

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA
DARI ISOPROPANOL
DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR



Oleh :

Nama : Ninditya Permatasari
No.Mhs : 01 521 096

Nama : Anisa Yulia A
No.Mhs : 01 521 186

Yogyakarta, 30 November 2005

Pembimbing,

Ir. Arief Budiman, MS., D.Eng

NGAN
PEROI
PANOL
TON / T

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

HIR
h Satu Sy
rjana Tel

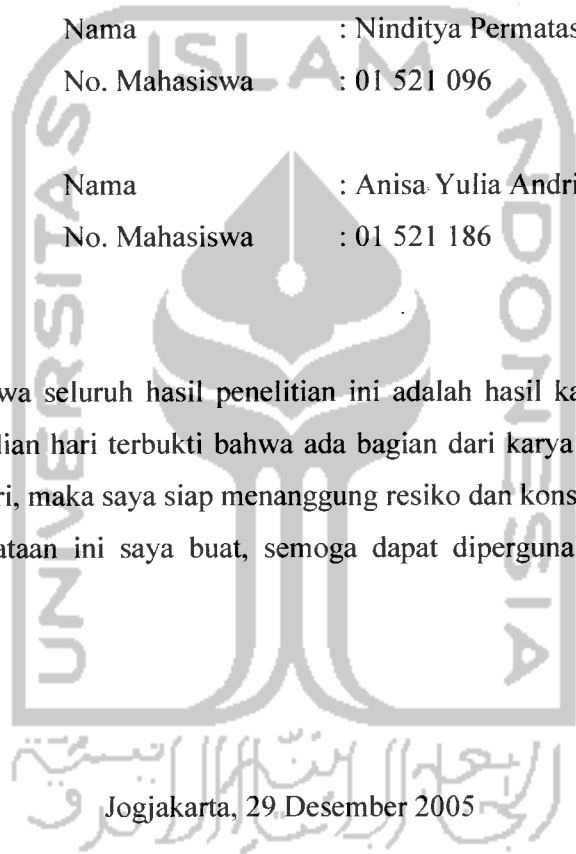


Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Ninditya Permatasari
No. Mahasiswa : 01 521 096

Nama : Anisa Yulia Andriyani
No. Mahasiswa : 01 521 186

Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Jogjakarta, 29 Desember 2005

Nama
No.Mhs

(Ninditya P)

(Anisa Yulia A)

MIA
IK KIMI
OGI IND
M INDO
RTA



KATA PENGANTAR



السَّلَامُ عَلَيْكُمْ وَرَحْمَةُ اللَّهِ وَبَرَكَاتُهُ

Segala puji bagi Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta para pengikutnya.

Penyusunan tugas akhir yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Kimia Hidrogen Peroksida dari Isopropanol dengan Kapasitas 25.000 Ton/Tahun”**, merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Jogjakarta.

Atas terselesainya laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu dalam kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:.

1. Bapak Ir.H. Bachrun Sutrisno, MSc, selaku Dekan FTI.
2. Ibu Dra. Kamariah Anwar, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
3. Bapak Ir. Arief Budiman, MS.,D.Eng selaku dosen pembimbing yang dengan kesabaran dan kebijaksanaan dalam membimbing hingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.



DAFTAR ISI

	Halaman
HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	ii
HALAMAN PENGESAHAN DOSEN PENGUJI	iii
HALAMAN PERSEMBAHAN.....	iv
TERIMA KASIHKU.....	v
HALAMAN MOTTO.....	vii
KATA PENGANTAR.....	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
BAB I. PENDAHULUAN	
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Tinjauan Pustaka	6
BAB II. PERANCANGAN PRODUK	
2.1. Spesifikasi Produk.....	9
2.2. Spesifikasi Bahan	10
2.3. Pengendalian Kualitas	11
BAB III. PERANCANGAN PROSES	
3.1. Uraian Proses	17
3.2. Spesifikasi Alat	22



3.3.	Perencanaan Produksi.....	48
------	---------------------------	----

BAB IV. PERENCANAAN PABRIK

4.1.	Lokasi Pabrik	56
4.2.	Tata Letak Pabrik	60
4.3.	Tata Letak Alat Proses.....	64
4.4.	Pelayanan Teknis (Utilitas)	67
4.5.	Organisasi Perusahaan.....	99
4.6.	Evaluasi Ekonomi	124

BAB V.	PENUTUP.....	136
--------	--------------	-----





DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 1.1. Produksi Hidrogen Peroksida di Indonesia.....	3
Tabel 1.1.2. Perkembangan Hidrogen Peroksida Nasional.....	3
Tabel 1.1.3. Perkembangan Impor Hidrogen Peroksida (1999-2003).....	5
Tabel 3.3.1. Neraca Massa Overall.....	48
Tabel 3.3.2. Neraca Massa Reaktor.....	49
Tabel 3.3.3. Neraca Massa Separator (SP-01).....	49
Tabel 3.3.4. Neraca Massa Menara Distilasi -01.....	50
Tabel 3.3.5. Neraca Massa Menara Distilasi-02.....	50
Tabel 3.3.6. Neraca Panas Reaktor.....	51
Tabel 3.3.7. Neraca Panas Menara Distilasi-01.....	51
Tabel 3.3.8. Neraca Panas Menara Distilasi-02.....	52
Tabel 3.3.9. Neraca Panas Separator (SP-01).....	52
Tabel 3.3.10 Neraca Panas Heater-01 (HE-01).....	53
Tabel 3.3.11. Neraca Panas Heater-02 (HE-02).....	53
Tabel 3.3.12. Neraca Panas Cooler-01 (CL-01).....	54
Tabel 3.3.13. Neraca Panas Cooler-02 (CL-02).....	54
Tabel 3.3.14. Neraca Panas Cooler-03 (CL-03).....	55
Tabel 3.3.15 Neraca Panas Cooler-04 (CL-04).....	55



