De' = 4 \text{ flow area} / \text{friction wetted perimeter}$

$$\text{flow area} = \pi/8 (ID^2 - Nt)$$

$$= \pi/8 (15,25^2 - 44)$$

$$= 74,05 \text{ in}^2$$

$$as = \frac{74,05}{144} = 0,514 \text{ ft}^2$$

$$\text{wetted perimeter} = 1/2 \pi \cdot ID + 1/2 \pi \cdot Nt + ID$$

$$= 1/2 \pi \cdot 15,25 + 1/2 \pi \cdot 44 + 15,25$$

$$= 108,32 \text{ in}$$



$$De' = \frac{4 \cdot 74,05}{108,32} = 2,734 \text{ in}$$

$$= 2,734/12 = 0,228 \text{ ft}$$

$$Gs = \frac{1}{2} \cdot \frac{ws}{as}$$

$$= \frac{1}{2} \cdot \frac{10000}{0,514}$$

$$= 9727,63$$

pada  $Ta = -250,46^{\circ}\text{F}$

$$\mu = 1,27 \cdot 10^{-4} \text{ Pas} \quad \text{Tabel 3 - 270 Perry}$$

$$= 0,127 \text{ cp} \times 2,42 = 0,307 \text{ lb/jam ft}$$

$$Re_{,s} = \frac{De \cdot Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,228 \cdot 9727,63}{0,307}$$

$$= 7224,43$$

$f = 0,0022$  Fig 29 Kern

$$f = \frac{P \cdot Mw}{1545 \cdot Ta}$$

$$= \frac{8 \cdot 144 \cdot 29}{1545 \cdot (-250,46 + 460)}$$

$$= 1,670$$

$$s = \frac{f_{\text{gas}}}{f_{\text{air}}} = \frac{1,670}{62,5}$$

$$= 0,027$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot L_{\text{total}}}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \theta t}$$

$$= \frac{0,0022 \cdot (7224,43)^2 \cdot 10}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,228 \cdot 0,027}$$

$$= 0,0065 \text{ psi}$$

Dilihat dari pressur drop dan Rd heat reboiler yang direncanakan sudah memenuhi, dimana pada shell terjadi penurunan tekanan 0,0065 psi dan penurunan tekanan pada tube 0,57 psi, sedangkan yang dibolehkan untuk gas adalah 2 psi.

#### B.1.7. E - 215 CONDENSOR

E-21 yaitu condensor (mendinginkan atau menguapkan) nitrogen yang keluar dari rektifair dengan tekanan 12 atm. Laju alir udara dari rektifair (fluida panas) adalah 13134,75 kg/jam (28957,13 lb/jam) dan laju

alir pendingin adalah 23720,305 kg/jam (52294,26 lb/jam) dengan temperatur masuk dan keluar  $-165,48^{\circ}\text{C}$  ( $-265,86^{\circ}\text{F}$ ) Sedangkan temperatur udara pendingin yang masuk  $-179,35^{\circ}\text{C}$  dan temperatur udara pendingin keluar  $-178,79^{\circ}\text{C}$  ( $-289,82^{\circ}\text{F}$ ) dan beban panas  $Q = 4288631,301$  kJ/jam (4045949,18 Btu/jam).

$$W = 28957,13 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = -265,86^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = -265,86^{\circ}\text{F}$$

$$w = 52294,26 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = -290,83^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = -289,82^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 4288631,301 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_2 - t_1 \\ &= -265,86 - (-290,83) = 24,97^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_h &= T_1 - t_2 \\ &= -265,86 - (-289,82) = 23,96^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_c - \Delta t_h}{\ln \frac{\Delta t_c}{\Delta t_h}} \\ &= \frac{24,97 - 23,96}{\ln \frac{24,97}{23,96}} \\ &= 24,46^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Dari tabel 8 Kern  $UD = 5 - 50$

asumsi  $UD = 50 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

luas perpindahan panas :

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t}$$

$$A = \frac{4045878,59}{50 \cdot 24,46}$$

$$= 3308,16 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 10 Kern dapat digunakan tube  $1 \frac{1}{4}$  in OD 16 BWG didapat ID 1,12 in flow area per tube  $a' = 0,985 \text{ in}^2$  luas permukaan per ft panjang  $a = 0,3271 \text{ in}$  panjang 10 ft.

$$N_t = \frac{A}{a \cdot L}$$

$$= \frac{3308,16}{0,3271 \cdot 10}$$

$$= 1011,4$$

dari tabel 11-3 Perry didapat  $N_t = 1012 \text{ ft}^2$  4 pass  $1 \frac{1}{4}$  in OD  $1 \frac{9}{16}$  in squar pitch ID shell 60 in.

Koreksi terhadap A dengan jumlah tube  $N_t = 1012$

$$A_{\text{baru}} = N_t \cdot a \cdot L$$

$$= 1012 \cdot 0,3217 \cdot 10$$

$$= 3310,252 \text{ ft}^2$$

$$UD = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{4045878,59}{3310,252 \cdot 24,46}$$

$$= 49,97 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan Lewat shell

Nitrogen lewat shell (fluida dingin)

$$4. \quad as = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt}$$

dimana : ID = 60 in

$$C' = 1 \frac{9}{16} - 1 \frac{1}{4} = 0,3125 \text{ in}$$

$$B = 25 \text{ in}$$

$$Pt = 1 \frac{9}{16} \text{ in (1,5625 in)}$$

$$4. \quad as = \frac{60 \cdot 0,3125 \cdot 25}{144 \cdot 1,5625}$$

$$= 2,0832 \text{ ft}^2$$

$$5. \quad Gs = \frac{w}{as}$$

$$Gs = \frac{28957,13}{2,0832}$$

$$= 13899,42 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$G'' = \frac{W}{L \cdot Nt^{2/3}}$$

$$G'' = \frac{28957,13}{10 \cdot 1012^{2/3}}$$

$$= 28,73$$

$$6. \quad T_c = \frac{-265,86 + (-265,86)}{2} = -265,86^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,00095 \text{ cp} \quad \text{Fig 15 Kern}$$

$$= 0,000954 \times 2,42 = 0,00230 \text{ lb/jam}$$

$$D_e = 1,23/12 = 0,1025 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{G_s \cdot D_e}{\mu}$$

$$= \frac{13899,42 \cdot 0,1025}{0,00230}$$

$$= 61970,0$$

$$\text{asumsi } h_{io} = 120$$

$$h_o = 270$$

trial 1 untuk aliran dalam tube :

$$t_c = \frac{-290,83 + (-289,82)}{2} = -290,325^{\circ}\text{F}$$



$$\begin{aligned}
 t_w &= t_c + \frac{n_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\
 &= -290,33 + \frac{120}{120 + 270} (-265,86 - (-290,325))
 \end{aligned}$$

$$= -282,80^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_w = -282,80 - (-290,325)$$

$$= 7,53^{\circ}\text{F}$$

dari Ferry tabel 3 - 211 udara didapat :

$$k_f = 0,1211 \text{ w/m K} \longrightarrow 0,076 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_f = 1,2314 \cdot 10^{-4} \text{ pa.s} \longrightarrow 0,298 \text{ lb/ft jam}$$

$$c_f = 1,9813 \text{ kj/kg}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,4715 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$v_f = 1,2464 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 50,09 \text{ lb/ft}^3$$

$$\beta = \frac{1}{-290,33 + 460} = 5,89 \cdot 10^{-3}$$

$$h_i = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot \mu_f^2 \cdot c_f \cdot \beta \cdot t}{\mu \cdot D_e} \right]^{0,25}$$

$$h_i = 116 \left[ \frac{0,076^3 \cdot 50,09^2 \cdot 0,4715 \cdot 5,89 \cdot 10^{-3} \cdot 7,53}{0,298 \cdot 0,093} \right]^{0,25}$$

$$= 110,70$$

$$h_{io} = h_i \text{ OD/ID}$$

$$= 110,70 \cdot \frac{1,12}{1,25} = 99,19$$

trial 1 untuk aliran dalam shell

$$t_c = \frac{-265,86 + (-265,86)}{2} = -265,86^{\circ}\text{F}$$

dari Perry tabel 3 - 273 nitrogen didapat :

$$k_f = 0,084 \text{ w/m K} \longrightarrow 0,053 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_f = 0,75 \cdot 10^{-4} \text{ pa.s} \longrightarrow 0,075 \text{ cp}$$

$$v_f = 1,556 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 40,126 \text{ lb/ft}^3$$

$$s_f = \frac{40,126}{62,5} = 0,64$$

dari Fig 12 - 9 Kern dengan nilai  $G'' = 28,73$  didapat :

$$h_o = 270$$

koreksi terhadap  $h_o = 270$

$$\begin{aligned} t_w &= T_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\ &= -265,86 + \frac{270}{99,19 + 270} (-265,86 - (-290,325)) \\ &= -247,97^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$t_f = \frac{-247,97 + (-290,325)}{2} = -269,15^{\circ}\text{F}$$

dari Ferry tabel 3 - 273 nitrogen didapat :

$$k_f = 0,087 \text{ w/m K} \longrightarrow 0,055 \text{ Btu/jam ft}^{\circ\text{F}}$$

$$\mu_f = 0,779 \cdot 10^{-4} \text{ pa.s} \longrightarrow 0,0779 \text{ cp}$$

$$\nu_f = 1,526 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 40,91 \text{ lb/ft}^3$$

$$sf = \frac{40,91}{62,5} = 0,65$$

dari Fig 12 - 9 Kern dengan nilai  $G'' = 28,73$  didapat :

$$h_o = 280$$

trial ke 2 untuk aliran dalam tube :

$$tw = tc + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - tc)$$

$$= -290,325 + \frac{99,79}{99,19 + 280} (-265,86 - (-290,325))$$

$$= -283,93^{\circ\text{F}}$$

$$\Delta tw = -283,93 - (-290,325)$$

$$= 6,40^{\circ\text{F}}$$

$$tw = T_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - tc)$$

$$= -265,86 + \frac{280}{99,19 + 280} (-265,86 - (-290,325))$$

$$= -247,79^{\circ\text{F}}$$

$$tf = \frac{-247,79 + (-290,325)}{2} = -269,06^{\circ\text{F}}$$

dari Ferry tabel 3 - 211 udara didapat :

$$k_f = 0,1007 \text{ w/m K} \longrightarrow 0,0635 \text{ Btu/jam ft}^{\circ\text{F}}$$

$$\mu_f = 1,0101 \cdot 10^{-4} \text{ pa.s} \longrightarrow 0,1010 \text{ cp}$$

$$= 0,1010 \cdot 2,42 = 0,2444 \text{ lb/ft jam}$$

$$c_f = 2,156 \text{ kJ/kg}^{\circ\text{K}} \longrightarrow 0,513 \text{ Btu/lb}^{\circ\text{F}}$$

$$v_f = 1,3643 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 45,76 \text{ lb/ft}^3$$

$$\beta = \frac{1}{-269,06 + 460} = 5,24 \cdot 10^{-3}$$

$$h_i = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot c_f \cdot \beta \cdot \Delta t}{\mu \cdot D_e} \right]^{0,25}$$

$$h_i = 116 \left[ \frac{0,0635^3 \cdot 45,76^2 \cdot 0,513 \cdot 5,24 \cdot 10^{-3} \cdot 6,40}{0,2444 \cdot 0,093} \right]^{0,25}$$

$$= 92,58$$

$$h_{io} = h_i \cdot OD/ID$$

$$= 92,58 \cdot \frac{1,12}{1,25} = 82,96$$

trial ke 2 untuk aliran dalam shell :

$$t_w = T_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= -265,86 + \frac{280}{82,96 + 280} (-265,86 - (-290,325))$$

$$= -246,99^{\circ\text{F}}$$

$$t_f = \frac{-246,99 + (-290,325)}{2} = -268,66^{\circ}\text{F}$$

dari Ferry tabel 3 - 267 nitrogen didapat :

$$k_f = 0,0865 \text{ w/m K} \longrightarrow 0,054 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_f = 0,775 \cdot 10^{-4} \text{ pa.s} \longrightarrow 0,0775 \text{ cp}$$

$$v_f = 1,530 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 40,80 \text{ lb/ft}^3$$

$$s_f = \frac{40,80}{62,5} = 0,65$$

dari Fig 12 - 9 Kern dengan nilai  $G'' = 28,73$  didapat :

$$h_o = 280$$

trial ke 3 untuk aliran dalam tube :

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\ &= -290,325 + \frac{82,96}{82,96 + 280} (-265,86 - (-290,325)) \\ &= -284,73^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\Delta t_w = -284,73 - (-290,325)$$

$$= 5,59^{\circ}\text{F}$$

$$t_w = T_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= -265,86 + \frac{280}{82,96 + 280} (-265,86 - (-290,325))$$

$$= -246,99^{\circ}\text{F}$$

$$t_f = \frac{-246,99 + (-290,325)}{2} = -268,65^{\circ}\text{F}$$

dari Ferry tabel 3 - 211 udara didapat :

$$k_f = 0,1003 \text{ w/m K} \longrightarrow 0,0633 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_f = 1,007 \cdot 10^{-4} \text{ pa.s} \longrightarrow 0,1007 \text{ cp}$$

$$= 0,1007 \cdot 2,42 = 0,2437 \text{ lb/ft jam}$$

$$c_f = 2,161 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,514 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$v_f = 1,3672 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 45,67 \text{ lb/ft}^3$$

$$\beta = \frac{1}{-268,65 + 460} = 5,23 \cdot 10^{-3}$$

$$h_i = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot \mu_f^2 \cdot c_f \cdot \beta \cdot \Delta t^{0,25}}{\mu \cdot D_e} \right]^{0,25}$$

$$h_i = 116 \left[ \frac{0,0633^3 \cdot 45,67^2 \cdot 0,514 \cdot 5,22 \cdot 10^{-3} \cdot 5,89}{0,2437 \cdot 0,093} \right]^{0,25}$$

$$= 89,25$$

$$h_{io} = h_i \cdot OD/ID$$

$$= 89,25 \cdot \frac{1,12}{1,25} = 79,97$$



7. Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada keadaan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{79,97 \cdot 280}{79,97 + 280}$$

$$= 62,20 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

8. Dirt faktor (faktor pengotoran)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{62,20 - 49,97}{62,20 \cdot 49,97}$$

$$= 0,0039 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

$$= 0,004 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

$R_d$ , min untuk fluida gas-gas pada condensor adalah 0,004 jam ft<sup>2</sup> °F/Btu.

**Pressur Drop**

1. Untuk aliran dalam tube

$$a_t = \frac{N_t \cdot a \cdot t}{144 \cdot n}$$

$$= \frac{1012 \cdot 0,985}{144 \cdot 4}$$

$$= 1,731 \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{w}{at} = \frac{52294,26}{1,731}$$

$$= 30217,586 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$t_c = \frac{-290,83 + (-289,82)}{2} = -290,325^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,009 \text{ cp Fig 15 Kern}$$

$$= 0,009 \times 2,42 = 0,0218 \text{ lb/jam ft}$$

$$De = 1,12/12 = 0,093 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{D \cdot Gt}{\mu} = \frac{0,093 \cdot 30217,586}{0,0218}$$

$$= 128909,84$$

$$f = 0,00013 \text{ Fig 26 Kern}$$

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot Gt}$$

$$\Delta p_{udara} = \frac{P \cdot Mw}{1545 \cdot T_a}$$

$$= \frac{15 \cdot 14,7 \cdot 144 \cdot 29}{1545 (-290,325 + 460)}$$

$$= 3,513$$

$$s = \frac{f_{udara}}{f_{air}} = \frac{3,513}{62,5}$$

$$= 0,056$$

$$\Delta p_t = \frac{0,00013 (30217,586)^2 \cdot 10 \cdot 4}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,093 \cdot 0,056 \cdot 1}$$

$$= 0,017 \text{ psi}$$

$$\Delta p = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= \frac{4 \cdot 4}{0,056} \cdot 0,0008 \text{ (Fig 27 Kern)}$$

$$= 0,23 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = ?p_t + ?p$$

$$= 0,017 + 0,23 = 0,247 \text{ psi}$$

2. Untuk aliran dalam shell

$$Re_s = 61970,00$$

$$f = 0,0015 \text{ Fig 29 Kern}$$

$$D_s = 60/12 = 5$$

$$N+1 = \frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 10}{25}$$

$$= 4,8$$

$$f_{udara} = \frac{P \cdot Mw}{1545 \cdot T_a}$$

$$= \frac{12 \cdot 14,7 \cdot 144 \cdot 29}{1545 (-265,86 + 460)}$$

$$= 2,371$$

$$s = \frac{f_{udara}}{f_{air}} = \frac{2,371}{62,5}$$

$$= 0,0379$$

$$\Delta s = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot Ds \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot De \cdot s \cdot \theta t}$$

$$= \frac{0,0015 (13899,42)^2 \cdot 5 \cdot 4,8}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,1025 \cdot 0,037 \cdot 1}$$

$$= 0,03 \text{ psi}$$

Dilihat dari pressur drop dan Rd heat condensor yang direncanakan sudah memenuhi, di mana pada shell terjadi penurunan tekanan 0,03 psi dan penurunan tekanan pada tube 0,247 psi, sedangkan yang dibolehkan untuk gas adalah 2 psi.

## A.1.8. E-214.A. REFRIGRAN

E-214 yaitu refrigran (mendinginkan fluida) udara yang dari excanger dengan tekanan 15 atm. Laju alir udara dari excanger masuk ke rifigran 36367,5588 kg/jam (80104,513 lb/jam) dan laju alir nitrogen 40368,898 kg/jam (88918,277 lb/jam) dengan temperatur masuk  $-23^{\circ}\text{C}$  ( $-9,4^{\circ}\text{F}$ ) dan keluar  $-160,30^{\circ}\text{C}$  ( $-256,34^{\circ}\text{F}$ ). Sedangkan temperatur nitrogen pendingin yang masuk dan keluar  $-195,65^{\circ}\text{C}$  ( $-320,17^{\circ}\text{F}$ ) dan beban panas 7976894,191 kJ/jam (7525371,88 Btu/jam).

$$W = 80104,513 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = -9,4^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = -256,34^{\circ}\text{F}$$

$$w = 88918,277 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = -320,17^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = -320,17^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 7525371,88 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_1 - t_2 \\ &= -9,4 - (-320,17) = 310,77^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_h &= T_2 - t_1 \\ &= -256,34 - (-320,17) = 63,83^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_c - \Delta t_h}{\ln \frac{\Delta t_c}{\Delta t_h}}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{310,47 - 63,83}{\ln \frac{310,47}{63,83}}$$

$$= 155,9^{\circ}\text{F}$$

Dari tabel 8 Kern  $UD = 5 - 50$

asumsi  $UD = 35 \text{ Btu/jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$

luas permukaan perpindahan panas :

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{7525371,88}{35 \cdot 155,92}$$

$$= 1608,81 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 10 Kern dengan menggunakan tube 1 1/4 in OD 16 BWG didapat ID = 1,12 in flow area per tube  $a \cdot t = 0,985 \text{ in}^2$  luas permukaan per ft panjang  $a = 0,3271 \text{ ft}$  panjang 14 ft.

$$N_t = \frac{A}{a \cdot L}$$

$$= \frac{1608,81}{0,3217 \cdot 14}$$

$$= 351,31$$

Dari tabel 9 Kern didapat  $N_t = 362$  2 pass 1 1/4 in OD



1 9/16 in squar pitch ID shell 37 in.