Tabel 4.2.1. Luas tanah dan bangunan	62
Tabel 4.5.1. Jadwal kerja masing-masing regu shif	114
Tabel 4.5.2. Jabatan dan Prasyarat	116
Tabel 4.6.1 Harga Indeks CEP	126





DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 3.1.1. Diagram Alir Kualitatif.....	20
Gambar 3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif.....	21
Gambar 4.2. Lay Out Tata Letak Pabrik Skala 1 : 1000.....	63
Gambar 4.3. Lay Out Alat-Alat Proses Skala 1 : 100	65
Gambar 4.4. Diagram Pengolahan Air	98
Gambar 4.5. Struktur Organisasi.....	123
Gambar 4.6.1. Hubungan Tahun Vs Cost Indeks.....	126
Gambar 4.6.2. Grafik SDP dan BEP	135

ABSTRACT

Factory of Hydrogen Peroxide from isopropanol provide a very bright prospect remembering that Hydrogen Peroxide used much by industries, as Hydrogen Peroxide is one of the needs being an aid chemical substances. Reaction happening in making process of Hydrogen Peroxide from isopropanol taking place in a gas – liquid phase by using a bubble reactor. The reaction is exothermal in nature. Reactor operates in temperature 130°C with pressure 1 atm.

Factory of Hydrogen Peroxide is designed with capacity 25.000 ton/year. It needs standard materials as much as 4642, 000 kg/hour. Utilities needed in the form of water as much as 9682,4190 kg/hour, 1884,3962 as steam and need of electric as much as 512,6997 KW. The factory is planned to establish in Cilegon, Banten having land area 17,810 ha. The factory is planned to operate during 24 hours during 330 days in a year. Working force needed as many as 112 persons.

Fixed capital obtained is US \$ 19,538,948,81 for funding production procurement come from abroad and Rp 37.721.714.867, 52 in procuring local/domestic production facilities. The working capital as much as Rp 169.525.958.489,91. Results of economical evaluation show that profits before-tax is Rp 95.860.061.426,87/year and after-tax is Rp 57.516.036.856,12/year. Return On Investment (ROI) before-tax 39,4679% and after-tax 23,6807%. Pay Out Time (POT) before-tax 2,0215 and after-tax 2,3691 year. Discounted Cash Flow (DCF) as big as 49,188%, Break Event Point (BEP) as big as 43,31% capacity. Whereas Shut Down Point (SDP) as big as 23,20%. Based on considerations of economical evaluation results, the factory of hydrogen peroxide from isopropanol is reasonable to establish.

الجامعة الإسلامية
البحرينية

ABSTRAKSI

Pabrik Hidrogen Peroksida dari isopropanol memberikan prospek yang sangat cerah mengingat Hidrogen Peroksida banyak digunakan di dalam industri, karena Hidrogen Peroksida merupakan salah satu kebutuhan sebagai bahan kimia pembantu . Reaksi yang terjadi pada proses pembuatan Hidrogen Peroksida dari isopropanol dari berlangsung dalam fase gas – cair menggunakan reaktor gelembung. Reaksi itu bersifat eksotermal. Reaktor bekerja pada suhu 130°C dan tekanan 1 atm.

Pabrik Hidrogen Peroksida dirancang dengan kapasitas 25.000 ton/tahun. Membutuhkan bahan baku isopropanol sebanyak 4642,008 kg/jam. Utilitas yang diperlukan berupa air sebanyak 9682,4190 kg/jam, 1884,3962 sebagai steam, dan kebutuhan listrik sebesar 512,6997 KW. Pabrik direncanakan didirikan di Cilegon, Banten dengan luas tanah 17,810 ha. Pabrik direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari selama 330 hari dalam setahun. Tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 112 orang

Modal tetap yang diperoleh sebesar US \$ 19,538,984.81 untuk biaya pengedaan produksi yang berasal dari luar negeri dan Rp. 37.721.714.867,52 untuk pengedaan fasilitas produksi dalam negeri/local. Modal kerja sebesar Rp. 169.525.958.489,91 Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan keuntungan sebelum pajak Rp. 95.860.061.426,87/tahun dan sesudah pajak Rp. 57.516.036.856,12/tahun. Return On Investment (ROI) sebelum pajak 39,4679 % dan sesudah pajak 23,6807 %. Pay Out Time (POT) sebelum pajak 2,0215 tahun dan sesudah pajak 2,9691 tahun. Discounted Cash Flow (DCF) sebesar 49,188 %, Break Event Point (BEP) adalah 43,31 % kapasitas, Sedangkan Shut Down Point (SDP) sebesar 23,20 %. Berdasarkan pertimbangan hasil evaluasi ekonomi, maka pabrik hidrogen peroksida dari isopropanol sangat layak didirikan.



BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar belakang

I.1.1 Pendirian Pabrik

Industri kimia di Indonesia dewasa ini terus berkembang secara meluas dan terintegrasi. Perkembangan industri hilir dan juga bahan setengah jadi yang pesat selama ini merupakan faktor pendorong dibangunnya unit-unit industri hulu. Hal ini sesuai dengan sifat umum dari industri kimia, dimana perkembangan terhadap suatu sektor akan mempengaruhi produk pada industri hulu. Dengan demikian, baik penyediaan maupun kebutuhan akan bahan baku di dalam industri kimia saling berkaitan.