Koreksi terhadap A dengan jumlah tube  $N_t = 362$

$$\begin{aligned} A_{\text{baru}} &= N_t \cdot a \cdot L \\ &= 362 \cdot 0,3271 \cdot 14 \\ &= 1657,74 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \\ &= \frac{7525371,88}{1657,74 \cdot 155,92} \\ &= 29,11 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan aliran tube  
fluida panas dalam tube (udara)

1.  $a't = 0,985 \text{ in}$

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \cdot a't}{144 \cdot n} \\ &= \frac{362 \cdot 0,985}{144 \cdot 2} \\ &= 1,238 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

2.  $G_t = \frac{W}{a_t}$

$$\begin{aligned} &= \frac{80104,513}{1,238} \\ &= 64704,78 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

$$3. \text{Re}, t = \frac{D \cdot Gt}{\mu}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= \frac{-9,4 + (-256,34)}{2} = -132,87^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,0115 \text{ cp} \quad \text{Fig 14 Kern}$$

$$= 0,0115 \cdot 2,42 = 0,02781 \text{ lb/jam}$$

$$D = 1,12/12 = 0,0933 \text{ ft}$$

$$\text{Re}, t = \frac{0,0933 \cdot 64704,78}{0,0278}$$

$$= 216442,64$$

4. Dari Fig 24 Kern didapat  $J_h = 480$

3. Pada  $t_c = -132,87^{\circ}\text{F}$

$$k = 0,0096 \text{ Btu/jam ft} \quad \text{Tabel 5 Kern}$$

$$c = 0,245 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \quad \text{Fig 3 Kern}$$

$$6 \quad h_i = J_h \cdot \frac{k}{D} \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \cdot \theta t$$

$$= 480 \cdot \frac{0,0096}{0,0933} \left[ \frac{0,245 \cdot 0,0278}{0,0096} \right]^{1/3} \cdot 1$$

$$= 44,197 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$7. \quad h_{io} = h_i \cdot ID/OD$$

$$= 44,197 \cdot \frac{1,12}{1,25}$$

$$= 39,60 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan aliran lewat shell  
fluida dingin dalam shell (nitrogen)

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= \frac{-320,17 + (-320,17)}{2} = -320,17^\circ \text{ F}$$

$$\text{Asumsi } h_o = 150$$

$$t_w = T_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_c - T_c)$$

$$t_w = -320,17 + \frac{39,60}{39,60 + 150} (-132,87 - (-320,17))$$

$$= -281,05^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_w &= t_w - T_c \\ &= -281,05 - (-320,17) = 39,12^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$t_f = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= -132,87 + \frac{150}{39,60 + 150} (-320,17 - (-132,87))$$

$$= -281,43$$

$$t_f = \frac{-281,43 + (-320,17)}{2} = -300,8^\circ\text{F}$$

Dari Perry tabel 3 - 273 nitrogen didapat :

$$k_f = 0,1174 \text{ w/m}^\circ\text{K} \longrightarrow 0,074 \text{ Btu/jam ft}^2$$

$$\mu_f = 1,164 \cdot 10^{-4} \text{ pa s} \longrightarrow 0,1164 \text{ cp}$$

$$= 0,1164 \cdot 2,42 = 0,2817 \text{ lb/ft jam}$$

$$c_f = 2,013 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K} \longrightarrow 0,4792$$

$$v_f = 1,310 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 47,64 \text{ lb/ft}^3$$

$$\beta = \frac{1}{-300,8 + 460} = 6,28 \cdot 10^{-3}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot \mu_f^2 \cdot c_f \cdot \beta}{\mu} \cdot \frac{2 t}{D_e} \right]^{0,25}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{0,074^3 \cdot 47,64^2 \cdot 0,4792 \cdot 6,28 \cdot 10^{-3}}{0,2817} \cdot \frac{39,12}{0,093} \right]^{0,25}$$

$$= 165,26$$

maka  $h_o = 165,26$

$$t_w = T_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_c - T_c)$$

$$t_w = -320,17 + \frac{39,60}{39,60 + 165,26} (-132,87 - (-320,17))$$

$$= -283,96^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_w = t_w - T_c$$

$$= -283,96 - (-320,17) = 36,21^{\circ}\text{F}$$

$$t_f = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= -132,87 + \frac{165,26}{39,60 + 165,26} (-320,17 - (-132,87))$$

$$= -283,96$$

$$t_f = \frac{-283,96 + (-320,17)}{2} = -302,07^{\circ}\text{F}$$

Dari Ferry tabel 3 - 273 nitrogen didapat :

$$k_f = 0,118 \text{ w/m}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,0749 \text{ Btu/jam ft}^2$$

$$\mu_f = 1,188 \cdot 10^{-4} \text{ pa s} \longrightarrow 0,1188 \text{ cp}$$

$$= 0,1188 \cdot 2,42 = 0,2875 \text{ lb/ft jam}$$

$$c_f = 1,988 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,4731 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$v_f = 1,318 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 47,37 \text{ lb/ft}^3$$

$$\beta = \frac{1}{-302,7 + 460} = 6,357 \cdot 10^{-3}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot \mu^2 \cdot c_f \cdot \beta \cdot \Delta t}{\mu \cdot D_e} \right]^{0,25}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{0,0749^3 \cdot 47,37^2 \cdot 0,4731 \cdot 6,357 \cdot 10^{-3} \cdot 30,14}{0,2875 \cdot 0,093} \right]^{0,25}$$

$$= 155,70$$

maka  $h_o = 155,70$

$$t_w = T_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_c - T_c)$$

$$t_w = -320,17 + \frac{39,60}{39,60 + 155,70} (-132,87 - (-320,17))$$

$$= -282,19^{\circ}\text{F}$$



$$\begin{aligned} \Delta t_w &= t_w - T_c \\ &= -282,19 - (-320,17) = 37,98^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_f &= t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (t_c - t_c) \\ &= -132,87 + \frac{155,70}{37,60 + 155,70} (-320,17 - (-132,87)) \\ &= -282,19 \\ t_f &= \frac{-282,19 + (-320,17)}{2} = -301,18^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari Ferry tabel 3 - 273 nitrogen didapat :

$$k_f = 0,11/8 \text{ w/m}^2\text{K} \longrightarrow 0,0749 \text{ Btu/jam ft}^2$$

$$\mu_f = 1,171 \cdot 10^{-4} \text{ pa s} \longrightarrow 0,1171 \text{ cp}$$

$$= 0,1171 \cdot 2,42 = 0,2835 \text{ lb/ft jam}$$

$$c_f = 2,012 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K} \longrightarrow 0,4787 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$v_f = 1,320 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 47,22 \text{ lb/ft}^3$$

$$\beta = \frac{1}{-301,18 + 460} = 6,294 \cdot 10^{-3}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot \mu_f^2 \cdot c_f \cdot \beta \cdot \Delta t}{\mu \cdot D_e} \right]^{0,25}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{0,0749^3 \cdot 47,22^2 \cdot 0,4787 \cdot 6,294 \cdot 10^{-3} \cdot 37,98}{0,2835 \cdot 0,093} \right]^{0,25}$$

$$= 165,14$$

maka  $h_o = 165,14 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

8. Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada keadaan bersih.

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{39,60 \cdot 165,14}{39,60 + 165,14} = 31,94 \text{ Btu/jamft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

9. Dirt faktor (faktor penotoran)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{31,94 - 29,11}{31,94 \cdot 29,11} = 0,003 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

### Pressur Drop

1. Untuk aliran dalam tube

$$Re_t = 216442,64$$

$$f = 0,00012 \quad \text{Fig - 26 Kern}$$

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot G t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s}$$

$$\rho_{udara} = \frac{P \cdot M_w}{1545 \cdot T_a}$$

$$= \frac{15 \cdot 14,7 \cdot 144 \cdot 29}{1545 (-132,87 + 460)}$$

$$= 1,822$$

$$s = \frac{f_{\text{udara}}}{f_{\text{air}}} = \frac{1,822}{62,5} = 0,0292$$

$$\Delta p_{\text{pt}} = \frac{0,00012 \cdot 64704,78^2 \cdot 14 \cdot 2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,093 \cdot 0,0292} = 0,10 \text{ psi}$$

$$\Delta p = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot gc} = \frac{4 \cdot 2}{0,0292} \cdot 0,0009 \text{ (Fig-29 Kern)} = 0,25 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{t}} = 0,10 + 0,25 = 0,35 \text{ Psi}$$

2. Untuk alirandalam shell

$$a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot n}$$

di mana :  $ID = 37 \text{ in}$

$$C' = 1 \frac{9}{16} - 1 \frac{1}{4} = 0,3125 \text{ in}$$

$$B = 32 \text{ in}$$

$$P_t = 1,5625 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{37 \cdot 0,3125}{144 \cdot 1,5625}$$

$$= 1,644 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{w \cdot a_s}{a_s} = \frac{40368,898}{1,6444}$$

$$= 24548,542 \text{ lb/ft}^2$$

pada  $T_c = -320,17^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,009 \text{ cp} \quad \text{Fig-5 Kern}$$

$$= 0,009 \cdot 2,42 = 0,0218 \text{ lb/ft jam}$$

$$D_e = 1,23/12 = 0,1025 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{G_s \cdot D_e}{\mu}$$

$$= \frac{24548,542 \cdot 0,1025}{0,0218}$$

$$= 115423,19$$

$$f = 0,0012 \quad \text{Fig-29 Kern}$$

$$D_s = 37/12 = 3,083 \text{ ft}$$

$$N+1 = \frac{12 \cdot L}{8} = \frac{12 \cdot 14}{32} = 5,25$$

$$f_{udara} = \frac{P \cdot M_w}{1545 \cdot T_a}$$

$$= \frac{1 \cdot 14,7 \cdot 144 \cdot 29}{1545 \cdot (-320,17 + 460)}$$

$$= 0,274$$

$$s = \frac{f_{udara}}{f_{air}} = \frac{0,274}{62,5}$$

$$= 0,0044$$

$$\Delta p_s = \frac{0,0012 \cdot 24548,54^2 \cdot 3,083 \cdot 5,25}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,1025 \cdot 0,0044}$$

$$= 0,50 \text{ psi}$$

Dilihat dari pressur drop dan Rd refrigeran yang direncanakan sudah memenuhi, di mana shell terjadi penurunan tekanan 0,50 psi dan penurunan tekanan yang terjadi pada tube 0,35 psi. Penurunan tekanan yang dibolehkan untuk gas 2,0 psi.

#### A.1.9. E-214.B. REFRIGRAN

E- 214 yaitu refrigeran (mendinginkan fluida) udara yang dari exchanger dengan tekanan 15 atm. Laju alir

udara dari exchanger masuk ke refigran 33603,765 kg/jam (74017,104 lb/jam) dan laju alir nitrogen 28350,082 kg/jam (62445,115 lb/jam) dengan temperatur masuk  $-23^{\circ}\text{C}$  ( $-9,4^{\circ}\text{F}$ ) dan keluar  $-154,25^{\circ}\text{C}$  ( $-245,65^{\circ}\text{F}$ ). Sedangkan temperatur nitrogen pendingin yang masuk dan keluar  $-195,65^{\circ}\text{C}$  ( $-320,17^{\circ}\text{F}$ ) dan beban panas 5601976,101 kJ/jam (5284883,114 Btu/jam).

$$W = 74017,104 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = -9,4^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = -245,65^{\circ}\text{F}$$

$$w = 62445,115 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = -320,17^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = -320,17^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 5284883,114 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_1 - t_2 \\ &= -9,4 - (-320,17) = 310,47^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_h &= T_2 - t_1 \\ &= -245,65 - (-320,17) = 74,52^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_{t,d} &= \frac{\Delta t_c - \Delta t_h}{\ln \frac{\Delta t_c}{\Delta t_h}} \\ &= \frac{310,47 - 74,52}{\ln \frac{310,47}{74,52}} \\ &= 165,34^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_{,c} &= T_2 - t_1 \\ &= -245,65 - (-320,17) = 74,52^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$q_d = 4234074,39 \text{ kJ/jam} \quad (3994409,802 \text{ Btu/jam})$$

$$q_c = 3419183,01 \text{ kJ/jam} \quad (3225644,423 \text{ Btu/jam})$$

$$\begin{aligned}\frac{q_d}{\Delta t_{,d}} &= \frac{3994409,802}{165,34} \\ &= 24158,76 \text{ Btu/jam}^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\frac{q_c}{\Delta t_{,c}} &= \frac{3225644,423}{74,52} \\ &= 43285,62 \text{ Btu/jam}^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_{\text{ weighted}} &= \frac{Q_{\text{ total}}}{\Sigma q/\Delta t} \\ &= \frac{5284883,114}{24158,76 + 43285,62} \\ &= 78,36^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

Dari tabel 8 Kern  $UD = 5 - 50$

asumsi  $UD = 45 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$

luas permukaan perpindahan panas :

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t}$$



Dari tabel 10 Kern dengan menggunakan tube 1 in OD 16 BWS didapat ID = 0,87 in. flow area per tube  $a_t = 0,594 \text{ in}^2$  luas permukaan per ft panjang  $a = 0,2618 \text{ ft}$  panjang 14 ft.

$$N_t = \frac{A}{a \cdot L} = \frac{1498,75}{0,2618 \cdot 10} = 572,50$$

Dari tabel 9 Kern didapat  $N_t = 574$  2 pass 1 in OD 1 1/4 in square pitch ID shell 37 in.

Koreksi terhadap A dengan jumlah tube  $N_t = 574$

$$\begin{aligned} A_{\text{baru}} &= N_t \cdot a \cdot L \\ &= 574 \cdot 0,2618 \cdot 10 \\ &= 1502,732 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \cdot \Delta T} \\ &= \frac{5284893,114}{1502,732 \cdot 79,56} \\ &= 44,89 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

1. Perhitungan aliran dalam shell fluida panas lewat shell (udara)

$$as = \frac{ID \cdot C' \cdot R}{144 \cdot n}$$

di mana : ID = 37 in

$$C' = 1 \frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 16 \text{ in}$$

$$P_t = 1,25 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{37 \cdot 0,25}{144 \cdot 1,25} = 0,822 \text{ ft}^2$$

$$2. \ G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{74017,104}{0,822} = 90020,80 \text{ lb/ft}^2$$

3. Pada  $T_c = -127,525^{\circ}\text{F}$

$$\mu = 0,013 \text{ cp} \quad \text{Fig-15 Kern}$$

$$= 0,013 \cdot 2,42 = 0,0315 \text{ lb/ft jam}$$

dari 1 in OD  $1 \frac{1}{4}$  in square pitch pada Fig 28 Kern

$$D_e = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re, s = \frac{G_s \cdot D_e}{\mu}$$

$$= \frac{90020,8 \cdot 0,0825}{0,0315} = 235968$$

4. Dari Fig-28 Kern JH = 310

5. Pada  $T_c = -127,525^{\circ}\text{F}$

$$k = 0,01 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$$

$$c = 0,24 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$h_o = JH \cdot \frac{k}{De} \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3}$$

$$h_o = 310 \cdot \frac{0,01}{0,0825} \left[ \frac{0,24 \cdot 0,0315}{0,01} \right]^{1/3}$$

$$= 34,23 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perhitungan aliran lewat tube  
fluida dingin dalam tube (nitrogen)

$$t_c = \frac{t_1 - t_2}{2} = \frac{-320,17 + (-320,17)}{2} = -320,17^\circ$$

Dari Perry tabel 3 - 273 nitrogen didapat :

$$k_f = 0,136 \text{ w/m}^\circ\text{K} \longrightarrow 0,0858 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}$$

$$\mu_f = 1,60 \cdot 10^{-4} \text{ pa.s} \longrightarrow 0,16 \text{ cp}$$

$$= 0,16 \cdot 2,42 = 0,42 = 0,3872 \text{ lb/ft jam}$$

$$c_f = 1,955 \text{ kJ}^\circ\text{K} \longrightarrow 0,4653 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$v_f = 1,237 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 50,39 \text{ lb/ft}$$

$$\beta = \frac{1}{-320,17 + 460} = 7,152 \cdot 10^{-3} \text{ } ^\circ\text{F}$$

asumsi  $h_{io} = 170$

$$t_w = T_c + \frac{h_{io}}{h_o + h_{io}} (t_c - T_c)$$

$$\begin{aligned}
 t_w &= -127,525 + \frac{170}{34,23 + 170} (-320,17 - (-127,525)) \\
 &= -287,88^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\Delta t_w = -287,88 - (-320,17)$$

$$= 32,29^{\circ}\text{F}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot c_f \cdot \beta}{\mu_f} \frac{\Delta t}{D_e} \right]^{0,25}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{0,0858^3 \cdot 50,39^2 \cdot 0,4653 \cdot 7,152 \cdot 10^{-3}}{0,3872} \cdot \frac{32,29}{0,0725} \right]^{0,25}$$

$$= 182,59$$

$$h_{io} = h_o \text{ OD/ID}$$

$$= 182,59 \frac{0,87}{1}$$

$$= 158,86 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Koreksi terhadap  $h_{io} = 158,86$

$$t_w = T_c + \frac{h_{io}}{h_o + h_{io}} (t_c - T_c)$$

$$t_w = -127,525 + \frac{158,86}{34,23 + 158,86} (-320,17 - (-127,525))$$

$$= -286,02^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_w = -286,02 - (-320,17)$$

$$= 34,15^{\circ}\text{F}$$

$$t_f = t_c + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (T_c - t_c)$$

$$t_f = -320,17 + \frac{34,23}{34,23 + 158,86} (-127,525 - (-320,17))$$

$$= -286,02^{\circ}\text{F}$$

$$= \frac{-286,02 + (-320,17)}{2} = -303,09^{\circ}\text{F}$$

$$k_f = 0,120 \text{ w/m}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,0754 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_f = 1,182 \cdot 10^{-4} \text{ pa}\cdot\text{s} \longrightarrow 0,1182 \text{ cp}$$

$$= 0,1182 \cdot 2,42 = 0,2860 \text{ lb/ft jam}$$

$$c_f = 1,991 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,4739 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$v_f = 1,308 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 47,71 \text{ lb/ft}$$

$$\beta = \frac{1}{-303,09 + 460} = 6,370 \cdot 10^{-3} \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot \mu_f^2 \cdot c_f \cdot \beta \cdot t}{\mu_f \cdot D_e} \right]^{0,25}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{0,0754^3 \cdot 47,71^2 \cdot 0,4739 \cdot 6,37 \cdot 10^{-3} \cdot 34,15}{0,2860 \cdot 0,0725} \right]^{0,25}$$

$$= 172,15$$

$$h_{io} = h_o OD/ID$$

$$= 172,15 \frac{0,87}{1}$$

$$= 149,77 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Koreksi terhadap  $h_{io} = 149,77$

$$t_w = T_c + \frac{h_{io}}{h_o + h_{io}} (t_c - T_c)$$

$$t_w = -127,525 + \frac{149,77}{34,23 + 149,77} (-320,17 - (-127,525))$$

$$= -284,32^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_w = -284,32 - (-320,17)$$

$$= 38,85^\circ\text{F}$$

$$t_f = t_c + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (T_c - t_c)$$

$$t_f = -320,17 + \frac{34,23}{34,23 + 149,77} (-127,525 - (-320,17))$$

$$= -284,33^\circ\text{F}$$

$$= \frac{-284,33 + (-320,17)}{2} = -302,2^\circ\text{F}$$

$$k_f = 0,1188 \text{ w/m}^\circ\text{K} \longrightarrow 0,0749 \text{ Btu/jam ft}^\circ\text{F}$$

$$\mu_f = 1,1702 \cdot 10^{-4} \text{ pa.s} \longrightarrow 0,11702 \text{ cp}$$

$$= 0,11702 \cdot 2,42 = 0,2832 \text{ lb/ft jam}$$

$$c_f = 1,9966 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K} \longrightarrow 0,4751 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$v_f = 1,313 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow 47,54 \text{ lb/ft}$$

$$\beta = \frac{1}{-302,2 + 460} = 6,330 \cdot 10^{-3} \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{k_f^3 \cdot f_f^2 \cdot c_f \cdot \beta \cdot ? \cdot t}{\mu_f \cdot D_e} \right]^{0,25}$$

$$h_o = 116 \left[ \frac{0,0749^3 \cdot 47,54^2 \cdot 0,4751 \cdot 6,33 \cdot 10^{-3}}{0,2832} \right]^{0,25} = 35,85$$

$$= 173,35$$

$$h_{io} = h_o \cdot OD/ID$$

$$= 173,35 \cdot \frac{0,87}{1}$$

$$= 150,81 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Koefisien UD desuperheat :

$$UD = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{150,81 \cdot 34,23}{150,81 + 34,23}$$

$$= 27,90 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$



Surface required for desuperheating :

$$A_d = \frac{q_d}{U_d \cdot (\Delta T)_d} = \frac{3994409,802}{27,90 \cdot 165,34}$$

$$= 865,97 \text{ ft}^2$$

Condensasi :