Perkembangan di Indonesia tidak lepas dari sektor industri, khususnya industri kimia. Salah satu bahan industri kimia yang banyak diperlukan dalam industri adalah Hidrogen Peroksida. Hidrogen Peroksida sebagai salah satu industri anorganik memiliki keunggulan untuk mewujudkan kebijakan pengembangan industri nasional, karena diharapkan dapat melepaskan ketergantungan dari impor.

Hidrogen Peroksida digunakan dalam banyak industri sebagai bahan kimia pembantu. Kegunaan utama adalah sebagai *bleaching agent* (agensia pemutih) pada industri kertas dan tekstil. Keunggulan sebagai *bleaching agent* adalah dapat



memutihkan noda pada bahan katun secara efektif tanpa banyak mendegradasi selulosa. Kegunaan penting lainnya adalah berfungsi sebagai bahan baku pembuatan senyawa-senyawa peroksida, desinfektan, *blowing agent* dalam produksi karet busa, bahan baker roket, dan sebagai aplikasi lainnya.

I.1.2 Kapasitas Perancangan

Perusahaan yang memproduksi Hidrogen Peroksida secara komersial pertama kali adalah PT Peroksida Indonesia Pratama yang didirikan pada tahun 1987 dengan status Penanaman Modal Asing (PMA). Pemilik sahamnya adalah Mitsubishi Gas Chemical Corp Inc. (Jepang) sebesar 31.25%, PT Talang Gembala Andhika (swasta nasional) sekitar 25%, PT Pupuk Kujang (BUMN) 20%, El Dupont Nemours (USA) 13.75 % dan Mitsubishi Corp (Jepang) sebesar 10 %. Perusahaan ini didirikan dengan modal dasar sebesar US\$ 12.930.000 dan memulai operasinya pada tahun 1991.

Sampai saat ini di Indonesia telah terdapat 4 produsen Hidrogen Peroksida dengan kapasitas total sebesar 86.000 ton per tahun. Keempat perusahaan tersebut adalah PT Peroksida Indonesia Pratama yang berlokasi di Cikampek, PT Sindopex Perotama di Sidoarjo, PT Risjad Brasali Peroxida di Cikarang, dan PT Samator Inti Peroxida di Gresik.



Tabel 1.1.1 Produsen Hidrogen Peroksida di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/tahun)*
PT Peroksida Indonesia Pratama	Cikampek	24.000
PT Sindopex Perotama	Sidoarjo	12.000
PT Risjad Brasali Peroxida	Cikarang	30.000
PT Samator Inti Peroxida	Gresik	20.000
Total		86.000

*) Konsentrasi 50 % (sumber : CIC Indochemical, 1998)

Tabel 1.1.2 Perkembangan Produksi Hidrogen Peroksida Nasional

Tahun	Produk (ton)*	Pertumbuhan
1999	20000	-
2000	21500	7.5 %
2001	23700	10.2 %
2002	24800	4.6 %
2003	33600	35.4 %
Rata-rata pertumbuhan per tahun		14.4 %

*) Konsentrasi 50 % (sumber : Deperindag dan sumber lainnya)

Produksi Hidrogen Peroksida yang dihasilkan oleh produsen-produsen ini dari tahun ke tahun selalu menunjukkan peningkatan. Pada tahun 1999 produksi Hidrogen Peroksida ini sekitar 20000 ton per tahun. Jumlah ini meningkat pada tahun 2000 menjadi 21500 ton per tahun.



Sektor industri yang paling banyak mengonsumsi Hidrogen Peroksida adalah industri tekstil serta industri pulp dan kertas. Industri pulp dan kertas telah menyerap sekitar 35-45 % dari total konsumsi Hidrogen Peroksida. Pada industri ini Hidrogen Peroksida digunakan dalam proses *bleaching* atau pengelantangan pulp menjadi kertas putih, baik untuk kertas tulis, kertas koran, kertas tissue, maupun kertas sigaret. Sedangkan industri tekstil menyerap 25-35 % konsumsi total Hidrogen Peroksida dalam negeri. Selain kedua industri ini, konsumsi Hidrogen Peroksida juga dilakukan oleh industri lain, seperti industri *furniture*, industri *packaging* minuman (terutama minuman yang menggunakan kemasan *tetra pack*), proses *metal eching*, bahan pencampur desinfektan pada pembersih, dan *water treatment*.

Impor Hidrogen Peroksida cenderung tidak stabil karena mengalami penurunan dan kenaikan dari tahun ke tahun. Pada tahun 1999 devisa yang dibayarkan untuk mengimpor Hidrogen Peroksida mencapai US\$ 4550794. Pada tahun 2000 impor turun menjadi US\$ 2806450. Tetapi tahun 2001 mengalami kenaikan sebesar US\$ 3953822 sedang tahun 2002 – 2003 turun.



Tabel 1.1.3 Perkembangan Impor Hidrogen Peroksida (1999 - 2003)

Tahun	Volume		Nilai	
	Jumlah (ton)	Pertumbuhan	(US\$)	Pertumbuhan
1999	14691	-	4550794	-
2000	9244	-37.08 %	2806450	-38.33 %
2001	12176	31.72 %	3953822	40.88 %
2002	9769	-19.77 %	3023732	-23.52 %
2003	8177	-16.30 %	2523455	-16.54 %
Rata-rata pertumbuhan per tahun	-8.29 %			-7.50 %

Sumber: Badan Pusat Statistik

Selama tahun 1999 - 2003 impor Hidrogen Peroksida cenderung menurun dengan pertumbuhan rata-rata -8.29 % per tahun. Bila pada tahun 1999 impornya sekitar 14691 ton dengan nilai US\$ 4550794 maka pada tahun 2000 turun menjadi 9244 ton dengan nilai US\$ 2806450.