Asumsi condensasi cross 40%

$$L_e = 10 \cdot 0,4 = 4 \text{ ft}$$

$$G'' = \frac{W}{L \cdot N_t^{2/3}}$$

$$= \frac{74017,104}{4 \cdot 574^{2/3}}$$

$$= 267,92$$

Asumsi  $h = h_o = 180$

dari no 9 didapat  $h_{io} = 150,81 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$T_v = \frac{-245,65 + (-245,65)}{2} = -245,65 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_f = t_c + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (T_c - t_c)$$

$$t_f = -320,17 + \frac{180}{150,81 + 180} (-245,65 - (-320,17))$$

$$= -279,62 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= \frac{-279,62 + (-245,65)}{2} = -262,64^{\circ}\text{F}$$

dari tabel 3-211 udara (Ferry hal 3-161)

$$k_f = 0,0956 \text{ w/m}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,0603 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_f = 0,952 \cdot 10^{-4} \text{ pa.s} \longrightarrow 0,0952 \text{ cp}$$

$$v_f = 1,390 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow sf = 0,72$$

dari Fig 12 - 9 Kern didapat :  $h = h_o = 195$

untuk  $h_o = 195$  :

$$t_f = t_c + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (T_c - t_c)$$

$$t_f = -320,17 + \frac{195}{150,81 + 195} (-245,65 - (-320,17))$$

$$= -278,15^{\circ}\text{F}$$

$$= \frac{-278,15 + (-245,65)}{2} = -261,90^{\circ}\text{F}$$

$$k_f = 0,095 \text{ w/m}^{\circ}\text{K} \longrightarrow 0,060 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_f = 0,950 \cdot 10^{-4} \text{ pa.s} \longrightarrow 0,0950$$

$$v_f = 1,40 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg} \longrightarrow sf = 0,71$$

dari Fig 12 - 9 didapat  $h = h_o = 195$

Koefisien Uc condensat

$$\begin{aligned} UD &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{150,81 \cdot 195}{150,81 + 195} \\ &= 85,04 \text{ Btu/jam ft}^2\text{of} \end{aligned}$$

Surface required for condensat :

$$A_c = \frac{q_c}{U_d \cdot (\Delta T)_c} = \frac{3225644,423}{85,04 \cdot 74,52}$$

$$= 508,99 \text{ ft}^2$$

$$A_C = A_d + A_c$$

$$= 865,97 + 508,99$$

$$= 1374,96$$

Check asumsi condensat cross ,  $L_c$

$$A_c = 508,99$$

$$A_c + A_d = 1374,96$$

$$= 0,37 \quad (37\%)$$

Weighted chen overall coeffisient

$$U_c = \frac{\sum U \cdot A_c}{\sum A_c}$$

$$= \frac{27,90 \cdot 865,97 + 85,04 \cdot 508,99}{1374,96}$$

$$= 49,05 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dirf faktor (faktor pengotoran)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} = \frac{49,05 - 44,88}{49,05 \cdot 44,88}$$

$$= 0,002 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

## Pessur Drop ;

1. Untuk desuperheat

untuk  $Re_s = 235768,8$ 

$$f = 0,00115$$

$$L_d = 10 \cdot 0,6 = 6 \text{ ft}$$

$$N+1 = \frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 6}{16} = 4,5$$

$$f = \frac{P \cdot Mw}{1545 \cdot T_a}$$

$$= \frac{220,5 \cdot 144 \cdot 28}{1545 (-127,525 + 460)}$$

$$= 1,73 \text{ lb/ft}$$

$$s = \frac{f_{udara}}{f_{air}} = \frac{1,73}{62,50} = 0,0277$$

$$D_s = 37/12 = 3,08 \text{ ft}$$

$$\Delta_{ps} = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

$$\Delta_{ps} = \frac{0,00115 \cdot (90020,8^2 \cdot 3,08 \cdot 4,5)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0825 \cdot 0,0277}$$

$$= 1,08 \text{ psi}$$

1. Untuk condensation

$$\text{untuk } Re_s = 235768,8$$

$$f = 0,00115$$

$$L_d = 10 \cdot 0,4 = 4 \text{ ft}$$

$$N+1 = \frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 4}{16} = 3$$

$$f = \frac{P \cdot Mw}{1545 \cdot T_a} = \frac{220,5 \cdot 144 \cdot 28}{1545 \cdot (-245,65 + 460)} = 2,685 \text{ lb/ft}$$

$$s = \frac{f_{\text{udara}}}{f_{\text{air}}} = \frac{2,685}{62,50} = 0,043$$

$$D_s = 37/12 = 3,08 \text{ ft}$$

$$\Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{2 \cdot 5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s \cdot s}$$

$$\Delta p_s = \frac{0,00115 \cdot (90020,8^2 \cdot 3,08 \cdot 3)}{2 \cdot 5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0825 \cdot 0,0277}$$

$$= 0,23 \text{ psi}$$

$$\Delta p_s = 1,08 + 0,23 = 1,31 \text{ psi}$$

2. Untuk aliran lewat tube

$$a_t = \frac{N_t \cdot a' \cdot t}{144 \cdot n} = \frac{574 \cdot 0,594}{144 \cdot 2}$$

$$= 1,184 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{62445,115}{1,184}$$

$$= 52746,37 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

pada  $t_c = -320,17^\circ\text{F}$  didapat:

$$\mu = 0,009 \text{ cp Fig - 15 Kern}$$

$$= 0,009 \cdot 2,42 = 0,0218 \text{ lb/ft jam}$$

$$D = 0,87/12 = 0,0725 \text{ ft}$$

$$Re, t = \frac{G_t \cdot D}{\mu} = \frac{0,0725 \cdot 52746,37}{0,0218}$$

$$= 175418$$

$$f = 0,00013 \text{ Fig - 26 kern}$$

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

$$= \frac{0,00013 \cdot (52746,37)^2 \cdot 10 \cdot 2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0725 \cdot 0,0044}$$

$$= 0,43 \text{ psi}$$

Dilihat dari pressur drop dan Rd refigran yang direncanakan sudah memenuhi, di mana pada shell terjadi penurunan tekanan 1,31 psi dan penurunan tekanan yang terjadi pada aliran dalam tube 0,43 psi. Sedangkan yang dibolehkan untuk gas adalah 2 psi.

#### A.1.10. PERHITUNGAN NERACA RECTIFIER

Fungsi rectifier adalah memisahkan campuran  $n_2$  dan campuran  $N_2, O_2$  dan Air untuk mendapatkan Nitrogen murni 99,6 %.

##### Kondisi operasi :

Tekanan : 12 atm

Temperatur : 107,52015<sup>o</sup>K (puncak kolom)

: 111,8445<sup>o</sup>K (dasar kolom)

Type kolom ; Bable Cap Tray

Pada perhitungan neraca massa sudah diperoleh total :

Massa masuk : 36367,5588 kg/jam

Massa keluar : 13134,kg/jam (hasil puncak)



Reflux rasio minimum : 1,118

Reflux rasio operasi : 1,677

Relatif volatilitas rata-rata : 4,789

Perhitungan jumlah tahap minimum

$$N_{\min} = \frac{\ln \left( \frac{\text{mol LK}_D / \text{mol HK}_D}{\text{mol LK}_F / \text{mol HK}_F} \right)}{\ln \left( \frac{(\alpha_{LK})_{av}}{(\alpha_{HK})_{av}} \right)}$$

$$= \frac{\ln \left( \frac{466,8750 / 1,5937}{272,1091 / 970,7722} \right)}{\ln \left( \frac{2,5757 / 1}{1} \right)}$$

$$= 4,659$$

Perhitungan jumlah tahap teoritis.

Dengan menggunakan metode Gilliland

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{1,677 - 1,118}{1,677 + 1}$$

$$= 0,209$$

Dari grafik Gilliland ( Ferry hal 13 - 37 ) didapat

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,46$$

$$N - 4,659 = 0,46 ( N + 1 )$$

$$N - 0,46N = 0,46 + 4,659$$

$$N = 9,48$$

Perhitungan jumlah tahap sesungguhnya

Mencari efisiensi plate

$$N_a = N/E_o$$

$$E_o = 63 ( \mu \cdot \alpha )^{-0,212}$$

di mana :

$E_o$  = overall efisiensi , %

$\mu$  = viskositas rata-rata cair pada kondisi puncak dan dasar menara.

$\alpha$  = relatif volatilitas rata-rata leonci ringan ( light lay )

Viskositas cairan pada puncak = 0,118 cp Fig 3-42 Ferry

Viskositas cairan pada botton = 0,179 cp Fig 3-42 Ferry

$$\mu = \frac{0,118 + 0,179}{2} = 0,1485$$

$$\begin{aligned} E_o &= 63 ( 0,1485 \cdot 2,5757 )^{-0,212} \\ &= 77,24 \% \end{aligned}$$

Jumlah plate sesungguhnya,

$$N_{act} = \frac{N}{E_o} = \frac{9,48}{0,7724}$$

$$= 12,27 \longrightarrow 12$$

Perhitungan diameter kolom,

$$\text{Beban uap pada puncak (R+1) D} = 35161,7258 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Beban uap pada dasar kolom} = 36367,5588 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Beban cairan pada puncak} = 13134,7000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Beban cairan pada dasar kolom} = 13853,8291 \text{ kg/jam}$$

Density uap:

$$f_v = \frac{BM \cdot P_1}{Z \cdot R \cdot T}$$

$$\text{BM Top} = 0,998445 \cdot 28 + 0,00276 \cdot 40 + 0,001278 \cdot 32$$

$$= 28,011$$

$$\text{BM Bottom} = 0,77362 \cdot 28 + 0,009532 \cdot 40 + 0,216817 \cdot 32$$

$$= 28,982$$

$$(f_v)_{\text{Top}} = \frac{28,011 \cdot (12 \cdot 101,3) \cdot 1000}{1 \cdot 8134 \cdot 112,7009}$$

$$= 37,157 \text{ kg/m}^3$$

$$(f_v)_{\text{Bottom}} = \frac{28,982 \cdot (12 \cdot 101,3) \cdot 1000}{1 \cdot 8134 \cdot 107,5202}$$

$$= 41,07 \text{ kg/m}^3$$

Density cairan ;

$$V_1 = V_c \cdot Z_c \cdot (1 - Tr)^{0,2857} \quad (\text{metode Rackett, Smith Vem Ness) hal 97.}$$

Tabel. B.1. Data Pada Keadaan Keritis Dari Masing-masing Komponen (hal 572)

Komp	Tc <sup>o</sup> K	Zc	Vc cm <sup>3</sup> /gr mol	Tr	
				puncak	bottom
N <sub>2</sub>	126,2	0,290	89,5	0,852	0,893
O <sub>2</sub>	154,6	0,288	73,4	0,696	0,729
Ar	150,8	0,291	74,9	0,713	0,747

Tabel. B.2. Data pada keadaan keritis untuk campuran

Komp	Tr	Zc	Vc
T o p	0,852	0,2900	89,477
Bottom	0,840	0,2903	84,236

$$\begin{aligned} V_{\text{Top}} &= (89,477) (0,290) (1 - 0,852)^{0,2857} \\ &= 43,677 \text{ cm}^3/\text{gr mol} \\ &= 1,560 \text{ cm}^3/\text{gr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho &= 1/V \\ &= 1/1,560 = 0,641 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 641 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{Bottom}} &= (84,236) (0,2903) (1 - 0,840)^{0,2857} \\ &= 40,484 \text{ cm}^3/\text{gr mol} \\ &= 1,397 \text{ cm}^3/\text{gr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho &= 1/V \\ &= 1/1,397 = 0,716 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 716 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Tegangan permukaan liquid

$$\sigma = \left[ (P) (\rho_1 - \rho_v) \right]^4 \quad (\text{metode Sudden Ferry 3-151})$$

P = parechor : 35      Tabel 3 - 343 Ferry

Top :

$$\begin{aligned} \rho_1 &= 641 \text{ kg/m}^3 = 0,641 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 0,0229 \text{ gr mol/cm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_v &= 37,157 \text{ kg/m}^3 = 0,037157 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 0,0013 \text{ gr mol/cm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sigma &= \left[ (35) (0,0229 - 0,0013) \right]^4 \\ &= 0,327 \text{ dyne/cm} \end{aligned}$$

Bottom :

$$\begin{aligned} \rho_1 &= 716 \text{ kg/m}^3 = 0,716 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 0,025 \text{ gr mol/cm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_v &= 41,07 \text{ kg/m}^3 = 0,0407 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 0,0014 \text{ gr mol/cm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= 0,641 \cdot 35 + 0,344 \cdot 20 \\ &= 29,32 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sigma &= C \left[ (29,32) (0,025 - 0,0014) \right]^4 \\ &= 0,23 \text{ dyne/cm} \end{aligned}$$

Pada puncak menara

laju alir massa uap :

$$\begin{aligned} V &= 35161,7258 \text{ kg/jam} \cdot 2,205 \\ &= 77518,244 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$w = \left[ (f_v) (f_L - f_v) \right]^{1/2}$$

$$\begin{aligned} f_v &= 37,157 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0624 \\ &= 2,32 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_L &= 641 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0624 \\ &= 40 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} w &= C \left[ (2,32) (40 - 2,32) \right]^{1/2} \\ &= 9,35 C \end{aligned}$$

Untuk  $\sigma = 0,327$  didapat  $C = 200$  · Fig 8 - 38

tray spacing 30"

$$\begin{aligned} w &= 9,35 \cdot 200 \\ &= 701,25 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

$$D = \left[ \frac{4}{\pi} \cdot \frac{V'}{w} \right]^{1/2}$$

$$= \left[ \frac{4}{\pi} \cdot \frac{(77518,244)}{701,25} \right]^{1/2}$$

$$= 7,27 \text{ ft} \longrightarrow 7 \text{ ft}$$

Pada dasar menara

Laju alir massa uap pada dasar kolom.

$$\begin{aligned} V &= 36367,5588 \text{ kg/jam} \cdot 2,205 \\ &= 80176,6475 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$w = \left[ (f_v) \cdot (f_L - f_v) \right]^{1/2}$$

$$\begin{aligned} f_v &= 41,07 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0624 \\ &= 2,563 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_L &= 716 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0624 \\ &= 44,678 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} w &= C \left[ (2,32) (44,678 - 2,563) \right]^{1/2} \\ &= 9,885 C \end{aligned}$$

Untuk  $\mu = 0,23 \text{ dyne/cm}$  didapat  $C = 150 \text{ tray spacing}$   
30"

$$\begin{aligned} w &= 9,885 \cdot 150 \\ &= 1482,71 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$D = \left[ \frac{4}{\pi} \cdot \frac{V}{w} \right]^{1/2}$$

$$= \left[ \frac{4}{\pi} \cdot \frac{(80176,6475)}{1482,71} \right]^{1/2}$$

$$= 8,3 \text{ ft} \longrightarrow 8 \text{ ft}$$

Berarti pada dasar menara yang mengontrol, di mana diambil diameter dengan harga standar,  $D = 8 \text{ ft}$



$$\text{Tinggi kolom} = 30/12 (12 - 1) + 8 + 12 = 47,5 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi menara} = 47,5 + 4 = 51,5 \text{ ft}$$

$$= 15,7 \text{ m}$$

#### A.1.11. PERHITUNGAN MENARA STRIPPER

Fungsi : Memisahkan  $O_2$  dari udara dari campuran  $N_2$ ,  $O_2$ , dan Ar.

Kondisi operasi : Tekanan 8 atm

Temperatur : 116,07690 °K (dasar kolom)

: 105,80224 °K (puncak kolom)

Type kolom : Buble cap tray.

Pada perhitungan neraca massa sudah diperoleh

Total massa masuk = 468,7500 kg mol/jam

$$= 13853,8291 \text{ kg/jam}$$

Massa keluar : hasil puncak = 8855,0868 kg/jam

hasil bottom = 4998,7500 kg/jam

Reflux ratio minimum ( $\beta$  min) = 1,733

Reflux ratio operasi ( $V/\beta$ ) = 2

Relatif volatilitas rata-rata ( $\alpha_{LK}$ )<sub>av</sub> = 2,56882

Relatif volatilitas rata-rata ( $\alpha_{HK}$ )<sub>av</sub> = 1

Perhitungan jumlah tahap minimum

digunakan metode Fenske, yaitu :

$$N_{\min} = \frac{\ln (\text{mol LK} / \text{mol HK}) (\text{mol HK} / \text{mol LK})}{\ln \frac{(\alpha_{LK})_{av}}{(\alpha_{HK})_{av}}}$$

$$= \frac{\ln ( 299,8469/5,84338 ) ( 155,4687/0,6250 )}{\ln ( 2,56882/1 )}$$

$$= 5,162$$

Perhitungan jumlah tahap teoritis.

Dengan menggunakan metode Gilliland

$$\frac{\beta - \beta_{\min}}{\beta + 1} = \frac{2 - 1,733}{2 + 1}$$

$$= 0,089$$

Dari grafik Gilliland ( Ferry hal 13 - 41 ) didapat

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,64$$

$$N - 5,162 = 0,64 ( N + 1 )$$

$$N - 0,64N = 0,64 + 5,162$$

$$N = 16,12$$

Perhitungan jumlah tahap sesungguhnya

$$N_a = N/E_o$$

$$E_o = 63 ( \mu \cdot \alpha )^{-0,212}$$

Viskositas cairan rata-rata pada puncak dan dasar menara

Viskositas cairan pada puncak = 0,125 cp Fig 3-42 Ferry

Viskositas cairan pada botton = 0,10 cp Fig 3-42 Ferry

$$\mu = \frac{0,125 + 0,10}{2} = 0,1125$$

$$E_o = 63 ( 0,1125 \cdot 2,56882 )^{-0,212}$$

$$= 81,96 \%$$

Jumlah plate sesungguhnya,

$$N_{act} = \frac{N}{E_o} = \frac{16,12}{0,8196}$$

$$= 20$$

Jadi plate yang digunakan adalah 20 buah

Perhitungan diameter menara,

perhitungan diameter menara didasarkan pada kondisi di puncak dan di dasar menara.

$$\text{Beban uap pada puncak} = 8855,0868 \text{ kg/jam}$$

$$= 312,500 \text{ kg mol/jam}$$

$$\text{Beban cairan pada puncak} = 13853,8291 \text{ kg/jam}$$

$$= 468,7500 \text{ kg mol/jam}$$

Beban uap pada dasar kolom :

$$( V/B + 1 ) B = 3 \cdot B$$

$$= 3 \cdot 468,7500 = 1406,25 \text{ kg mol/jam}$$

$$= 3 \cdot 4998,7500 = 14996,25 \text{ kg/jam}$$

di mana :

$$\text{BM Bottom} = 31,971$$

$$\text{BM Top} = 28,33$$

$$f_{v\text{Top}} = \frac{\text{BM} \cdot P_1}{Z \cdot R \cdot T}$$

$$\begin{aligned}
 (f_v)_{\text{Top}} &= \frac{28,33 \cdot (8 \cdot 101,3) \cdot 1000}{1 \cdot 8134 \cdot 105,80224} \\
 &= 26,678 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 9,42 \cdot 10^{-4} \text{ gr mol/cm}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (f_v)_{\text{Botto}} &= \frac{31,971 \cdot (8 \cdot 101,3) \cdot 1000}{1 \cdot 8134 \cdot 116,07690} \\
 &= 27,44 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 8,58 \cdot 10^{-4} \text{ gr mol/cm}^3
 \end{aligned}$$

Density cairan ;

$$V_L = V_c \cdot Z_c \cdot (1 - Tr)^{0,2857} \quad (\text{metode Rackett, Smith Vem Ness})$$

Sama seperti pada perhitungan density cairan pada Rectifier, didapat seperti tabel.

Tabel. B.3. Data Pada Keadaan Kritis Dari Masing-masing Komponen (hal 572)

Komp	Tc <sup>o</sup> K	Zc	Vc cm <sup>3</sup> /gr mol	Tr	
				puncak	bottom
N <sub>2</sub>	126,2	0,290	89,5	0,838	0,920
O <sub>2</sub>	154,6	0,228	73,4	0,684	0,751
Ar	150,8	0,291	74,9	0,702	0,770

Tabel. B.4. Data Pada Keadaan Kritis Untuk Campuran

Komp	Tr	Zc	Vc
T o p	0,832	0,288	88,876
Bottom	0,771	0,291	75,036

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Top}} &= (88,876) (0,288) (1-0,832)0,2857 \\
 &= 40,076 \text{ cm}^3/\text{gr mol} \\
 &= 1,49 \text{ cm}^3/\text{gr}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f &= 1/V \\
 &= 1/1,49 = 0,673 \text{ gr/cm}^3 \\
 &= 673 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 0,0238 \text{ gr mol/cm}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Bottom}} &= (75,036) (0,291) (1-0,771)0,2857 \\
 &= 33,37 \text{ cm}^3/\text{gr mol} \\
 &= 1,04 \text{ cm}^3/\text{gr} \\
 f &= 1/V \\
 &= 1/1,04 = 0,958 \text{ gr/cm}^3 \\
 &= 958 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 0,030 \text{ gr mol/cm}^3
 \end{aligned}$$

Tegangan permukaan pada liquid

$$\sigma = \left[ (P) (f_1 - f_v) \right]^4 \quad (\text{metode Sugden Ferry 3-151})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pada puncak ; } P &= 0,96 \cdot (35) + 0,0187 \quad (20) \\
 &= 33,97
 \end{aligned}$$

$$\sigma = \left[ (33,97) (0,0238 - 9,42 \cdot 10^{-4}) \right]^4$$

$$= 0,36 \text{ dyne/cm}$$

Pada bottom ; P = 20

$$\sigma = \left[ (20) (0,030 - 8,58 \cdot 10^{-4}) \right]^4$$

$$= 0,12 \text{ dyne/cm}$$

Perhitungan kecepatan superficial

pada puncak menara :

$$\text{laju alir massa uap : } V = 8855,0868 \text{ kg/jam}$$

$$= 8855,0868 \cdot 2,205$$

$$= 19522,10 \text{ lb/jam}$$

$$w = C \left[ (f_v) (f_L - f_v) \right]^{1/2}$$

$$f_v = 26,67 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0624$$

$$= 1,664 \text{ lb/ft}^3$$

$$f_L = 673,3 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0624$$

$$= 42,013 \text{ lb/ft}^3$$

Tray spacing kita pilih 24" (Winkle, tabel 14 - 2)

untuk stripper, C di kali dengan 1,15, maka untuk

$\sigma = 0,36 \text{ dyne/cm}$ , didapat:

$$C = 160 \cdot 1,15 = 184$$

$$w = 184 \left[ 1,664 (42,013 - 1,664) \right]^{1/2}$$

$$= 1507,68 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$D = \left[ \frac{4}{\pi} \cdot \frac{V'}{w} \right]^{1/2}$$

$$= \left[ \frac{4}{\pi} \cdot \frac{(19522,10)}{1083,64} \right]^{1/2}$$

$$= 4,7 \text{ ft} \longrightarrow 5 \text{ ft}$$

Pada dasar menara (bottom)

$$V = 14996,25 \text{ kg/jam} \cdot 2,205$$

$$= 33061,032 \text{ lb/jam}$$

$$\int_V = 27,44 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0624$$

$$= 1,712 \text{ lb/ft}^3$$

$$\int_L = 958 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0624$$

$$= 59,779 \text{ lb/ft}^3$$

Untuk  $\sigma = 0,12 \text{ dyne/cm}$ , dari Fig 8-5 didapat  $C = 35$   
tray spacing 24"

$$C = 35 \cdot 1,15 = 40,25$$

$$w = 40,25 \left[ (1,712) (59,779 - 1,712) \right]^{1/2}$$

$$= 401,31 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$D = \left[ \frac{4}{\pi} \cdot \frac{V'}{w} \right]^{1/2}$$

$$= \left[ \frac{4}{\pi} \cdot \frac{(33061,032)}{401,31} \right]^{1/2}$$

$$= 10,21 \text{ ft} \longrightarrow 10 \text{ ft}$$



Berarti pada dasar menara yang mengontrol, di mana diambil diameter dengan harga standar,  $D = 10$  ft.

$$\text{Tinggi kolom} = 24/12 (20-1) + 10 + 20 = 68 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi menara} = 68 + 4 = 72 \text{ ft}$$

$$= 21,95 \text{ m}$$

#### A.1.12. PERHITUNGAN SPESIFIKASI SEPARATOR

Seperator berfungsi untuk memisahkan gas udara yang setelah diekspansi sebagai media pendingin untuk condensor.

$$\text{Massa uap} = 9883,460 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa steam} = 23720,305 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Untuk tekanan } 4 \text{ atm} = -178,79^{\circ}\text{C}$$

$$\rho_l = 14,025 \text{ kgg/m}^3$$

$$\rho_f = 801,925 \text{ kg/m}^3$$

$$V_u = 0,035 \sqrt{\rho_l / \rho_v} \text{ Coulson 1983}$$

$$V_u = 0,035 \left[ \frac{801,925}{14,025} \right]^{1/2}$$

$$= 0,26 \text{ m/s}$$

Vafour volum flow area

$$\frac{23720,305}{14,025 \cdot 3600} = 0,47 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Vessel area} = \frac{0,47}{0,26} = 1,81 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter} = \frac{4 \cdot A}{\pi}$$

$$= \frac{4 \cdot 1,81}{3,14}$$

$$= 1,52 \text{ m}$$

Liquid volume flow :

$$= \frac{9883,460}{801,925 \cdot 3600}$$

$$= 3,42 \cdot 10^{-3}$$

Volume tinggal 8 menit :

$$= 3,42 \cdot 10^{-3} \cdot 8 \cdot 60$$

$$= 1,643 \text{ m}^3$$

Tinggi liquid :

$$= \frac{1,643}{1,81}$$

$$= 0,90 \text{ m}$$

A.1.13. PERHITUNGAN SPESIFIKASI TANGKI PENYIMPAN  
NITROGEN S-311

Temperatur penyimpanan =  $107,5215^{\circ} \text{K}$  ( $-165,5^{\circ} \text{C}$ )

Tekanan penyimpanan =  $10 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{G}$

Density nitrogen cair =  $645 \text{ kg/m}^3$

Direncanakan volume storage untuk 30 hari penyimpanan  
laju alir produk  $\text{N}_2$  =  $13134,7500 \text{ kg/jam}$ .

Volume cairan  $\text{N}_2$  seelama sebulan = 720 jam

$$V = \frac{720 \cdot 13134,7500}{645}$$

$$= 14662 \text{ m}^3$$

Volume isian maximum direncanakan  $1/3$  dari volume  
tangki :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 4/3 (14662) \\ &= 19549 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perbandingan diameter dengan ketinggian tangki  $D = 4/3 H$   
luas penampang bejana :

$$A = \frac{V}{H} = 1/4 \pi D^2$$

Jadi :

$$1/4 \pi D^2 = \frac{V}{4/3 D}$$

$$D = \left[ \frac{19549 \cdot 3}{\pi} \right]^{1/3}$$

$$= 26,53 \text{ m}$$

$$H = 4/3 \cdot D$$

$$= 4/3 \cdot 26,53$$

$$= 35,37 \text{ m}$$

#### A.1.14. PERHITUNGAN SPESIFIKASI TANGKI PENYIMPAN OKSIGEN

S-312

Temperatur penyimpanan =  $116,08^{\circ} \text{K}$  ( $-156,92^{\circ} \text{C}$ )

Tekanan penyimpanan =  $8 \text{ kg/cm}^2 \cdot 8$

Density nitrogen cair =  $716 \text{ kg/m}^3$

Direncanakan volume storage untuk 30 hari penyimpanan

laju alir produk  $\text{O}_2 = 5000 \text{ kg/jam}$ .

Volume cairan  $\text{O}_2$  seelama sebulan = 720 jam

$$V = \frac{720 \cdot 5000}{716}$$

$$= 5027,93 \text{ m}^3$$

Volume isian maximum direncanakan 1/3 dari volume tangki :

$$\text{Volume tangki} = 4/3 (5027,93)$$

$$= 6703,91 \text{ m}^3$$

Perbandingan diameter dengan ketinggian tangki  $D = 4/3 H$   
 luas penampang bejana :

$$A = \frac{V}{H} = 1/4 \pi D^2$$

Jadi :

$$1/4 \pi D^2 = \frac{V}{4/3 D}$$

$$D = \left[ \frac{6703,91 \cdot 3}{\pi} \right]^{1/3}$$

$$= 18,57 \text{ m}$$

$$H = 4/3 \cdot D$$

$$= 4/3 \cdot 18,57$$

$$= 24,76 \text{ m}$$

#### A.1.15. PERHITUNGAN SPESIFIKASI POMPA NITROGEN

Tinggi level cairan maksimum pada tangki :

$$D = 26,53 \text{ m}$$

$$V = 14662 \text{ m}^3 \quad (\text{volume cairan maksimum})$$

$$H = V/A$$

$$= \frac{14662}{1/4 \cdot \pi \cdot (26,53)}$$

$$= 26,52 \text{ m} = 87,02 \text{ ft}$$

Tinggi suction = 40 ft

Tinggi discharge = 87,02 ft

Fluida di pompakan dari menara rektifair kedalam tangki penyimpanan nitrogen.

Sifat-sifat fisis dari fluida adalah sebagai berikut :

$$\rho_{N_2} = 645 \text{ kg/m}^3 = 40,26 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskosita} = 0,179 \text{ cp}$$

$$\text{Laju alir massa} = 13134,7500 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{13134,7500 \cdot 2,205}{3600} = 8,045 \text{ lb/det}$$

$$\text{Laju alir volume gf} = 8,045/40,26 = 0,194 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$= 0,194 \cdot 7,48 \cdot 60$$

$$= 89,68 \text{ gpm}$$

$$D_{opt} = 3,9 \cdot \text{gf}^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \cdot (0,194)^{0,45} \cdot (40,26)^{0,13}$$

$$= 3,014 \text{ in}$$

$$D = 3,068 \text{ in (schedul 40)}$$

$$A = 1/4 \cdot \pi \cdot (3,068/12)^2$$

$$= 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$V = 0,194/0,0513$$

$$= 3,78 \text{ ft/det}$$

$$\text{NRe} = \frac{V \cdot \rho \cdot D}{\mu}$$

Tinggi suction = 40 ft

Tinggi discharge = 87,02 ft

Fluida di pompakan dari menara rektifair kedalam tangki penyimpanan nitrogen.

Sifat-sifat fisis dari fluida adalah sebagai berikut :

$$\rho_{N_2} = 645 \text{ kg/m}^3 = 40,26 \text{ lb/ft}^3$$

viskosita = 0,179 cp

Laju alir massa = 13134,7500 kg/jam

$$= \frac{13134,7500 \cdot 2,205}{3600} = 8,045 \text{ lb/det}$$

Laju alir volume gf =  $8,045/40,26 = 0,194 \text{ ft}^3/\text{det}$

$$= 0,194 \cdot 7,48 \cdot 60$$

$$= 89,68 \text{ gpm}$$

$$D_{opt} = 3,9 \cdot gf^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \cdot (0,194)^{0,45} \cdot (40,26)^{0,13}$$

$$= 3,014 \text{ in}$$

$$D = 3,068 \text{ in (schedul 40)}$$

$$A = 1/4 \cdot \pi \cdot (3,068/12)$$

$$= 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$V = 0,194/0,0513$$

$$= 3,78 \text{ ft/det}$$

$$NRe = \frac{V \cdot \rho \cdot D}{\mu}$$



$$\begin{aligned}
 &= \frac{3,78 \cdot 40,26 \cdot (3,068/12)}{0,179 \cdot 6,72 \cdot 10^{-4}} \\
 &= 323457,61
 \end{aligned}$$

Dari Fig 2-10 Banchero, didapat  $f = 0,007$  dan elbow yang digunakan adalah elbow  $90^\circ$  sebanyak 5 buah, maka panjang total dari pipa aliran nitrogen adalah :

$$\begin{aligned}
 \Sigma L &= 40 + 55 + 87,02 + 5 (32/12) \cdot 3,068 \\
 &= 222,93 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total friksition pada pipa adalah :

$$F = \frac{2f \cdot v^2 \cdot \Sigma L}{gc \cdot D}$$

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{2 (0,007) \cdot (3,78)^2 \cdot (222,93)}{32,2 \cdot (3,068/12)} \\
 &= 5,42 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 -wf &= 5,42 + (87,02 - 40) \\
 &= 52,44 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{BHp} = \frac{-wf \cdot gf \cdot f}{550}$$

$$\text{BHp} = \frac{52,44 \cdot 0,194 \cdot 40,26}{550}$$

$$= 0,75 \text{ Hp}$$

### A.1.16. PERHITUNGAN SPESIFIKASI POMPA OKSIGEN

Tinggi level cairan maksimum pada O<sub>2</sub> storage :

$$D = 18,57 \text{ m}$$

$$V = 5027,93 \text{ m}^3 \quad (\text{volume cairan maksimum})$$

Tinggi tangki (level dalam tangki) = 24,76 m

$$H = V/A$$

$$= \frac{5027,93}{1/4 \cdot \pi \cdot (18,57)^2}$$

$$= 18,564 \text{ m} = 60,90 \text{ ft}$$

Sifat-sifat fisis dari fluida adalah sebagai berikut :

$$\rho_{O_2} = 716 \text{ kg/m}^3 = 44,70 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskosita} = 0,1 \text{ cp}$$

Laju alir massa = 5000 kg/jam

$$= \frac{5000 \cdot 2,205}{3600} = 3,062 \text{ lb/det}$$

Laju alir volume gf =  $3,062/44,70 = 0,068 \text{ ft}^3/\text{det}$

$$= 0,068 \cdot 7,48 \cdot 60$$

$$= 30,74 \text{ gpm}$$

$$D_{opt} = 3,9 \cdot g^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \cdot (0,068)^{0,45} \cdot (44,70)^{0,13}$$

$$= 1,906 \text{ in}$$

$$D = 1,939 \text{ in (schedul 80)}$$

$$A = 1/4 \cdot \pi \cdot (1,939/12)$$

$$= 0,0205 \text{ ft}^2$$

$$V = 0,068/0,0205$$

$$= 3,316 \text{ ft/det}$$

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{V \cdot \rho \cdot D}{\mu} \\ &= \frac{3,316 \cdot 44,70 \cdot (1,939/12)}{0,1 \cdot 6,72 \cdot 10^{-4}} \\ &= 324516 \end{aligned}$$

Dari Fig 2-10 Banhero, didapat  $f = 0,0073$  dan elbow yang digunakan adalah elbow  $90^\circ$  sebanyak 5 buah,

$$L_e = 5 (32/12) (1,939)$$

$$25 \text{ ft}$$

$$L = L_e + L$$

$$= 25 + 7 + 10 + 40 + 60,90$$

$$= 142,9 \text{ ft}$$

$$F = \frac{S f V_2^2 \cdot L}{gc \cdot D}$$

$$= \frac{2 (0,0073) \cdot (3,316)^2 \cdot (142,9)}{32,2 (1,939/12)}$$

$$= 4,4 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

$$= 4,4 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

$$-wf = 4,4 + (60,90 - 7)$$

$$= 58,3 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHp} &= \frac{Q (-wf)}{550} \\
 &= \frac{0,068 (58,3) (44,70)}{550} = 0,32 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

#### A.1.17. PERHITUNGAN DIAMETER OPTIMUM PIPA

Berdasarkan persamaan empiris (Peter, 1979) untuk penentuan diameter optimum pipa dengan diameter lebih besar dari 1 in, dimana untuk aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 \text{ } q_f^{0,45} \text{ } \rho^{0,13}$$

dimana :  $D_{opt}$  = diameter optimum pipa, in

$q_f$  = laju alir volume fluida,  $\text{ft}^3/\text{det}$

$\rho$  = density fluida,  $\text{lb}/\text{ft}^3$

Sebagai contoh dapat diambil pada aliran (21) dari flow sheet neraca bahan dan energi, yaitu :

$$\text{Laju alir massa} = 8,045 \text{ lb/det}$$

$$\text{Density nitrogen liquid} = 40,2 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$\text{Laju alir volume} = 8,045/40,37$$

$$= 0,194 \text{ ft}^3/\text{det}$$

maka :

$$D_{opt} = 3,9 (0,194)^{0,45} (40,26)^{0,13}$$

$$= 3,014 \text{ in}$$

Untuk kebutuhan ini di pilih ukuran standar 3,068 in,  
dengan ID = 3,068 in (Schedule 40).