Negara yang paling banyak memasok Hidrogen Peroksida ke Indonesia adalah Korea Selatan. Selama tahun 1999 negara ini telah memasok sebesar 2996 ton dengan nilai US\$ 834144. Negara terbesar berikut yang memasok Hidrogen Peroksida adalah Taiwan sebesar 1093 ton per tahun dengan nilai US\$ 298062.

Sedangkan ekspor Hidrogen Peroksida sendiri dari tahun 1999 - 2003 cenderung tidak stabil, pada tahun 1999 ekspor Hidrogen Peroksida sekitar 8429 ton, pada tahun 2000 mengalami peningkatan sebesar 16381 ton sedang tahun 2001 turun menjadi 5890 ton dan untuk tahun 2002 - 2003 mengalami kenaikan lagi



Hampir seluruh produksi Hidrogen Peroksida digunakan untuk keperluan dalam negeri.

Berdasarkan uraian diatas, maka kami merencanakan kapasitas pabrik pembuatan Hidrogen Peroksida adalah 25.000 ton per tahun. Diharapkan dengan kapasitas ini, maka kebutuhan Hidrogen Peroksida dalam negeri dapat terpenuhi.

1.2 Tinjauan Pustaka

Hidrogen Peroksida (H_2O_2) dengan berat molekul ($BM = 34$), merupakan senyawa kimia anorganik yang ditemukan oleh Thenard pada tahun 1818. senyawa ini digolongkan kedalam jenis oksidator kuat karena kemampuannya untuk melepaskan Oksigen bebas (O_n) pada suhu dan tekanan tertentu. Di Indonesia, Hidrogen peroksida umumnya dijumpai dalam bentuk cairan dengan kadar 50 %.

Hidrogen Peroksida mempunyai titik beku $-0.41\text{ }^\circ\text{C}$ dan titik didih $150.2\text{ }^\circ\text{C}$. senyawa ini dapat larut di dalam air maupun alkohol. Dalam keadaan murni, senyawa ini bersifat sangat stabil.

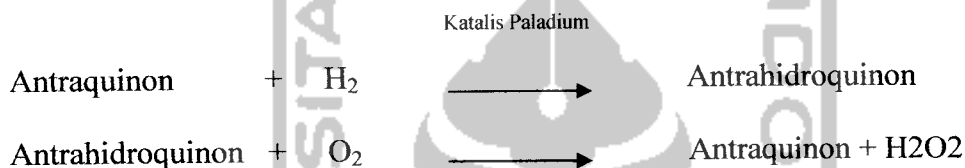
Hidrogen Peroksida dapat dibuat melalui beberapa cara, yaitu proses auto oksidasi alkil antrahidroquinone, proses elektrolisis asam sulfat, proses auto oksidasi isopropyl alkohol.

(1). Proses Auto oksidasi Alkil Antrahidroquinon

Pada proses ini digunakan 2 – Amil Antraquinone yang dilarutkan dalam nonil alkohol dan mesitylene. Pembuatan Hidrogen Peroksida dengan proses ini melalui 2 tahap yaitu Hidrogenasi dan Oksidasi.



Mula-mula Antraquinone direduksi menggunakan Hidrogen dan suatu pelarut (umumnya disebut *working solution*) dengan bantuan katalis dalam Hidrogenator. Proses ini menghasilkan larutan Antraquinol (disebut juga Antrahidroquinon) yang kemudian dipisahkan dari katalis dan dikirim ke *oxidizer*, dimana produk tersebut akan dioksidasi kembali menjadi Antraquinon dan Hidrogen peroksida oleh gas yang mengandung oksigen (umumnya udara). Reaksinya adalah sebagai berikut:



Produk Hidrogen Peroksida kemudian diekstrak dari larutan Antraquinon menggunakan air, kemudian dimurnikan dan dipekatkan atau diencerkan sesuai konsentrasi yang diinginkan. (Kirk Othmer vol 13 P 16 – 21).

(2) Proses Elektrolisis Larutan Asam Sulfat

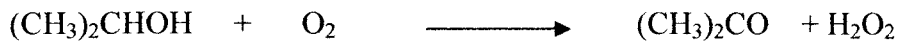
Dalam proses ini, larutan sulfat (umumnya asam sulfat atau ammonium bisulfat asam) dioksidasi menjadi peroksisulfat di anoda sel elektrolisis. Peroksisulfat yang dihasilkan selanjutnya dihidrolisis menjadi produk hydrogen peroksida dan larutan sulfat yang kemudian dipakai kembali dalam proses. (Faith Keyes P 461 – 463).

(3) Proses Auto oksidasi Isopropil Alkohol

Proses ini melibatkan oksidasi parsial alkohol sekunder secara non katalitik menjadi Hidrogen Peroksida dan acetone. Gas yang mengandung oksigen dilewatkan melalui alkohol sekunder, umumnya isopropyl.



Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Proses ini mulai dikembangkan dalam skala pabrik pada tahun 1968 di Rusia, dan tahun 1980 di Louisiana, Amerika Serikat. Proses ini dilaksanakan pada suhu 90 – 140 °C atau tekanan 400 – 700 mmHg dengan konversi 60 %. Yang perlu diperhatikan dalam proses ini adalah pengendalian reaksi samping supaya terjadi seminimal mungkin, yaitu dengan menjaga suhu dan tekanan operasi tetap pada kondisi optimum. (US. Patent 2,869,989).

Dari ketiga proses diatas pada perancangan ini dipilih proses pembuatan Hidrogen Peroksida dari isopropanol dengan pertimbangan :

1. Prosesnya sederhana dan peralatan yang digunakan lebih sedikit.
2. Menghasilkan produk samping berupa acetone.
3. Suhu operasi isopropanol paling tinggi (130 °C) tetapi tekanan operasinya rendah (1 atm). Proses yang berjalan pada suhu tinggi lebih mudah dikendalikan daripada proses yang berjalan pada tekanan tinggi.



BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Hidrogen Peroksida

Sifat-sifat fisis

Rumus molekul	:	H_2O_2
Berat Molekul	:	34gr/mol
Titik didih	:	150.2 °C
Density (20°C)	:	1.4481 gr/cc
Viskositas (20°C)	:	1.245 cp
Tegangan permukaan (20°C)	:	80.4 dyne/cm
Panas spesifik (25°C)	:	630.72 kal/gram
Panas penguapan (25°C)	:	10270 kkal/kgmol
Panas pembentukan	:	-32.52 kkal/ grmol
Fase	:	Cair
Warna	:	Tidak berwarna

2.1.2 A seton

Sifat-sifat fisis

Rumus molekul	:	C_3H_6O
---------------	---	-----------



Berat Molekul	:	58 gr/mol
Viskositas (15 °C)	:	0.00337 cp
Tegangan permukaan (20°C)	:	23.7 dyne/cm
Temperatur kritis	:	235.05 °C
Tekanan kritis	:	4701 kPa
Fase	:	Cair
Warna	:	Tidak berwarna

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Bahan Baku

Dalam pembuatan Hidrogen Peroksida ini bahan baku utama yang digunakan adalah sebagai berikut :

1. Isopropanol

Rumus molekul	:	$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$
Berat molekul	:	60 gr/mol
Titik didih	:	82.5 °C
Titik beku	:	-88.5 °C
Temperatur kritis	:	235.2 °C
Density (20°C)	:	0.7849 gr/cc
Wujud	:	Cair
Warna	:	Jernih (tidak berwarna)

2. Oksigen



Rumus molekul	:	O ₂
Berat molekul	:	32 gr/mol
Titik didih	:	-183 °C
Titik beku	:	-218.6 °C
Density (20°C)	:	1.149 gr/cm ³
Temperatur kritis	:	-118.4 °C
Wujud	:	Gas
Warna	:	tidak berwarna

2.2.2 Bahan Pembantu

1. Air

Rumus molekul	:	H ₂ O
Berat molekul	:	18
Titik didih	:	100 °C
Titik lebur	:	0 °C
Temperatur kritis	:	374 °C
Berat jenis	:	1 gr/cm ³
Wujud	:	Cair

2.3 Pengendalian Kualitas

Kualitas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi. Oleh sebab itu mempertahankan mutu barang merupakan salah satu hal yang



terpenting yang memerlukan perhatian khusus dari perusahaan. Menyadari pentingnya mempertahankan kualitas tersebut, maka Pabrik Hidrogen Peroksida membentuk bagian yang mengendalikan mutu tersebut yaitu Seksi Laboratorium yang berada di bawah bagian operasi serta seksi penelitian dan seksi pengembangan yang berada di bawah bagian Litbang.

1. Seksi Laboratorium

Seksi Laboratorium pada pabrik Hidrogen peroksida bertugas sebagai :

- ✓ Melakukan pengujian komposisi dan kualitas bahan baku (Isopropanol dan Oksigen)
- ✓ Melakukan evaluasi dan melakukan tindakan koreksi dan pencegahan terhadap penyimpangan yang terjadi pada bahan baku.
- ✓ Memberikan status inspeksi dan pengujian bahan dan produksi akhir.

Sedangkan tanggung jawab seksi jaminan mutu antara lain adalah :

- ✓ Menjamin kualitas produk Hidrogen Peroksida agar memenuhi standar SII (Standar Industri Indonesia).
- ✓ Melakukan pengujian secara kimia dan bertanggung jawab terhadap kalibrasi peralatan laboratorium.

Pengujian secara kimia meliputi :

a. Pengujian Bahan Baku

Pengujian ini dilakukan untuk menguji bahan baku Isopropanol dan Oksigen.

Bahan baku Isopropanol yang di terima impor dari Jepang terlebih dahulu diuji

kualitasnya sebelum dipindahkan ke tangki penyimpanan. Parameter yang diukur untuk bahan baku Isopropanol adalah kandungan isopropanol dan kadar air. Begitu pula parameter yang diukur untuk bahan baku oksigen adalah kandungan oksigen murninya.

b. Pengujian Produk Hidrogen Peroksida

Kualitas produk yang dihasilkan merupakan salah satu standar yang diperkenankan dan dijadikan sebagai komitmen perusahaan dalam melayani konsumen. Analisa yang dilakukan adalah analisa kandungan kimiawi terhadap produk.