Check bilangan reynold

$$NR_{e} = \frac{f D V}{\mu}$$

$$\text{dimana } V = a/A = 0,194 / (\pi/4) (3,068/12)^2 \\ = 3,7788 \text{ ft}^2$$

$$\mu = 0,179 \text{ cp}$$

$$= 0,179 \cdot 6,72 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft det}$$

$$= 1,2029 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft det}$$

$$= \frac{40,26 \cdot (3,068/12) \cdot 3,78}{1,2029 \cdot 10^{-4}}$$

$$= 323457,61$$

Ternyata penggunaan pipa dengan diameter 3,068 in sudah memenuhi untuk aliran turbulen. dengan cara yang sama dapat ditentukan diameter pipa pada aliran lain.

Tabel. B.5. Diameter Optimum Pipa

No Aliran	ID Perhitungan	ukuran Nominal
1	22,300	24
2	22,297	24
3	19,546	20
4	17,718	18
5	14,796	16
6	12,605	14
7	10,525	10
8	9,414	10
9	9,393	10
10	4,225	4
11	8,174	8
12	5,876	6
13	6,090	6
14	4,705	4
15	3,041	3
16	2,450	2,5
17	3,717	4
18	2,507	2,5
19	4,348	4
20	3,068	3
21	1,906	2





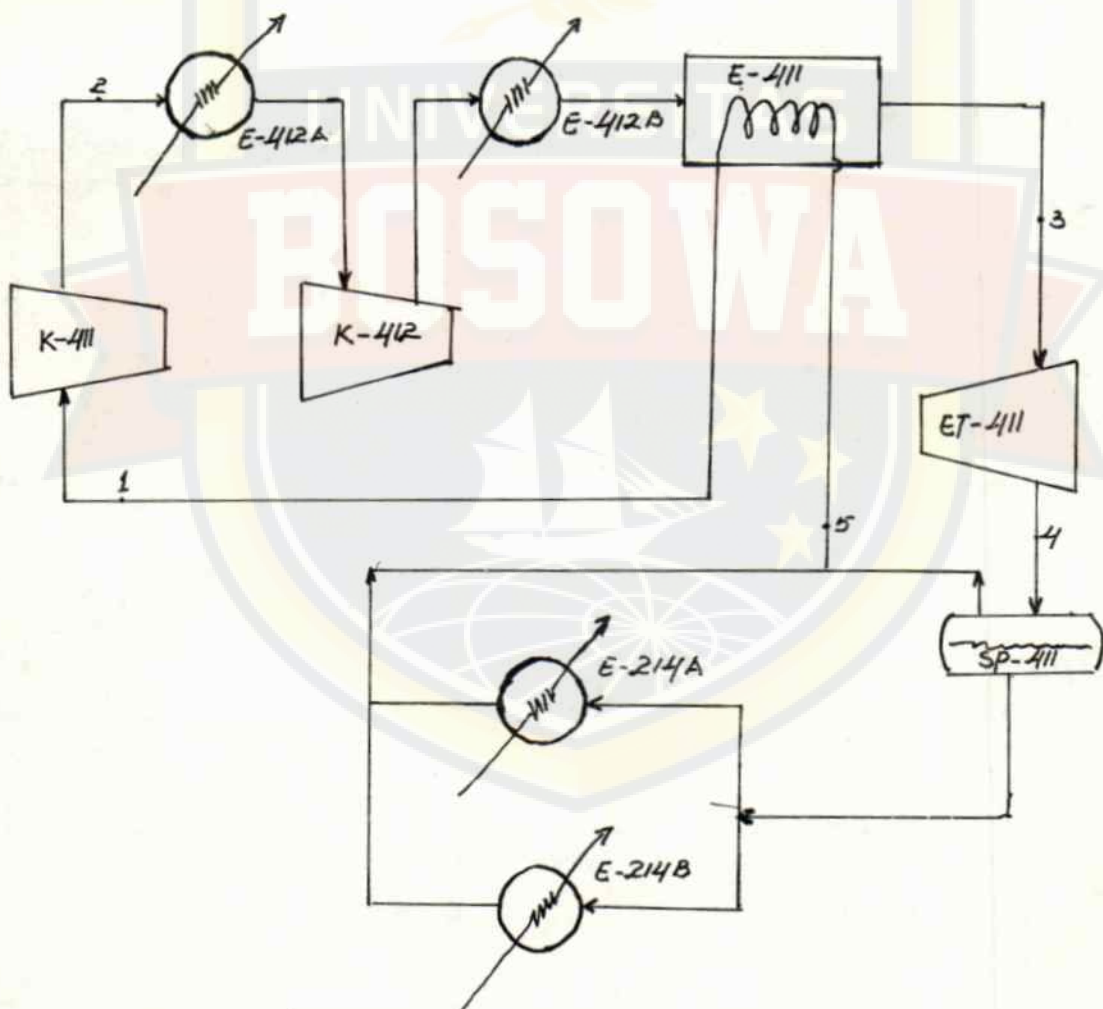


## LAMPIRAN C

### PERHITUNGAN UTILITAS

#### C.1. PERHITUNGAN KEBUTUHAN MASSA REFRIGERATOR

Siklus dari refrigerator dapat digambarkan seperti pada gambar di bawah ini :



Gambar C.1. Siklus Retrigrant

Dari tabel 3 - 267, hal 209, Ferry didapat sebagai berikut :

$$T_4 = 77,35^{\circ}\text{K} \quad (-195,65^{\circ}\text{C})$$

$$P_4 = 1,0133 \text{ bar}$$

$$= 1,0133 \cdot 0,986 = 1 \text{ atm}$$

$$S_{g4} = 5,404 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K}$$

$$S_{f4} = 2,848 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K}$$

$$H_{g4} = 76,8 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{f4} = -120,8 \text{ kJ/kg}$$

$$T_3 = 124^{\circ}\text{K} \quad (-148^{\circ}\text{C})$$

$$P_3 = 32,05 \text{ bar} = 31,6013 \text{ atm}$$

$$S_{g1} = 4,444 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K}$$

$$H_{g1} = 57,2 \text{ kJ/kg}$$

$$P_2 = 32,05 \text{ bar}$$

Pada aliran dua (outlet expansion turbin) merupakan campuran "liquid - gas" dan outlet dari refrigerator yang juga masih merupakan campuran "liquid - gas" dimana sebahagian liquid  $N_2$  telah berubah menjadi gas.

misalkan : dalam 1 kg uap  $N_2 = x$  kg  $N_2$  yang menjadi gas atau  $x$  kg gas  $N_2$  yang keluar dari turbin setiap 1 kg gas  $N_2$  masuk keturbin :

$$S_{g4} = (1 - x) S_f + x S_g$$

dimana :

$$S_{g3} = S_{g4} = S = 0$$

$$S_{g3} = (1 - x) S_{f4} + x S_{g4}$$

Kondisi di titik 3 pada tekanan  $P = 32,05$  bar

$$Sg_3 = 4,444 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K}$$

Kondisi di titik 4 pada tekanan  $P = 1,0133$  bar

$$Sf_4 = 2,849 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K}$$

$$Sg_4 = 5,404 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K}$$

maka :

$$Sg_3 = Sg_4 = (1 - x) Sf_4 + x Sg_4$$

$$4,444 = (1 - x) 2,849 + x \cdot 5,404$$

$$x = \frac{4,444 - 2,849}{5,404 - 2,849}$$

$$= 0,624 \text{ kg gas } N_2$$

Maka 1 kg gas  $N_2$  yang menjadi kg  $N_2$  cair :

$$\text{kg } N_2 \text{ cair} = 1 - x$$

$$= 1 - 0,624$$

$$= 0,376 \text{ kg } N_2 \text{ cair } (37,6 \%)$$

Dari Fig B-9 Lapina, untuk kapasitas 56000 - 110000  $m^3/\text{jam}$  didapat  $\tau = 78 \%$

Pressure ratio :

$$rp = P_3/P_4$$

$$= \left[ \frac{32,05}{1,0133} \right]^{1/2}$$

$$= 5,624$$

Dari Fig 3 Kern didapat  $c_p = 0,25 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$   
 $= 29,288 \text{ j/gr mol}^\circ\text{K}$

$$k = \frac{29,288}{29,288 - 8,324}$$

$$= 1,396$$

$$\frac{n}{n-1} = \frac{k}{k-1} \cdot r_p$$

maka didapat :

$$\frac{n}{n-1} = \frac{1,396}{1,396-1} \cdot 0,78$$

$$= 2,75$$

Di tetapkan  $T_1 = 200^\circ\text{K}$

Jadi :

$$T_2 = T_1 \left[ r_p \right]^{n-1/n}$$

$$= 200 \left[ 5,624 \right]^{1/2,75}$$

$$= 374,8^\circ\text{K} \quad (101,8^\circ\text{C})$$

Temperatur  $T_2$  keluar dari kompresor stage 1 yang telah didinginkan menjadi  $T'_2 = 40^\circ\text{C}$  ( $313^\circ\text{K}$ )

Jadi temperatur yang keluar dari kompressor stage 2 :

$$\begin{aligned}
 T_2 &= T_1 \left[ r_p \right]^{n-1/n} \\
 &= 313 \left[ 5,624 \right]^{1/2,75} \\
 &= 586,53^\circ\text{K} \quad ( 313,53^\circ\text{C} )
 \end{aligned}$$

Jumlah massa refrigeran yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 M_{Ra} &= \frac{Q}{\tau \cdot 0,0133} = \frac{Q}{(h_g - h_f)_{1,0133}} \\
 &= \frac{7976894,191}{76,8 - (-120,8)} \\
 &= 40368,898 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 M_{Rb} &= \frac{Q}{\tau \cdot 0,0133} = \frac{Q}{(h_g - h_f)_{1,0133}} \\
 &= \frac{7976894,191}{76,8 - (-120,8)} \\
 &= 28350,082 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 M_R &= M_{Ra} + M_{Rb} \\
 &= 40368,898 + 28350,082 \\
 &= 68718,98 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 M_{RT} &= \frac{100}{37,6} \cdot 68718,98 \\
 &= 182763,245 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

### Beban Panas pada E - 413

Jika cp dianggap sama maka to :

$$Q_1 = Q_2$$

$$M_T \text{ cp } (T_o - T_1) = M_T \text{ cp } (t_o - t_1)$$

$$313 - 190 = t_o - 77,35$$

$$t_o = 202,35^\circ\text{K}$$

Koreksi terhadap  $t_o$  :

$$t = \frac{313 - 190}{2} = 251,5^\circ\text{K}$$

$$c_p = 0,25 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \text{ dari Fig - 3 Kern}$$

$$= 1,0465 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

$$t = \frac{202,35 - 77,35}{2} = 138,85^\circ\text{K}$$

$$c_p = 0,245 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \text{ dari Fig - 3 Kern}$$

$$= 1,0256 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

$$M_T \text{ cp } (T_o - T_1) = M_T \text{ cp } (t_o - t_1)$$

$$1,0465 (313 - 190) = 1,0256 (t_o - 77,35)$$

$$t_o = 202,85^\circ\text{K}$$

Jadi beban panas pada E - 413

$$Q = M_{RT} \cdot c_p (t_o - t_1)$$

$$= 182763,245 \cdot 1,0256 (202,85 - 77,35)$$

$$= 2352369 \text{ kJ/jam}$$

**Beban Panas pada E - 411**

$$\begin{aligned}
 Q &= M_{RT} \cdot c_p (T_2 - T_3) \\
 &= 182763,245 \cdot 1,065 (374,8 - 313) \\
 &= 11819975,28 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan pada E - 412 A

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{c_p \cdot \Delta t} \\
 &= \frac{11819975,28}{4,18 (35 - 28)} \\
 &= 403963,61 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

**Beban Panas pada E - 412**

$$\begin{aligned}
 Q &= M_{RT} \cdot c_p (T_2 - T_3) \\
 &= 182763,245 \cdot 1,067 (586,53 - 313) \\
 &= 53362139,07 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan pada E - 412 B

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{c_p \cdot \Delta t} \\
 &= \frac{53362139,07}{4,18 (35 - 28)} \\
 &= 1823723,14 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Total air pendingin utilitas} &= 403963,61 + 1823723,14 \\ &= 2227686,75 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### C.2. PERHITUNGAN KOMPRESOR REFRIGERANT K - 411

$$\text{Laju alir massa} = 182763,245 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Temperatur masuk} = 202,85^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Tekanan masuk} = 1,0133 \text{ bar (1 atm)}$$

$$\begin{aligned} \text{Density} &= \frac{1 \cdot 101,33 \cdot 28}{1 \cdot 8,314 \cdot 202,85} \\ &= 1,68 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume} &= \frac{w}{\rho} = \frac{182763,245}{1,68} \\ &= 108745,76 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{hp} &= \frac{Z \cdot R \cdot T}{B_m} \cdot \frac{n}{n-1} \left[ r_p^{n-1/n} - 1 \right] \\ &= \frac{1 \cdot 8,314 \cdot 202,85}{28} \cdot 2,75 \left[ 5,624^{1/2,75} - 1 \right] \\ &= 144,749 \text{ kN m/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bhp} &= \frac{182763,245 \cdot 144,749}{3600 \cdot 0,78} \\ &= 9421,22 \text{ kw} \\ &= 12638,57 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total air pendingin utilitas} &= 403963,61 + 1823723,14 \\ &= 2227686,75 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### C.2. PERHITUNGAN KOMPRESSOR REFRIGERANT K - 411

$$\text{Laju alir massa} = 182763,245 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Temperatur masuk} = 202,85^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Tekanan masuk} = 1,0133 \text{ bar (1 atm)}$$

$$\begin{aligned} \text{Density} &= \frac{1 \cdot 101,33 \cdot 28}{1 \cdot 8,314 \cdot 202,85} \\ &= 1,68 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume} &= \frac{w}{\rho} = \frac{182763,245}{1,68} \\ &= 108745,76 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{hp} &= \frac{Z \cdot R \cdot T}{B_m} \cdot \frac{n}{n-1} \left[ r_p^{n-1/n} - 1 \right] \\ &= \frac{1 \cdot 8,314 \cdot 202,85}{28} \cdot 2,75 \left[ 5,624^{1/2,75} - 1 \right] \\ &= 144,749 \text{ kN m/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bhp} &= \frac{182763,245 \cdot 144,749}{3600 \cdot 0,78} \\ &= 9421,22 \text{ kw} \\ &= 12638,57 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## C.3. PERHITUNGAN KOMPRESSOR REFRIGATOR K - 412

Laju alir massa = 182763,245 kg/jam

Temperatur masuk = 40°C

Tekanan masuk = 32,053 bar (31,6013 atm)

Pressur ratio = 5,624

$$\text{Density} = \frac{31,6013 \cdot 101,33 \cdot 28}{1 \cdot 8,314 \cdot 313}$$

$$= 34,45 \text{ kg/m}^3$$

Laju alir volume =  $\frac{182763,245}{34,45}$

$$= 5304,47 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$hp = \frac{Z \cdot R \cdot T}{E_m} \cdot \frac{n}{n-1} \cdot \left[ r_p^{n-1/n} - 1 \right]$$

$$= \frac{1 \cdot 8,314 \cdot 313}{28} \cdot 2,75 \cdot \left[ 5,624^{1/2,75} - 1 \right]$$

$$= 223,35 \text{ kN m/kg}$$

$$\text{Bhp} = \frac{182763,245 \cdot 223,35}{3600 \cdot 0,78}$$

$$= 14537,07 \text{ kw}$$

$$= 19501,48 \text{ Hp}$$

#### C.4. PERHITUNGAN DAYA TURBIN EXPANDER

Beban panas pada turbin :

$$Q_T = (h_3 - h_4) M_{RT}$$

$$\begin{aligned} h_4 (1,0133) &= x h_g + (1 - x) h_f \\ &= 0,624 \cdot 76,8 + 0,376 \cdot (-120,8) \\ &= 2,5024 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$h_3 (32,05) = h_g (32,05) + c_p (190 - 125)$$

$$t = \frac{190 + 125}{2} = 157,5^\circ\text{K}$$

$$c_p = 0,24 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \quad \text{Fig 3 Kern}$$

$$= 1,0256 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned} h_3 (32,05) &= 57,2 + 1,0256 (190 - 125) \\ &= 123,864 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_T &= (123,864 - 2,5024) 182763,245 \\ &= 22180439,83 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kerja teoritis dari turbin berdasarkan Ferry, hal 24-32

$$\begin{aligned} W_t &= Q_T \frac{T_2 - T_1}{T_1} \\ &= 22180439,83 \cdot \frac{125 - 77,35}{77,35} \\ &= 13663839,15 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Untuk operasi pada temperatur cukup rendah maka efisiensi turbin berkisar 75 - 80 % Ferry hal 24-33 maka :

$$\begin{aligned}
 W_T &= \frac{W_c}{\tau} = \frac{13663839,15}{0,8} \\
 &= 17079798,93 \text{ kJ/jam} \\
 &= 6365,81 \text{ hp} \\
 W_{\text{netto}} &= W_{\text{ct}} - W_T \\
 &= 32140,05 - 6365,81 \\
 &= 25774,24 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

#### C.5. PERHITUNGAN KEBUTUHAN AIR UTILITAS

Volume air yang harus disuplai setiap hari untuk kebutuhan pabrik adalah :

##### a. Air Pendingin

$$\begin{aligned}
 \text{air pendingin pada boiler (50 kg } \times 210^\circ \text{C, 9-210 } ^\circ \text{C)} \\
 = 1812425,44 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Air pendingin pada } \dots = 227746,73 \text{ kg/jam}$$

$$\text{total} = 3240112,07 \text{ kg/jam}$$

air yang hilang di anggap 20 % jadi air yang harus ditambahkan :

$$\begin{aligned}
 W_1 &= 0,2 \cdot 3240112,07 \\
 &= 648022,414 \text{ kg/jam} \\
 &= 1552537,94 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

### b. Air Sanitasi

Untuk kebutuhan air dalam pabrik, di anggap kebutuhan rata-rata per orang 100 liter/hari maka :

$$\begin{aligned} W_2 &= 100 \cdot 72 \\ &= 7200 \text{ liter/hari (7200 kg/hari)} \end{aligned}$$

### c. Kebutuhan Air Hidran

Di anggap 10000 kg/hari ( $W_3$ )

Kebutuhan air pabrik seluruhnya setiap hari :

$$\begin{aligned} W &= W_1 + W_2 + W_3 \\ &= 15552537,94 + 7200 + 10000 \\ &= 15569737,94 \text{ kg/hari} \\ &= 1556,973794 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

### C.6. E- 412. COOLER PADA REFRIGERATOR

E - 412 yaitu cooler (pendingin) gas nitrogen yang keluar dari kompressor stage 1 dengan tekanan 32,05 bar. laju alir nitrogen (fluida panas adalah 182763,245 kg/jam (402562,21 lb/jam dan laju alir air pendingin adalah 403963,61 kg/jam (889787,69 lb/jam) dengan temperatur masuk  $101,8^{\circ}\text{C}$  ( $215,24^{\circ}\text{F}$ ) dan temperatur keluar  $40^{\circ}\text{C}$  ( $104^{\circ}\text{F}$ ). Sedangkan temperatur air masuk dianggap tetap yaitu  $20^{\circ}\text{C}$  ( $82,4^{\circ}\text{F}$ ) dan temperatur air keluar  $35^{\circ}\text{C}$  ( $95^{\circ}\text{F}$ ) dan beban panas  $Q = 11819975,28$  kJ/jam ( $11150920,08$  Btu/jam).

$$T_1 = 215,24^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 104^{\circ}\text{F}$$

$$W_{N2} = 402562,21 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 82,4^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 95^{\circ}\text{F}$$

$$W_{\text{air}} = 889787,69 \text{ lb/jam}$$

$$Q = 11150920,08 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_1 - t_2 \\ &= 215,24 - 95 = 120,24^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_2 - t_1 \\ &= 104 - 82,4 = 21,6^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t, \text{ LMTD} &= \frac{\Delta t_c - \Delta t_h}{\ln \frac{\Delta t_c}{\Delta t_h}} \\ &= \frac{120,24 - 21,6}{\ln \frac{120,24}{21,6}} \\ &= 57,46^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - t_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{215,24 - 104}{95 - 82,4} \\ &= 8,83 \end{aligned}$$



$$R = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{95 - 82,4}{215,24 - 82,4}$$

$$= 0,095$$

Dari Fig 18 Kern (hal 828) untuk 1 lewat dalam shell dan 2 atau lebih lewat dalam tube didapat faktor koreksi  $F_t = 0,93$  dapat digunakan exchanger 1 : 2 sehingga  $\Delta t$ ,  $LMTD = 0,93 \cdot 75,46 = 53,44^\circ F$ .

Dari tabel 8 Kern  $UD = 5 - 50$

asumsi :  $UD = 45 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ F \cdot \text{jam}$

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t} = \frac{11150920,08}{45 \cdot 53,44}$$

$$= 4636,94 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 10 Kern dengan menggunakan tube 1 in OD 16 BWG didapat ID = 0,87 in flow area tube  $a \cdot t = 0,594 \text{ in}^2$  luas permukaan ft panjang  $a = 0,2618 \text{ ft}$  panjang 14 ft

$$N_t = \frac{A}{a \cdot L} = \frac{4636,94}{0,2618 \cdot 14}$$

$$= 1265,13$$

Pada tabel 11 - 3 (Ferry 11 - 15) didapat  $N_t = 1268$  4  
 pass 1 in OD 1 1/4 square pitch ID shell 54 in.  
 Koreksi terhadap A dengan jumlah tube  $N_t = 1268$

$$\begin{aligned}
 A_{\text{baru}} &= N_t \cdot a \cdot L \\
 &= 1268 \cdot 0,2618 \cdot 14 \\
 &= 4647,47 \text{ ft}^2 \\
 UD &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{11150920,08}{4647,47 \cdot 53,44} \\
 &= 44,90 \text{ Btu/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F jam}
 \end{aligned}$$

Ternyata UD masih berada dalam range 2 - 50, maka UD dapat digunakan untuk perhitungan selanjutnya.

Perhitungan Aliran Lewat Tube

Fluida dingin lewat tube (air)

- $$\begin{aligned}
 a' t &= 0,594 \text{ in}^2 \\
 at &= \frac{N_t \cdot a' t}{144 \cdot n} \\
 &= \frac{1268 \cdot 0,594}{144 \cdot 4} = 1,3076 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$
- $$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{w}{at} = \frac{889787,69}{1,3076} \\
 &= 680460,90 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 3. \quad t_c &= \frac{t_2 + t_1}{2} \\
 &= \frac{82,4 + 95}{2} = 88,7^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,85 \text{ cp Fig 14 Kern} \\
 &= 0,85 \cdot 2,42 = 2,057 \text{ lb/ft jam} \\
 D &= 0,87/12 = 0,0725 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ret} &= \frac{D \cdot Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,0725 \cdot 680460,90}{2,057} = 23983,19
 \end{aligned}$$

4. Koefisien perpindahan panas untuk air dapat dsitentukan deengan menggunakan Fig 25 Kern

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{680460,90}{3600 \cdot 62,5} \\
 &= 3,02 \text{ ft/det}
 \end{aligned}$$

dari Fig 25 Kern  $h_i = 750$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i ID/DD \\
 &= 750 \frac{0,87}{1} \\
 &= 652,5 \text{ Btu/ft}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F jam}
 \end{aligned}$$

## Perhitungan Aliran Lewat Shell (nitrogen)

Fluida panas dalam shell

$$1. \quad a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot pt}$$

dimana :

$$ID = 54 \text{ in}$$

$$C' = 1 \frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 47 \text{ in}$$

$$Pt = 1 \frac{1}{4} = 1,25 \text{ in}$$

$$= \frac{54 \cdot 0,25 \cdot 47}{144 \cdot 1,25}$$

$$= 3,525 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{402562,21}{3,525} = 114202,05 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$3. \quad T_c = \frac{T_2 + T_1}{2} = \frac{215,24 + 104}{2} = 159,62^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,0195 \text{ cp Fig 15 Kern}$$

$$= 0,0195 \cdot 2,42 = 0,0472 \text{ lb/ft jam}$$

Dari i in OD 1 1/4 square pitch pada Fig 28 Kern

$$De = 099/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\text{Res} = \frac{De \cdot Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0825 \cdot 114202,05}{0,0472} = 199611,63$$

4. Dari Fig 28 Kern didapat  $JH = 288$

5. Pada  $T_c = 159,62^{\circ}\text{F}$

$$k = 0,0168 \text{ Btu/ft jam} \quad (\text{tabel 5 Kern})$$

$$c = 0,25 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \quad (\text{Fig 3 Kern})$$

$$h_o = JH \frac{k}{De} \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3}$$

$$h_o = 288 \frac{0,0168}{0,0825} \left[ \frac{0,25 \cdot 0,0472}{0,0168} \right]^{1/3}$$

$$= 52,13 \text{ Btu/ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F jam}$$

6. Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada keadaan bersih.

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{652,5 \cdot 52,13}{652,5 + 52,13}$$

$$= 48,28 \text{ Btu/ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F jam}$$

7. Dirif faktor (faktor pengotor)

$$R_d = \frac{U_c \cdot U_D}{U_c + U_D} = \frac{48,28 \cdot 44,90}{48,28 + 44,90}$$

$$= 0,0016 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F jam/Btu}$$

Dimana  $R_{d,\text{min}}$  untuk gas - air cooler adalah  $0,004 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$

### Pressur Drop

1. Untuk aliran lewat tube

$$Re, l = 23983,19$$

$$f = 0,0022 \quad \text{Fig 26 Kern}$$

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot G t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \theta t}$$

$$= \frac{0,0022 \cdot (680460,9)^2 \cdot 14 \cdot 4}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0725 \cdot 1} = 1,51 \text{ psi}$$

$$\Delta p = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= \frac{4 \cdot 4}{1} \cdot \frac{3,02^2}{2 \cdot 32,2} = 2,27 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta p_t + \Delta p$$

$$= 1,51 + 2,27$$

$$= 3,78 \text{ psi}$$

2. Untuk aliran lewat shell

$$Re_s = 199611,63$$

$$f = 0,0012 \quad \text{Fig 29 Kern}$$

$$D_s = 54/12 = 4,5 \text{ ft}$$

$$N+1 = \frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 14}{47} = 3,6$$

$$f_{\text{gas}} = \frac{P \cdot M_w}{1545 \cdot T_a} = \frac{31,64 \cdot 14,7 \cdot 144 \cdot 28}{1545 (159,62 + 460)}$$

$$= 11,956$$

$$s = \frac{f_{\text{gas}}}{f_{\text{air}}} = \frac{11,956}{62,5} = 0,0313$$

$$\Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot N+1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \theta t}$$

$$= \frac{0,0012 (114202,05)^2 \cdot 4,5 \cdot 3,6}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0825 \cdot 0,0313}$$

$$= 1,88 \text{ psi}$$

Dilihat dari pressur drop dan Rd heat exchangere (air cooler) yang direncanakan sudah memenuhi, dimana pada shell terjadi penurunan tekanan 1,88 psi, sedangkan yang dibolehkan gas adalah 2 psi. Penurunan tekanan yang terjadi pada tube adalah 3,78 psi, penurunan tekanan yang dibolehkan untuk liquid adalah 10 psi.



### C.7. E- 412 COOLER B PADA REFRIGERATOR

E - 412 yaitu cooler (pendingin) gas nitrogen yang keluar dari kompressor stage 1 dengan tekanan 32,05 bar. laju alir nitrogen (fluida panas adalah 182763,245 kg/jam (402562,21 lb/jam dan laju alir air pendingin adalah 1823723,14 kg/jam (4017011,32 lb/jam) dengan temperatur masuk 313,53°C (596,35°F) dan temperatur keluar 40°C (104°F). Sedangkan temperatur air masuk dianggap tetap yaitu 28°C (82,4°F) dan temperatur air keluar 35°C (95°F) dan beban panas  $Q = 53362139,07$  kJ/jam (50341640,63 Btu/jam).

$$T_1 = 596,35^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 104^{\circ}\text{F}$$

$$W_{N_2} = 402562,21 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 82,4^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 95^{\circ}\text{F}$$

$$W_{\text{air}} = 4017011,32 \text{ lb/jam}$$

$$Q = 50341640,63 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_1 - t_2 \\ &= 596,35 - 95 = 501,35^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_2 - t_1 \\ &= 104 - 82,4 = 21,6^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\Delta t, \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_c - \Delta t_h}{\ln \frac{\Delta t_c}{\Delta t_h}}$$

$$= \frac{501,35 - 21,6}{\ln \frac{501,35}{21,6}}$$

$$= 152,56^{\circ}\text{F}$$

Dari tabel 8 Kern UD = 5 - 50

asumsi : UD = 50 Btu/ft<sup>2</sup> °F jam

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T} = \frac{50341640,63}{50 \cdot 152,56} = 6599,58 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 10 kern dengan menggunakan tube 1 in OD 16 BWG didapat ID = 0,87 in flow area tube a = 0,594 in<sup>2</sup> luas permukaan ft panjang a = 0,2618 ft panjang 16 ft

$$N_t = \frac{A}{a \cdot L} = \frac{6599,58}{0,2618 \cdot 16} = 1575,53$$

Pada tabel 11 - 3 (Ferry 11 - 15) didapat N<sub>t</sub> = 1624 2 pass 1 in OD 1 1/4 square pitch ID shell 60 in. Koreksi terhadap A dengan jumlah tube N<sub>t</sub> = 1624

$$\begin{aligned} A_{\text{baru}} &= N_t \cdot a \cdot L \\ &= 1624 \cdot 0,2618 \cdot 16 \\ &= 6802,61 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$UD = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{50341640,63}{6802,61 \cdot 152,56}$$

$$= 48,51 \text{ Btu/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F jam}$$

Ternyata UD masih berada dalam range 2 - 50, maka UD

dapat digunakan untuk perhitungan selanjutnya.

Perhitungan Aliran Lewat Tube  
 Fluida dingin lewat tube (air)

$$1. \quad a't = 0,594 \text{ in}^2$$

$$at = \frac{Nt \cdot a't}{144 \cdot n}$$

$$= \frac{1624 \cdot 0,594}{144 \cdot 2}$$

$$= 3,3495 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad Gt = \frac{w}{at} = \frac{4017011,32}{3,3495}$$

$$= 1199286,855 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$3. \quad tc = \frac{t_2 + t_1}{2}$$

$$= \frac{82,4 + 95}{2} = 88,7^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}\mu &= 0,85 \text{ cp Fig 14 Kern} \\ &= 0,85 \cdot 2,42 = 2,057 \text{ lb/ft jam} \\ D &= 0,87/12 = 0,0725 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Ret} &= \frac{D \cdot Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,0725 \cdot 1199286,855}{2,057} \\ &= 42269,47\end{aligned}$$

4. Koefisien perpindahan panas untuk air dapat ditentukan dengan menggunakan Fig 25 Kern

$$\begin{aligned}v &= \frac{1199286,855}{3600 \cdot 62,5} \\ &= 5,33 \text{ ft/det}\end{aligned}$$

dari Fig 25 Kern  $h_i = 1190$

$$\begin{aligned}h_{io} &= h_i \cdot ID/OD \\ &= 1190 \cdot \frac{0,87}{1} \\ &= 1035,3 \text{ Btu/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F jam}\end{aligned}$$

Perhitungan Aliran Lewat Shell (nitrogen)

Fluida panas dalam shell

$$1. \quad a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot p_t}$$

dimana :  $ID = 60 \text{ in}$

$$C' = 1 \frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 48 \text{ in}$$

$$p_t = 1 \frac{1}{4} = 1,25 \text{ in}$$

$$= \frac{60 \cdot 0,25 \cdot 48}{144 \cdot 1,25}$$

$$= 4,000 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{402562,21}{4,000} = 100640,55 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$3. \quad T_c = \frac{T_2 + T_1}{2} = \frac{593,35 + 104}{2} = 350,18^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,024 \text{ cp Fig 15 Kern}$$

$$= 0,024 \cdot 2,42 = 0,0581 \text{ lb/ft jam}$$

Dari i in DD 1 1/4 square pitch pada Fig 28 Kern

$$D_e = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\text{Res} = \frac{De \cdot Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0825 \cdot 100640,55}{0,0581}$$

$$= 142906,12$$

4. Dari Fig 28 Kern didapat  $JH = 238$

5. Pada  $T_c = 350,18^{\circ}\text{F}$

$$k = 0,0211 \text{ Btu/ft jam} \quad (\text{tabel 5 Kern})$$

$$c = 0,256 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \quad (\text{Fig 3 Kern})$$

$$h_o = JH \cdot \frac{k}{De} \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3}$$

$$h_o = 238 \cdot \frac{0,0211}{0,0825} \left[ \frac{0,256 \cdot 0,0472}{0,0211} \right]^{1/3}$$

$$= 54,17 \text{ Btu/ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F jam}$$

6. Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada keadaan bersih.

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1035,3 \cdot 52,13}{1035,3 + 52,13}$$

$$= 51,48 \text{ Btu/ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F jam}$$

## 7. Dirf faktor (faktor pengotor)

$$R_d = \frac{U_c \cdot U_D}{U_c + U_D} = \frac{51,48 \cdot 48,51}{51,48 + 48,51}$$

$$= 0,0012 \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F jam/Btu}$$

Dimana  $R_{d,\text{min}}$  untuk gas - air cooler adalah  $0,004 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$

## Pressur Drop

## 1. Untuk aliran lewat tube

$$Re_t = 42269,17$$

$$f = 0,000185 \quad \text{Fig 26 Kern}$$

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot G_t}$$

$$= \frac{0,000185 (1179286,955)^2 \cdot 16 \cdot 2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0725 \cdot 1}$$

$$= 2,25 \text{ psi}$$

$$\Delta p = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c}$$

$$= \frac{4 \cdot 2}{1} \cdot \frac{(5,33)^2}{2 \cdot 32,2} = 3,53 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta p_t + \Delta p$$

$$= 2,25 + 3,53 = 5,78 \text{ psi}$$



2. Untuk aliran lewat shell

$$Re_s = 142906,52$$

$$f = 0,00129 \quad \text{Fig 29 Kern}$$

$$D_s = 60/12 = 5 \text{ ft}$$

$$N+1 = \frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 16}{48} = 4$$

$$f_{\text{gas}} = \frac{P \cdot M_w}{1545 \cdot T_a} = \frac{31,64 \cdot 14,7 \cdot 144 \cdot 28}{1545 (159,62 + 460)} = 1,956$$

$$s = \frac{f_{\text{gas}}}{f_{\text{air}}} = \frac{1,956}{62,5} = 0,0313$$

$$\Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot N+1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \theta t}$$

$$= \frac{0,00129 (100640,55)^2 \cdot 5 \cdot 4}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0825 \cdot 0,0313}$$

$$= 1,94 \text{ psi}$$

Dilihat dari pressur drop dan  $R_d$  heat exchanger (air cooler) yang direncanakan sudah memenuhi, dimana pada shell terjadi penurunan tekanan 1,94 psi, sedangkan yang dibolehkan untuk gas adalah 2 psi. Penurunan tekanan yang terjadi pada tube adalah 5,78 psi, penurunan tekanan yang dibolehkan untuk liquid adalah 10 psi.

### C.8. E - 411 HEAT EXCANGER PADA UTILITAS

E - 411 yaitu excanger (pemanas) udara yang keluar dari cooler B dengan tekanan 32,05 bar (31,64 atm). Laju alir nitrogen (fluida panas) adalah 182763,245 kg/jam (402923,50 lb/jam) dan laju alir pendingin 182763,245 kg/jam (402923,50 lb/jam) dengan temperatur masuk 40°C (104°F) dan temperatur keluar -83°C (-117,4°F). Sedangkan temperatur pendingin yang masuk 77,35°K (-320,17°F) dan temperatur keluar 202,85°K (-94,27°F). beban panas  $Q = 23523969$  kJ/jam (22192423 lb/jam).

$$T_1 = 104^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = -117,4^{\circ}\text{F}$$

$$W = 402923,50 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = -320,17^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = -94,27^{\circ}\text{F}$$

$$w = 402923,50 \text{ lb/jam}$$

$$Q = 22192423 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_2 - t_1 \\ &= -117,4 - (-320,17) = 202,77^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_h &= T_1 - t_2 \\ &= 104 - (-94,27) = 198,27^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_c - \Delta t_h}{\ln \frac{\Delta t_c}{\Delta t_h}}$$

$$= \frac{202,77 - 198,27}{\ln \frac{202,77}{198,27}}$$

$$= 200,71^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{104 - (-117,4)}{-94,27 - (-320,17)} = 0,98$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{-94,27 - (-320,17)}{104 - (-320,17)} = 0,53$$

Dari Fig 18 Kern untuk 1 lewat dalam shell dan 2 atau lebih lewat dalam tube didapat faktor koreksi  $F_t = 0,77$  dapat digunakan exchanger 1 - 2 sehingga  $\Delta T_{LMTD} = 0,77 \cdot 200,71 = 154,54^{\circ}$ .

Dari tabel 8 kern  $UD = 5 - 50$   
 asumsi  $UD = 24 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^{\circ}\text{F}$  dan  
 luas permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T}$$

$$= \frac{22192423}{24 \cdot 154,54}$$

$$= 3983,46 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 - 3 Ferry dengan menggunakan tube 1 in. OD 16 BWG didapat ID = 0,87 in flow area tube  $a' = 0,594 \text{ in}^2$  luas permukaan per ft panjang  $a = 0,2618 \text{ ft}$  panjang 16 ft.

$$N_t = \frac{A}{a' \cdot L} = \frac{9833,46}{0,2618 \cdot 16} = 1428,44$$

Dari tabel 11 - 3 Ferry didapat  $N_t = 1624$  2 pass 1 in OD 1 1/4 square pitch ID shell 60 in. Koreksi terhadap A dengan jumlah tube  $N_t = 1624$ .

$$\begin{aligned} A_{\text{baru}} &= N_t \cdot a \cdot L \\ &= 1624 \cdot 0,2618 \cdot 16 \\ &= 6802,61 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \cdot \rho t} \\ &= \frac{22192423}{6802,61 \cdot 154,54} \\ &= 21,10 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Ternyata UD masih berada dalam range 2 - 50, maka UD dapat digunakan untuk perhitungan selanjutnya.