Alat-alat yang digunakan pada laboratorium antara lain :

➤ Gas Chromatography (GC)

Gas Chromatography (GC) merupakan metode pemisahan suatu campuran atas komponen – komponen dengan melibatkan dua fase, yaitu fase diam dan fase bergerak. Fase diam dapat berupa lapisan tipis diatas lempeng kaca atau AL seperti *Chromatography* lapis tipis atau dalam suatu kolom seperti *chromatography* gas atau *chromatography* cair kinerja tinggi. GC dapat digunakan untuk mengenalisa senyawa yang mudah menguap dan senyawa yang tidak mampu menguap. Untuk mengenalisa senyawa yang tidak mudah menguap dilakukan reaksi turunan terlebih dahulu.

➤ Moisture analyzer

Alat ini digunakan untuk menentukan kadar air dalam isopropanol.



➤ Spektrofotometer

Alat ini digunakan untuk mengetahui besar absorbance atau optimal density suatu larutan yang bila dibandingkan dengan larutan standar maka kadar suatu zat dapat diketahui.

➤ Automatic Absorption Spektrofotometer

Alat ini berfungsi untuk mengukur suatu zat melalui emisi nyala atom yang dipancarkan oleh cairan yang dibakar. AAS dapat memakai dua system pembakar, yaitu bahan bakar *acetylene* dan H_2 dengan oksidasi (O_2 dan H_2O). AAS juga dilengkapi dengan *Graphite Furnace Atomizer* untuk kadar yang lebih kecil.

➤ Orsat

Alat ini digunakan untuk menganalisa O_2 dan CO_2 .

2. Seksi Penelitian

Tugas utama dari seksi ini adalah untuk menguji kualitas bahan selama proses produksi yang sedang berlangsung yaitu mengatur komponen bahan baku, sehingga didapatkan produk dengan kualitas yang diinginkan dengan melakukan pengujian terhadap bahan baku dengan menggunakan analisa kimia.

Seksi penelitian membawahi tiga kelompok kerja sebagai berikut :

1. analisa produksi

Bertugas membuat data produksi Hidrogen Peroksida mulai dari pemakaian bahan baku sampai proses produksi.



2. Pengendalian Mutu

Bertugas mengendalikan jalannya proses pembuatan Hidrogen Peroksida dari hulu ke hilir dari segi kualitas.

3. Pengolahan kebutuhan air

Bertugas menyediakan air yang layak digunakan sebagai air proses dan air sanitasi. Parameter yang diuji antara lain warna, pH, kandungan klorin, tingkat kekeruhan, total kesadahan, jumlah padatan, total alkalinitas, kadar minyak, sulfat, silica dan konduktivitas air.

Alat-alat yang digunakan untuk pengujian air ini antara lain :

- pH meter, digunakan untuk mengetahui tingkat keasaman/ kebesaan air.
- Spectrophotometer, untuk menentukan jenis senyawa yang terlarut dalam air.
- Spectroscopi, untuk menentukan kadar silica, sulfat, hydrazine, turbiditas, kadar posphat dan kadar sulfat.
- Peralatan gravimetric, untuk mengetahui jumlah kandungan padatan dalam air.
- Peralatan titrasi, untuk mengetahui kandunga klorida, kesadahan dan alkalinitas.
- Conductivitymeter, untuk mengetahui konduktivitas suatu zat yang terlarut dalam air.

Beberapa kegiatan yang dilakukan pada seksi penelitian adalah :

1. Inspeksi



Meliputi pengamatan (pengambilan) contoh pada tiap proses.

2. Analisa

Meliputi analisa kimia di laboratorium kimia.

3. Pengambilan tindakan

Diadakan pengambilan tindakan bila produk yang didapatkan dari proses tidak sesuai dengan persyaratan.

Pengontrolan dilakukan terhadap :

- ✓ Bahan baku pembuatan Hidrogen Peroksida (isopropanol dan oksigen)
- ✓ Umpan masuk reaktor, separator, dan menara distilasi.

3. Seksi Pengembangan

Penelitian dan pengembangan yang dilakukan pada Pabrik Hidrogen Peroksida dilakukan oleh Seksi Penelitian dan Seksi Pengembangan. Secara organisasi seksi - seksi ini berkedudukan dibawah Bagian Penelitian dan Pengembangan.

Tugas Bagian Penelitian dan Pengembangan ini adalah :

1. Meneliti dan memeriksa bahan baku, bahan penolong dan bahan penunjang yang akan digunakan untuk proses.
2. Meneliti dan memeriksa produk yang akan dipasarkan.
3. Melakukan penelitian untuk pengembangan pabrik.

Laboratorium penelitian dan uji mekanik/listrik/Elektronik bertugas memeriksa kelayakan peralatan yang berhubungan dengan operasi pabrik.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. URAIAN PROSES

Tahap – tahap :

1. Tahap Persiapan bahan baku
2. Tahap Pembentukan produk
3. Tahap Pemurnian Produk.

Tahap Persiapan Bahan Baku

Pabrik Hidrogen Peroksida dengan bahan baku Isopropanol direncanakan dengan kapasitas 25000 ton/ tahun Hidrogen Peroksida. Pada tahap ini isopropanol yang disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) pada kondisi cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm, dipompa dengan menggunakan pompa sentrifugal (P-03). Lalu dinaikkan suhunya dengan menggunakan Heater (HE-01) sampai 130°C . Setelah itu Isopropanol diumpankan ke dalam reaktor (R-01). Oksigen cair disimpan dalam tangki bertekanan pada tekanan 4.6656 atm dan suhu -165°C kemudian dialirkan ke vaporizer dan separator untuk diuapkan, lalu diumpankan ke dalam reaktor.