Perhitungan Aliran Lewat Tube

$$1. \quad a't = 0,954 \text{ in}^2$$

$$at = \frac{Nt \cdot a't}{144 \cdot n}$$

$$= \frac{1624 \cdot 0,594}{144 \cdot 2} = 3,34 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad Gt = \frac{w}{at} = \frac{402923,50}{3,34} \\ = 120635,77 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$3. \quad Re,t = \frac{D \cdot Gt}{\mu}$$

$$tc = \frac{t_2 + t_1}{2} = \frac{-320,17 + (-94,27)}{2} \\ = -207,22^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,013 \text{ cp} \quad \text{Fig 15 Kern} \\ = 0,013 \cdot 2,42 = 0,0314 \text{ lb/ft jam}$$

$$D = 0,87/12 = 0,0725 \text{ ft}$$

$$Re,t = \frac{120635,77 \cdot 0,0725}{0,0314}$$

$$= 278538,004$$

$$4. \text{ dari Fig 24 Kern } JH = 570$$

5. pada  $t_c = -207,22^{\circ}\text{F}$

$$k = 0,00801 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam}$$

$$c = 0,24 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= Jh \cdot \frac{k}{D} \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \\
 &= 570 \frac{0,00801}{0,0725} \left[ \frac{0,24 \cdot 0,0314 \mu}{0,00801} \right]^{1/3} \\
 &= 61,72 \text{ Btu/ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Aliran Lewat Shell

$$1. \quad a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt}$$

dimana :

$$ID = 60 \text{ in}$$

$$C' = 1 \frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 45 \text{ in}$$

$$Pt = 1,25 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{60 \cdot 0,25 \cdot 45}{144 \cdot 1,25}$$

$$= 3,75 \text{ ft}^2$$

$$2. \quad G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{402923,50}{3,75}$$

$$= 107446,26 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$3. \quad Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$$

$$T_c = \frac{T_2 + T_1}{2} = \frac{104 + (-117,4)}{2}$$

$$= -6,7^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0162 \text{ cp} \quad \text{Fig 15 Kern}$$

$$= 0,0162 \cdot 2,42 = 0,0392 \text{ lb/ft jam}$$

$$D = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{107446,26 \cdot 0,0825}{0,0392}$$

$$= 226130,52$$

$$4. \text{ dari Fig 28 Kern } JH = 300$$

$$5. \text{ pada } t_c = -6,7^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0130 \text{ Btu/ft}^2 \text{ jam}$$

$$c = 0,25 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$



$$\begin{aligned}
 h_i &= J_h \cdot \frac{k}{D} \left[ \frac{c \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \\
 &= 300 \cdot \frac{0,0130}{0,0825} \left[ \frac{0,25 \cdot 0,0392}{0,0130} \right]^{1/3} \\
 &= 43,06 \text{ Btu/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F jam}
 \end{aligned}$$

6. Koefisien perpindahan panas keseluruhan pada keadaan bersih.

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{53,69 \cdot 43,06}{53,69 + 43,06} \\
 &= 23,89 \text{ Btu/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F jam}
 \end{aligned}$$

7. Dirft faktor (faktor pengotor)

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{23,89 - 21,10}{23,89 \cdot 21,10} \\
 &= 0,0053 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Dimana  $R_{d,\min}$  untuk gas exchanger adalah  $0,004 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$ .

### Pressur Drop

1. Aliran lewat tube

$$Re_t = 278538,004$$

$$f = 0,00012 \quad \text{Fig 26 Kern}$$

pada tekanan 31,64 atm ( $s = 0,0313$ )

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot Gt}$$

$$= \frac{0,00012 (120635,77)^2 \cdot 16 \cdot 2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0725 \cdot 0,0313 \cdot 1}$$

$$= 0,47 \text{ psi}$$

$$\Delta p = \frac{2 \cdot n}{s} \cdot \frac{v^2}{2gc}$$

$$= \frac{2 \cdot 2}{0,0313} \cdot 0,0018 \text{ (Fig 27 Kern)}$$

$$= 0,23 \text{ psi}$$

$$\Delta p_T = 0,47 + 0,23$$

$$= 0,7 \text{ psi}$$

2 Aliran lewat shell

$$Re_s = 226130,52$$

$$f = 0,0010 \quad \text{Fig 29 Kern}$$

$$N + 1 = \frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 16}{45}$$

$$= 4,2$$

$$D_s = 60/12 = 5$$

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot N+1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \theta t}$$

$$= \frac{0,0010 (107446,26)^2 \cdot 5 \cdot 4,2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0825 \cdot 0,0313 \cdot 1}$$

$$= 1,8 \text{ psi}$$

Dilihat dari pressur drop dan  $R_d$  heat exchanger yang direncanakan sudah memenuhi, dimana pada shell terjadi penurunan tekanan 1,8 psi, sedangkan yang terjadi pada tube adalah 0,7 psi. Penurunan tekanan yang dibolehkan untuk gas adalah 2 psi.

#### C.9. PERHITUNGAN POMPA UTILITAS PADA INTER COOLER, COOLER A (E -212 A) DAN COOLER B (E - 212 B)

**Fungsi** : Memompa air dari bak penampung masuk ke inter cooler, cooler A (E - 212 A), dan cooler B (E - 212 B) sebagai media pendingin.

Sifat-sifat fisis dari air pada 1 atm adalah sebagai berikut :

$$\rho_{\text{air}} = 62,5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 1 \text{ cp}$$

$$\text{Asumsi tinggi suction} = 50 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir massa} &= \text{Massa inter cooler} + \text{massa cooler A} + \\
 &\quad \text{massa cooler B} \\
 &= 312093,769 + 351356,358 + 348975,193 \\
 &= 1012425,32 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$1012425,32 \cdot 2,205$$

$$= \frac{\quad}{3600}$$

$$= 620,11 \text{ lb/det}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volume} &= \frac{620,11}{62,5} = 9,92 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

$$= 9,92 \cdot 7,48 \cdot 60$$

$$= 4452,09 \text{ gpm}$$

Diameter optimum pipa :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 \text{ gf}^{0,45} \cdot \sqrt[0,13]{\quad} \\
 &= 3,9 \cdot (9,92)^{0,45} \cdot (62,5)^{0,13} \\
 &= 18,74 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$D = 19,25 \text{ in (sch 20)}$$

$$A = \frac{1}{4} \pi D^2$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\pi (19,25)^2}{4} \\
 &= \quad
 \end{aligned}$$

$$= 291,03 \text{ in}^2 = 2,02 \text{ ft}^2$$

$$V = \text{gf}/A$$

$$= 9,92/2,02 = 4,91 \text{ ft/det}$$

Cek bilangan Reynold :

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{V \cdot \rho \cdot D}{\mu} \\ &= \frac{4,91 \cdot 62,5 \cdot 19,25}{12 \cdot 1 \cdot 6,72 \cdot 10^{-4}} \\ &= 732557,51 \end{aligned}$$

Panjang pipa = 328,1 ft

Dipasang 7 buah elbow  $90^\circ = 7 \cdot (32/12) \cdot 19,25$   
 = 359,3 ft

2 buah gate valve =  $L_e = 2 \cdot 13 \cdot (19,25/12)$   
 = 41,70 ft

$$\begin{aligned} L &= 359,33 + 328,10 + 41,71 \\ &= 729,14 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Fig 2-10 Banchoff didapat  $f = 0,005$

Total friksi pada pipa adalah :

$$\begin{aligned} F &= \frac{2 \cdot f \cdot v^2 \cdot L}{gc \cdot D} \\ &= \frac{2 \cdot 0,005 \cdot (4,91)^2 \cdot 729,14}{32,2 \cdot (19,25/12)} \\ &= 3,40 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli :

$$\frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2gc} + \frac{\Delta Zg}{gc} + \Sigma F = -wf$$

$$\Delta p / \rho = 0 \text{ (karena tekanan sama)}$$

$$\Delta v^2 / 2gc = 0 \text{ (pipa sama besar)}$$

persamaan menjadi :

$$-wf = \Delta Z + \Sigma F$$

$$= 50 + 3,40 = 53,40 \text{ ft}$$

$$BHp = \frac{gf \cdot (-wf) \cdot f}{550}$$

$$BHp = \frac{9,92 \cdot 53,40 \cdot 62,5}{550}$$

$$= 75,24 \text{ hp}$$

#### C.10. PERHITUNGAN POMPA UTILITAS PADA COOLER A (E - 212 A) DAN COOLER B (E - 212 B)

**Fungsi** : Memompa air dari bak penampung masuk ke cooler A (E - 212 A), dan cooler B (E - 212 B) sebagai media pendingin.

Sifat-sifat fisis dari air pada 1 atm adalah sebagai berikut :

$$\rho_{\text{air}} = 62,5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 1 \text{ cp}$$

$$\text{Asumsi tinggi section} = 50 \text{ ft}$$

$$\text{Laju alir massa} = \text{massa coil} + \text{massa cooler B}$$

$$= 403963,61 + 1823723,14$$

$$= 2227686,75 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{2227686,75 \cdot 2,295}{3600}$$

$$= 1364,45 \text{ lb/det}$$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{1364,45}{62,5} = 21,83 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$= 21,83 \cdot 7,48 \cdot 60$$

$$= 9798 \text{ gpm}$$

Diameter optimum pipa :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \text{ gf}^{0,45} \cdot (0,13) \\ &= 3,9 \cdot (21,83)^{0,45} \cdot (62,5)^{0,13} \\ &= 26,73 \text{ in} \end{aligned}$$

$$D = 28,74 \text{ in} \quad (\text{sch 30})$$

$$A = 1/4 \pi D^2$$

$$= \frac{\pi (28,74)^2}{4}$$

$$= 649,18 \text{ in}^2 = 4,50 \text{ ft}^2$$



$$\begin{aligned}
 v &= qf/A \\
 &= 26,74/4,50 = 4,85 \text{ ft/det}
 \end{aligned}$$

Cek bilangan Reynold :

$$\begin{aligned}
 NRe &= \frac{v \cdot \rho \cdot D}{\mu} \\
 &= \frac{4,85 \cdot 62,5 \cdot 28,75}{12 \cdot 1 \cdot 6,72 \cdot 10^{-4}} \\
 &= 1080709,79
 \end{aligned}$$

Panjang pipa = 300 ft

Dipasang 7 buah elbow  $90^\circ = 6 \cdot (32/12) \cdot 28,75$   
 $= 460 \text{ ft}$

2 buah gate valve =  $L_e = 2 \cdot 13 \cdot (28,75/12)$   
 $= 62,30 \text{ ft}$

$$L = 460 + 3000 + 62,30 = 822,30 \text{ ft}$$

Dari Fig 2-10 Banchoff didapat  $f = 0,0045$

Total friksi pada pipa adalah :

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{2 \cdot f \cdot v^2 \cdot L}{gc \cdot D} \\
 &= \frac{2 \cdot 0,0045 \cdot (4,85)^2 \cdot 822,30}{32,2 \cdot (28,75/12)} \\
 &= 2,25 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli :

$$\frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \Sigma F = -wf$$

$$\Delta p / \rho = 0 \text{ (karena tekanan sama)}$$

$$\Delta v^2 / 2gc = 0 \text{ (pipa sama besar)}$$

persamaan menjadi :

$$-wf = \Delta Z + \Sigma F$$

$$= 50 + 2,25 = 52,25 \text{ ft}$$

$$BHp = \frac{gf \cdot (-wf) \cdot \rho}{550}$$

$$BHp = \frac{21,83 \cdot 52,25 \cdot 62,5}{550}$$

$$= 162,02 \text{ hp}$$

### C.11. PERHITUNGAN POMPA UTILITAS

**Fungsi** : Memompa air dari sungai kedalam bak penampung air sungai.

Sifat-sifat fisis dari air pada 1 atm adalah sebagai berikut :

$$\rho_{\text{air}} = 62,5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 1 \text{ cp}$$

Asumsi tinggi suction = 50 ft (?Z)

Laju alir massa = 15569,73794 m<sup>3</sup>/hari

$$= \frac{15569737,94 \cdot 2,205}{86400}$$

$$= 397,353 \text{ lb/det}$$

Laju alir volume =  $\frac{397,353}{62,5} = 6,358 \text{ ft}^3/\text{det}$

$$= 6,358 \cdot 7,48 \cdot 60$$

$$= 2853,31 \text{ gpm}$$

Diameter optimum pipa :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \text{ gf}^{0,45} \cdot f^{0,13}$$

$$= 3,9 \cdot (6,358)^{0,45} \cdot (62,5)^{0,13}$$

$$= 15,35 \text{ in}$$

$$D = 15,25 \text{ in (sch 30)}$$

$$A = \frac{1}{4} \pi D^2$$

$$= \frac{\pi (15,25)^2}{4}$$

$$= 182,654 \text{ in}^2 = 1,268 \text{ ft}^2$$

$$V = \text{gf}/A$$

$$= 6,358/1,268 = 5,012 \text{ ft/det}$$

Cek bilangan Reynold :

$$NRe = \frac{v \cdot f \cdot D}{\mu}$$

$$= \frac{5,012 \cdot 62,5 \cdot 15,25}{12 \cdot 1 \cdot 6,72 \cdot 10^{-4}}$$

$$= 592451,48$$

Panjang pipa = 164 ft

Dipasang 3 buah elbow  $90^\circ = 3 \cdot (32/12) \cdot 15,25$   
 = 122 ft

2 buah gate valve =  $L_e = 2 \cdot 13 (15,25/12)$   
 = 33,042 ft

$$L = 164 + 122 + 33,042$$

$$= 319,04 \text{ ft}$$

Dari Fig 2-10 Banchero didapat  $f = 0,005$

Total friksi pada pipa adalah :

$$F = \frac{2 \cdot f \cdot v^2 \cdot L}{gc \cdot D}$$

$$= \frac{2 \cdot 0,005 \cdot (5,012)^2 \cdot 319,64}{32,2 \cdot (15,25/12)}$$

$$= 1,96 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli :

$$\frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2gc} + \frac{\Delta Zg}{gc} + \Sigma F = -wf$$

$$\Delta p/\rho = 0 \text{ (karena tekanan sama)}$$

$$\Delta v^2/2gc = 0 \text{ (pipa sama besar)}$$

persamaan menjadi :

$$-wf = \Delta Z + \Sigma F$$

$$= 38 + 1,96 = 39,96 \text{ ft}$$

$$BHp = \frac{gf \cdot (-wf) \cdot f}{550}$$

$$BHp = \frac{6,358 \cdot 39,96 \cdot 62,5}{550}$$

$$= 36,09 \text{ hp}$$

## C.12. PERHITUNGAN POMPA SANITASI

Fungsi : Memompa air dari bak penampung untuk sanitasi

Sifat-sifat fisis dari air pada 1 atm adalah sebagai berikut :

$$\rho_{\text{air}} = 62,5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 1 \text{ cp}$$

$$\text{Asumsi tinggi suction} = 23 \text{ ft (??)}$$

Laju alir massa = 7200kg/jam

$$= \frac{7200 \cdot 2,205}{3600}$$

$$= 4,41 \text{ lb/det}$$

Laju alir volume =  $\frac{4,41}{62,5} = 0,07 \text{ ft}^3/\text{det}$

$$= 0,07 \cdot 7,48 \cdot 60$$

$$= 31,67 \text{ gpm}$$

Diameter optimum pipa :

$$D_{opt} = 3,9 \text{ gf}^{0,45} \cdot f^{0,13}$$

$$= 3,9 \cdot (0,07)^{0,45} \cdot (62,5)^{0,13}$$

$$= 2,02 \text{ in}$$

$$D = 2,067 \text{ in (sch 40)}$$

$$A = \frac{1}{4} \pi D^2$$

$$= \frac{\pi (2,067)^2}{4}$$

$$=$$

$$= 3,35 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$V = \text{gf}/A$$

$$= 0,07/0,02 = 3,50 \text{ ft/det}$$

Cek bilangan Reynold :

$$NRe = \frac{v \cdot f \cdot D}{\mu}$$

$$= \frac{3,50 \cdot 62,5 \cdot 2,067}{12 \cdot 1 \cdot 6,72 \cdot 10^{-4}}$$

$$= 56070,964$$

Panjang pipa = 656,2 ft

Dipasang 24 buah elbow  $90^\circ = 24 \cdot (32/12) \cdot 2,067$   
 = 132 ft

2 buah gate valve =  $Le = 2 \cdot 13 (2,067/12)$   
 = 4,47 ft

$$L = 132 + 656,2 + 4,47$$

$$= 763 \text{ ft}$$

Dari Fig 2-10 Banchemo didapat  $f = 0,0065$

Total friksi pada pipe adalah :

$$F = \frac{2 \cdot f \cdot v^2 \cdot L}{gc \cdot D}$$

$$= \frac{2 \cdot 0,0065 \cdot (3,50)^2 \cdot 763}{32,2 \cdot (2,067/12)}$$

$$= 21,91 \text{ ft lbf/lbm}$$



Friksi karena kontraksi:

$$F = K_c \frac{v^2}{2gc}$$

$$F = 0,5 \frac{(3,50)^2}{2 \cdot 32,2}$$

$$= 0,095 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\Sigma F = 21,91 + 0,095$$

$$= 22,00 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli :

$$\frac{\Delta f}{f} + \frac{\Delta v^2}{2gc} + \frac{\Delta Zg}{gc} + \Sigma F = -wf$$

$$\Delta f/f = 0 \text{ (karena tekanan sama)}$$

persamaan menjadi :

$$\begin{aligned} -wf &= \Delta Z + \Sigma F + (\Delta v^2/2gc) \\ &= 23 + 22,00 + 0,1902 \\ &= 45,1902 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$BHp = \frac{gf \cdot (-wf) \cdot f}{550 \cdot}$$

$$BHp = \frac{0,07 \cdot 45,1902 \cdot 62,5}{550}$$

$$= 0,36 \text{ hp}$$

### C.13. BAK PENAMPUNGAN AIR SUNGAI (RESERVOIR)

Fungsi : Menampung air sungai dan mengendapkan partikel-partikel dan air berasal dari sungai.