Tahap Pembentukan Produk

Pembentukan Hidrogen Peroksida dan Aceton dalam reaktor merupakan reaksi oksidasi yang dijalankan dalam reaktor gelembung. Bahan



baku isopropanol dan oksigen cair yang sudah diuapkan direaksikan dalam reaktor gelembung. Reaksi ini berlangsung eksotermal pada suhu 130°C dan tekanan 1 atm. Suhu sebelum masuk reaktor dinaikkan dengan menggunakan HE-01 pada isopropanol dan sedangkan oksigen menggunakan furnace.

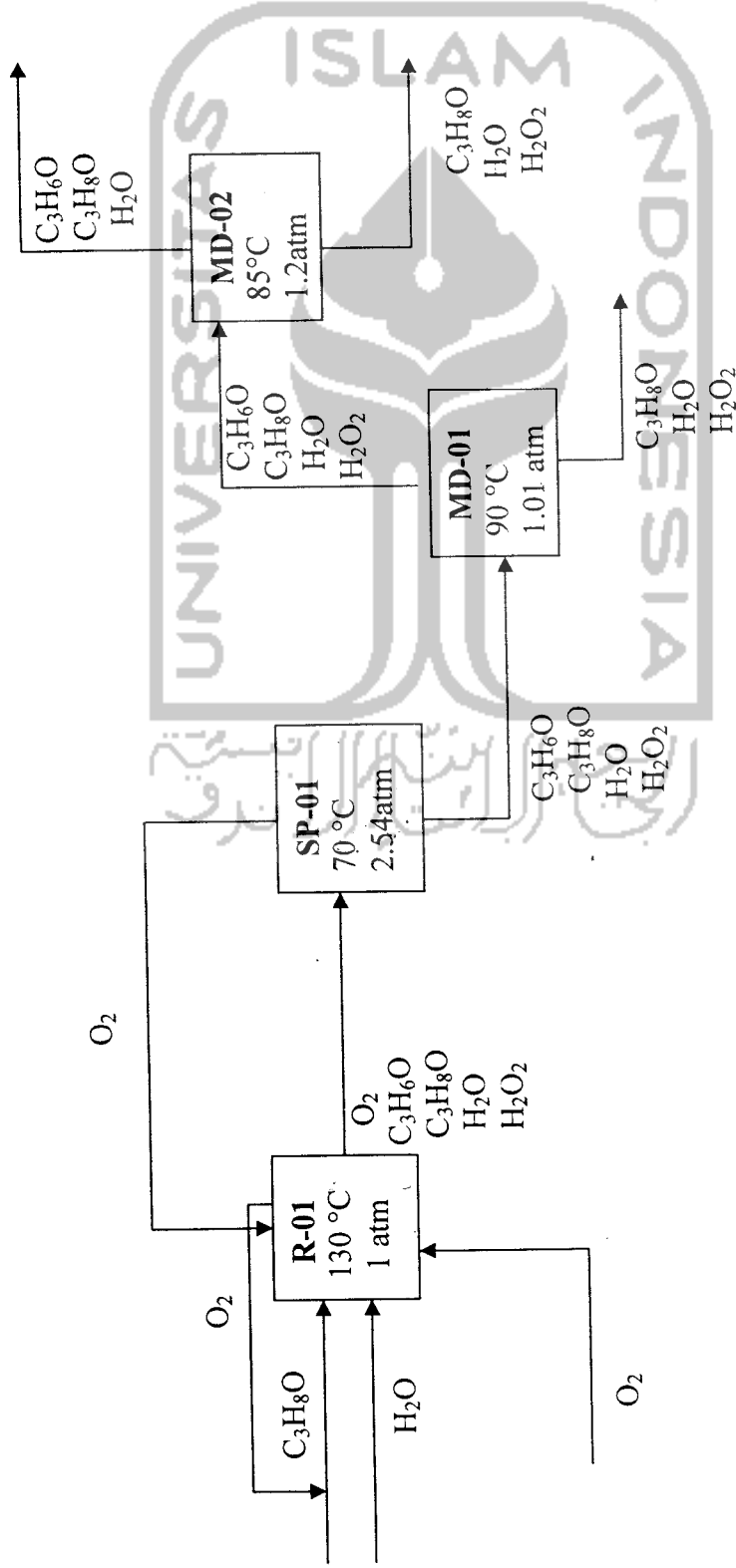
Tahap Pemurnian Produk

Hasil atas Reaktor yang berupa oksigen murni dialirkan ke furnace (F-01) sebagai oksigen recycle. Sedangkan hasil bawah reaktor yang terdiri dari produk hidrogen peroksida, aceton, air, isopropanol, dan oksigen dialirkan dengan pompa (P-04) menuju cooler (C-01) untuk menurunkan suhunya menjadi 70°C . Selanjutnya dialirkan menuju separator untuk menghilangkan oksigen yang berada pada aliran. Produk atas separator yang berupa oksigen murni dialirkan ke furnace (F-01) sebagai oksigen recycle. Sedangkan produk bawah separator yang telah bebas oksigen dialirkan dengan pompa (P-05) menuju heater (HE-02) untuk menaikkan suhunya menjadi 90°C kemudian dialirkan ke dalam menara distilasi (MD-01). Menara distilasi tersebut berfungsi memisahkan hidrogen peroksida yang hampir murni sebagai produk bawah pada temperatur 117°C dan tekanan 1.3 atm. Produk bawah menara distilasi (MD-01) kemudian dialirkan ke dalam tangki penyimpanan produk (T-03) dengan pompa (P-06) dan diturunkan suhunya hingga 35°C dengan (C-02). Produk atas menara distilasi (MD-01) pada suhu 85°C dan tekanan 1.2 atm kemudian dialirkan menuju menara distilasi (MD-02). Pada MD-02 ini berfungsi untuk memisahkan aceton yang hampir murni sebagai produk atas pada suhu 78°