Kapasitas :  $15569,73794 \text{ m}^3/\text{hari}$

Volume bak : 85 %

Waktu tinggal :  $1/6$  hari

Volume air =  $15569,73794 \cdot 1/6$   
 =  $2594,9563 \text{ m}^3$

Direncanakan menggunakan 2 buah bak :

Volume bak =  $\frac{2594,9563}{2} = 1297,4782$

=  $\frac{1297,4782}{0,85} = 1526,44 \text{ m}^3$

Spesifikasi bak,

- Panjang = 14 m

- Lebar = 12 m

Tinggi =  $\frac{1297,4782}{14 \cdot 12} = 9,10 \text{ m}$

### C.14. BAK PENAMPUNGAN AIR COOLER (RESERVOIR)

Fungsi: menampung air untuk kebutuhan fluida pendingin pada cooler.

$$\text{Kapasitas} = 3240112,07 \text{ kg/jam}$$

$$= 3240,112 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume bak} = 85 \%$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = 3240,112 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot 1 \text{ jam}$$

$$= 3240,112 \text{ m}^3$$

Direncanakan menggunakan 2 buah bak ;

$$\text{Volume bak} = \frac{3240,112}{2} = 1620 \text{ m}^3$$

$$= \frac{1620}{0,85} = 1906 \text{ m}^3$$

Spesifikasi bak,

$$\text{— Panjang} = 14 \text{ m}$$

$$\text{— Lebar} = 14 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = \frac{1906}{14 \cdot 14} = 9,72 \text{ m}$$



## LAMPIRAN D

### PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

#### D.1. PERHITUNGAN HARGA ALAT

Perhitungan harga alat berdasarkan harga pada tahun 1979 :

##### 1. Penyaring udara

Dari tabel 25-49, Perry, 6 ed, untuk kapasitas  $10^4 \text{ ft}^3/\text{menit}$  = \$ 7000, faktor exponen = 0,66 untuk kapasitas  $1000 \text{ ft}^3/\text{menit}$

$$\begin{aligned} \text{Harga} &= C \left[ \frac{Q_1}{Q_2} \right]^e \\ &= \$ 7000 \left[ \frac{1000}{10000} \right]^{0,66} \\ &= \$ 1531,4 \end{aligned}$$

untuk 44 unit,

$$\text{Harga} = 44 \times \$ 1531,4$$

$$= \$ 67381,6$$

##### 2. Kompresor udara

Dari gambar 13-50, Petters, untuk kapasitas

300 ft<sup>3</sup>/menit harga = \$ 34500, faktor eksponen 0,69  
 untuk kapasitas 45.000 ft<sup>3</sup>/menit

$$\text{Harga} = C \left[ \frac{Q_1}{Q_2} \right]^E$$

$$= \$ 7000 \left[ \frac{45.000}{300} \right]^{0,69}$$

$$= \$ 1094767,923$$

untuk 3 unit,

$$\text{harga} = 3 \times 1094767,923$$

$$= \$ 3284300$$

### 3. Alat pendingin udara (cooler)

Dari gambar 14-15, petters di dapat :

a. Intercooler dengan heat tranpers area

$$(A) = 700 \text{ ft}^3$$

$$\text{harga} = \$ 36200$$

b. Cooler (A) dengan area, (A) = 5300 ft<sup>2</sup>

$$\text{harga} = \$ 40.000$$

c. Cooler (B) dengan area, (A) = 5200 ft<sup>2</sup>

$$\text{harga} = \$ 38.000$$

d. Refrigerator (A) dengan area (A) = 1600 ft<sup>2</sup>

$$\text{harga} = \$ 15.000$$

e. Refrigerator (B) dengan area (A) =  $1500 \text{ ft}^2$

harga = \$ 14.400

#### 4. Heat Exchanger

Dari gambar 14 - 15, Petters, untuk area

(A) =  $1100 \text{ ft}^2$

harga = \$ 12.000

#### 5. Reboiler dan kondensor

Dari gambar 14-16, Petters, untuk area (A)

reboiler =  $140 \text{ ft}^2$

harga = \$ 5.400

untuk area kondensor (A) =  $3717,05 \text{ ft}^2$

harga = \$ 33.300

#### 6. Heat exchanger untuk utilitas

Dari gambar 14 - 15, Petters, untuk area,

(A)  $5983,46 \text{ ft}^2$

harga = \$ 49.000

a. Cooler E-411 A dengan area (A) =  $4636,94 \text{ ft}^2$

harga = \$ 35.000

b. Cooler E-411 B dengan area (A) =  $6599,58 \text{ ft}^2$

harga = \$ 53.000

#### 7. Menara

##### a. Rektifier

Dari gambar 15-28, Petters, untuk diameter

96 in, tray spacing 30 in



harga per tray = \$ 3.100

untuk 12 tray, harga =  $12 \times \$ 3.100$   
 = \$ 37.200

b. Stripper

Dari gambar 15-28, Petters, untuk diameter  
 120 in tray spacing 28 in

harga per tray = \$ 4.000  
 untuk 36 tray, harga =  $36 \times \$ 4.000$   
 = \$ 144.000

c. Molecular sieve

Dari gambar 15-28, Petters, untuk diameter 96 in

harga/ft tinggi = \$ 2.000  
 untuk tinggi 6,36 ft, harga =  $6,36 \times \$ 2.000$   
 = \$ 12.720

B. Tangki penyimpan

a. Tangki penyimpan nitrogen

Dari gambar 13-60, Petters, untuk kapasitas  
 $14.662 \text{ m}^3 = (3873000 \text{ gallon})$   
 harga = \$ 333.000

b. Tangki penyimpan oksigen

Dari gambar 13-40, Petters, untuk kapasitas  
 1.328.000 gallon  
 harga = \$ 140.000

### 9. P o m p a

Dari gambar 13-40, Petters untuk kapasitas 32 gpm

harga = \$ 860

untuk 4 unit, harga = \$ 4 x \$860 = \$ 3.440

### 10. Kompresor utilitas

Dari gambar 13-49, Petter, untuk kapasitas  
67.000 ft<sup>3</sup>/menit

harga = \$ 17.000

untuk 2 unit, harga = 2 x \$17.000 = \$ 34.000

### 11. Expansion turbin

Dari gambar 13-50, Petter, untuk BHP = 6.365,81 Hp

Kapasitas 5.034,47 m<sup>3</sup>/jam atau 3.200 ft<sup>3</sup>/menit

harga = \$ 180.000

### 12. Pompa utilitas

Dari gambar 13-40, Petter, untuk kapasitas :

- Untuk cooleer proses kapasitas = 4.450 gpm

harga = \$ 4.150

untuk 2 buah, harga = 2 x \$ 4.150 = \$ 8.300

- Untuk cooler utilitas kapasitas = 9.800 gpm

harga = \$ 7.200

untuk 2 buah, harga = 2 x \$ 7.200 = \$ 14.400

- Untuk pompa sanitasi kapasitas = 31,67 gpm

harga = \$ 690

untuk 2 buah, harga = 2 x \$ 690 = \$ 1.400

Total harga alat pada tahun 1979 = \$ 4.582.818.074 untuk mengkonversikan ke harga sekarang (1998), maka di kalikan dengan perbandingan indeks harga sekarang terhadap indeks harga tahun 1979.

$$\text{harga sekarang} = \text{harga tahun 1979} \times \frac{\text{indeks harga 1998}}{\text{indeks harga 1979}}$$

#### Daftar indeks harga (Chemical Engineering)

tahun	indeks
1977	505,4
1978	545,3
1979	599,4
1980	658,6
1981	721,3
1982	745,6
1983	760,8
1984	780,4
1985	789,6
1986	797,6
1987	813,6
1988	852,0
1989	895,1
1990	915,1
1991	930,6
1992	943,1
1993	964,2

Dengan extrapolasi didapat harga indeks pada tahun 1998 adalah 1071,08

$$\text{harga sekarang 1998} = 4.582.818,074 \times \frac{1071,08}{599,4}$$

$$= \$ 8.189.130,435$$

$$= \text{Rp } 18.835.000.000$$

## D.2. PERHITUNGAN CAPITAL INVESTMENT

Capital investment dihitung atas dasar harga alat sesuai dengan tabel 17 (Petters & Timmerhaus, 1979)

Perhitungan adalah sebagai berikut :

### A. Biaya langsung

1. Harga peralatan, E	= Rp	18.835.000.000
2. Pemasangan alat, 47% E	=	8.852.450.000
3. Instrumentasi, 18% E	=	3.390.300.000
4. Perpipaian, 66% E	=	12.431.100.000
5. Instalasi listrik, 11% E	=	2.071.850.000
6. Bangunan, 18% E	=	3.390.300.000
7. Yart improvment, 10% E	=	1.883.500.000
8. Service fasility, 70% E	=	13.184.500.000
9. Tanah, 6% E	=	1.130.100.000
Total biaya langsung	= Rp	65.169.100.000

### B. Biaya tidak langsung

1. Rekayasa/Supervisi, 33% E	= Rp	6.215.550.000
2. Construction expense, 41% E	=	7.722.350.000
Total Cost	= Rp	79.107.000.000

C. Kontraktor Fee, 21% E = 3.955.350.000

D. Contingency, 42% E = 7.910.700.000

Fixed Capital Investment (FCI)

( A + B + C + D ) = Rp 90.973.050.000

E. Working Capital, 86% E = 16.198.100.000

Total Capital Investment (TCI)= Rp 107.171.150.000

Inventasi ini direncanakan dengan 40% biaya sendiri, 60% modal pinjaman dengan masa konstruksi 2 tahun. Sebanyak 60% dari inventasi total dikeluarkan pada tahun pertama konstruksi (Tahun -1) dan 40% sisa dikeluarkan pada tahun kedua konstruksi (Tahun 0).

#### Investasi tahun pertama konstruksi (tahun -1)

Investasi pada tahun -1 adalah 60% dari total capital investment :

$$= 0,6 \times 107.171.150.000$$

$$= \text{Rp } 64.302.690.000$$

Modal sendiri 40% dari total capital investment :

$$= 0,4 \times 107.171.150.000$$

$$= \text{Rp } 42.868.460.000$$

$$\text{Pinjaman} = 64.302.690.000 - 42.868.460.000$$

$$= \text{Rp } 21.434.230.000$$

Bunga pinjaman pada tahun -1 dengan 15% per tahun adalah :

$$= 0,15 \times 21.434.230.000$$

$$= \text{Rp } 3.215.134.500$$

Total inventasi pada tahun -1

$$= \text{capital investment} + \text{bunga pinjaman tahun -1}$$

$$= 64.302.690.000 + 3.215.134.500$$

$$= \text{Rp } 67.517.824.500$$

### Inventasi pada akhir masa konstruksi

Pada akhir masa konstruksi (tahun 0) dikeluarkan biaya sebesar :

$$\begin{aligned}
 &= 0,4 \cdot TCI \\
 &= 0,4 \times 107.171.150.000 \\
 &= \text{Rp } 42.868.460.000 \quad (\text{semua pinjaman})
 \end{aligned}$$

Total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah :

$$\begin{aligned}
 &= 1,15 (42.868.460.000 + 21.434.230.000 + 3.215.134.500) \\
 &= \text{Rp } 77.645.498.210
 \end{aligned}$$

Total inventasi pada akhir masa konstruksi adalah

$$\begin{aligned}
 &= \text{total modal sendiri} + \text{total modal pinjaman} \\
 &= 42.868.460.000 + 77.645.498.210 \\
 &= \text{Rp } 120.513.958.200
 \end{aligned}$$

### D.3. PERHITUNGAN BIAYA PRODUKSI/BIAYA (OPERASI)

#### A. Manufacturing cost

##### 1. Biaya produksi langsung pertahun

- |                  |   |
|------------------|---|
| a. Bahan baku    | = Rp 0 ( tidak dibeli )                       |
| b. Gaji karyawan | = Rp 45.300.000 x 12<br>= Rp 543.600.000      |
| c. Utilitas      | = 2% x total product cost (TPC)<br>= 0,02 TPC |
| d. Perawatan     | = 6% x Fixed Capital Investmen                |

$$= 0,06 \times 90.973.050.000$$

$$= 5.458.383.000$$

e. Laboratorium = 20% x biaya tenaga kerja

$$= 0,2 \times 543.600.000$$

$$= \text{Rp } 108.720.000$$

f. Biaya operating = 15% . TPC

supply = 0,15 TPC

g. Patent & Royalties = 6% dari TPC

$$= 0,06 \text{ TPC}$$

Total biaya produksi langsung = 611.703.000 + 0,23 TPC

## 2. Pengeluaran tetap

### a. Depresiasi

Digunakan metode garis lurus dengan asumsi

umur pabrik 15 tahun dan harga akhir = Rp 0

$$\text{Depresiasi} = \frac{\text{FCI}}{\text{umur pabrik}}$$

$$= \frac{90.973.050.000}{15}$$

$$= 6.064.870.000$$

b. Pajak tanah dan bangunan adalah :

$$= 0,04 . \text{FCI}$$

$$= 0,04 \times 90.973.050.000$$

$$= \text{Rp } 3.638.722.000$$



c. biaya asuransi adalah :

$$= 1\% \cdot FCI$$

$$= 0,01 \times 90.973.050.000$$

$$= \text{Rp } 909.730.500$$

Total pengeluaran tetap (a + b + c)

$$= \text{Rp } 10.613.522.500$$

3. Overhead cost per tahun adalah

$$= 5\% \cdot TPC = 0,05 TPC$$

Biaya manufacturin = biaya produksi langsung + biaya tetap + overhead cost

$$MC = 6.110.703.000 + 0,23TPC + 10.613.522.500 + 0,05TPC$$

$$= 16.724.225.500 + 0,28 TPC$$

## B. General Expenses

1. Biaya administrasi = 4% dari TPC

$$= 0,04 TPC$$

2. Biaya distribusi dan penjualan adalah

$$= 5\% \text{ dari TPC}$$

$$= 0,05 TPC$$

3. Biaya riset dan pengembangan adalah

$$= 2\% \text{ dari TPC}$$

$$= 0,02 TPC$$

4. Financing (interest) adalah

$$= 5\% \text{ dari TIC}$$

$$= 0,05 \times 107.171.150.000$$

$$= \text{Rp } 5.358.557.500$$

Total general expenses = 1 + 2 + 3

$$= 5.358.557.500 + 0,11 \text{ TPC}$$

Total Product Cost (TPC) = manufacturing cost + general expenses

$$\text{TPC} = 16.724.225.500 + 0,28\text{TPC} + 5.358.557.500 + 0,11\text{TPC}$$

$$= \text{Rp } 36.201.283.610$$

#### D.4. HARGA PENJUALAN

Produksi pada kapasitas 100% yaitu 5 Ton oksigen cair per jam dengan operasi 300 hari per tahun, jumlah produksi adalah :

$$\begin{aligned} - \text{Produksi oksigen} &= 5 \times 24 \times 300 \times 1000 \\ &= 36.000.000 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{Produksi nitrogen} &= 13134,750 \times 24 \times 300 \\ &= 94.570.200 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berdasarkan harga penjualan dari PT Aneka Gas, untuk masing-masing harga adalah :

$$- \text{Harga oksigen cair} = \text{Rp } 900/\text{kg}$$

$$- \text{Harga nitrogen cair} = \text{Rp } 620/\text{kg}$$

Dari data tersebut, dapat di perkirakan bahwa harga jual dari oksigen dipabrik adalah Rp 750 dan nitrogen 450 per kg.

Hasil penjualan per tahun pada kapasitas produksi 100%

$$\begin{aligned} \text{- Oksigen} &= 36.000.000 \times \text{Rp } 750 \\ &= \text{Rp } 27.000.000.000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Nitrogen} &= 94.570.200 \times \text{Rp } 450 \\ &= \text{Rp } 42.556.590.000 \end{aligned}$$

Hasil penjualan total per tahun adalah :

$$\begin{aligned} &= 27.000.000.000 + 42.556.590.000 \\ &= \text{Rp } 69.556.590.000 \end{aligned}$$

Fixed Cost = overhead cost + general expenses + pengeluaran tetap

$$\begin{aligned} &= 0,05 \text{ TPC} = 0,358.557.500 + 0,11 \text{ TPC} + 10.613.522.500 \\ &= 15.972.080.000 + 0,16 \text{ TPC} \\ &= 15.972.080.000 + 0,16 (36.201.293.610) \\ &= \text{Rp } 21.764.285.380 \end{aligned}$$

Variabel Cost = TPC - Fixed Cost

$$\begin{aligned} &= 36.201.293.610 - 21.764.285.380 \\ &= \text{Rp } 14.436.998.230 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Sales Price} - \text{variabel cost}} \cdot 100\% \\ &= \frac{21.764.285.380}{69.556.590.000 - 14.436.998.230} \cdot 100\% = 39,48\% \end{aligned}$$

#### D.5. PERHITUNGAN CASH FLOW

Untuk perhitungan cash flow digunakan rumus-rumus sebagai berikut :

1. Laba kotor = hasil penjualan - biaya operasi
2. Pajak = 35% dari laba kotor
3. Laba bersih = laba kotor - pajak
4. Bunga pinjaman = total pinjaman  $(11 - n) \times 0,15$
5. Pengembalian pinjaman direncanakan 10 tahun, dengan bunga pinjaman 15% per tahun.  
Pengembalian pinjaman untuk tahun ke-n = total pinjaman  $(11 - n) \times 0,15$  + total pinjaman
6. Cash flow = laba bersih + depresiasi
7. Nett cash flow = cash flow - pengembalian pinjaman
8. Discounted cash flow = cash flow /  $(1 + 0,15)^n$
9. Discounted nett cash flow = nett cash flow /  $(1 + 0,15)^n$

Berdasarkan rumus-rumus di atas maka didapat hasil perhitungan seperti terlihat dalam tabel 10. ...m62

#### D.6. PERHITUNGAN IRR dan % ROI

Untuk perhitungan interest rate of return (IRR) pada tiap tahun untuk berbagai harga inflasi dapat dilihat pada tabel D, yaitu dengan persamaan :

$$\text{Present Value} = \frac{\text{cash flow}}{(1 + i)^n}$$

dimana  $i$  = inflasi

$n$  = tahun

Harga  $i$  didapat dengan cara coba-coba, yaitu apabila total present value sudah sama dengan investasi, maka  $i$  yang dicoba dianggap benar (ratio present value dan investasi = 1).

Dari hasil coba-coba didapat  $i = 0,20293408$  maka, IRR adalah 20,293408%.

$$\% \text{ RPI} = \frac{\text{cash flow}}{\text{investasi}} \times 100\%$$

$$= \frac{27.745.819.150}{120.513.958.200} \times 100\%$$

$$= 23,02 \%$$

Pay Out Time =  $\% \text{ ROI} \times \text{umur pabrik}$

$$= 23,02 \% \times 15 \text{ tahun}$$

$$= 3,45 \text{ tahun}$$

$$= 4 \text{ tahun}$$

Tabel. D. Interest Rate of Return atau dasar Cash Flow

Tahun	Cash Flow	PRESENT VALUE	
		$i = 0,20306$	$i = 0,20293408$
1	21.241.534.410	17.656.255.200	17.658.103.400
2	24.493.676.780	16.923.080.000	16.926.623.100
3	27.745.819.150	15.934.399.100	15.939.403.500
4	27.745.819.150	13.244.891.400	13.250.438.000
5	27.745.819.150	11.009.335.700	11.015.099.000
6	27.745.819.150	9.151.111.100	9.156.860.000
7	27.745.819.150	7.606.529.300	7.612.104.600
8	27.745.819.150	6.322.655.600	6.327.948.200
9	27.745.819.150	5.255.474.900	5.260.428.100
10	27.745.819.150	4.368.422.900	4.372.997.800
11	27.745.819.150	3.631.093.100	3.635.276.300
12	27.745.819.150	3.018.214.500	3.022.007.900
13	27.745.819.150	2.508.781.400	2.512.197.400
14	27.745.819.150	2.085.333.500	2.088.391.600
15	27.745.819.150	1.733.357.900	1.736.081.500
Total		120.448.931.600 $R = 0,99946$	120.513.960.400 $R = 1,0000$