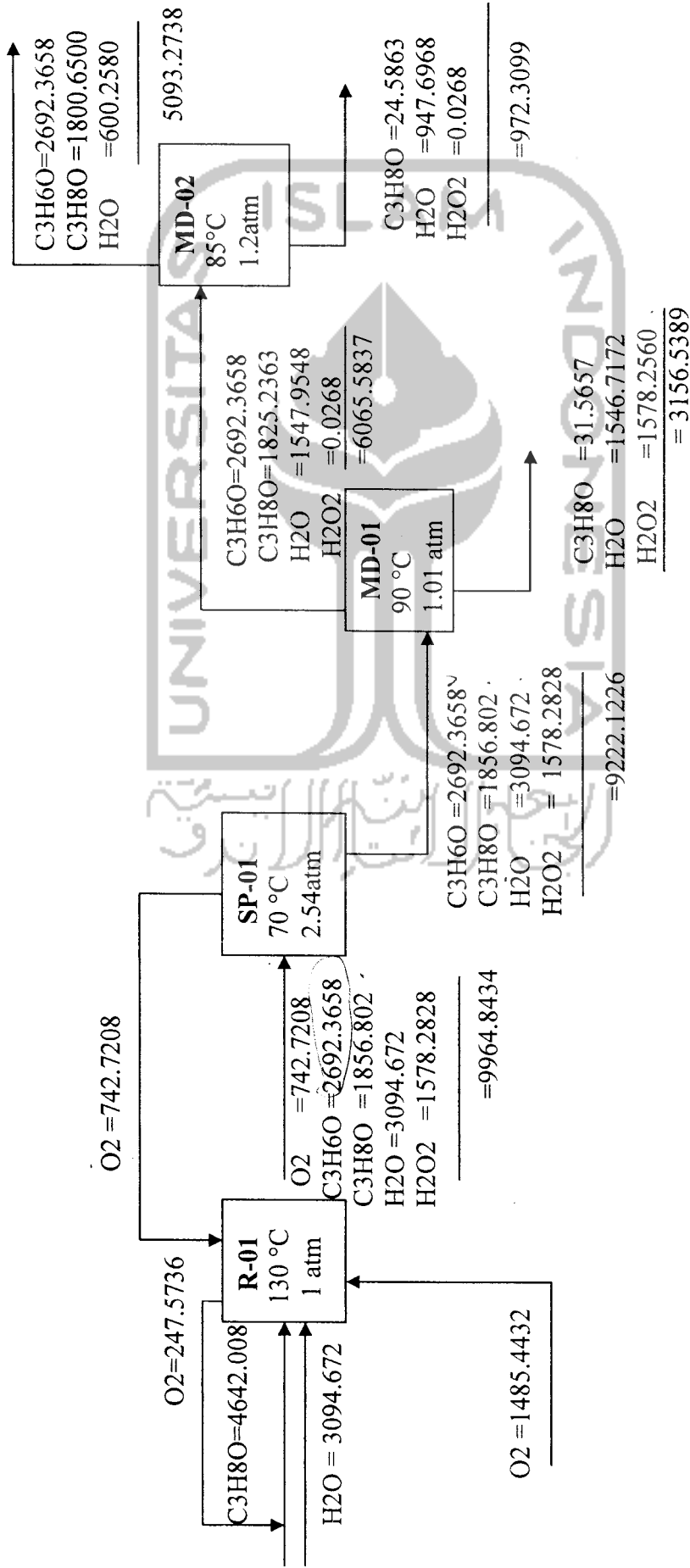


C dan tekanan 1.2 atm. Produk atas menara distilasi (MD-02) kemudian dialirkan ke dalam tangki penyimpanan produk (T-04) dengan pompa (P-09) dan diturunkan suhunya hingga 35 ° C dengan (C-03). Produk bawah menara distilasi (MD-2) pada suhu 118 ° C dan tekanan 1.8 atm dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL) dan diturunkan suhunya hingga 35 ° C dengan cooler (C-04).





Gambar 3.1.1 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Hidrogen Peroksida Kapasitas 25.000 Ton / Tahun



Gambar 3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Hidrogen Peroksida Kapasitas 25.000 Ton / Tahun Dalam Satuan kg/jam



3.2. SPESIFIKASI ALAT

1. Reaktor

Tugas : Mereaksikan $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH} + \text{O}_2 \rightarrow (\text{CH}_3)_2\text{CO} + \text{H}_2\text{O}_2$
dengan kecepatan umpan isopropanol sebesar
4642,008 Kg/jam dan umpan oksigen sebesar
2475,7376 Kg/jam.

Jenis : Reaktor Gelembung.

Dimensi alat : - Diameter : 1,9506 m
- Tinggi : 5,8613 m
- Tebal shell : 3/16 in
- Tebal head : 3/16 in

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Jumlah reaktor : 1 buah

Harga : US\$ 24211.2943

2. Menara Destilasi Hidrogen Peroksida (MD-01)

Tugas : memisahkan Hidrogen Peroksida
yang keluar dari hasil bawah
separator (SP-01)

Type : Sieve tray distillation column.

Kondisi operasi

Puncak menara :

- Suhu : 85 °C

- Tekanan : 1,2 atm.

Umpan menara :



- Suhu : 90 °C
- Tekanan : 1,01 atm.

Dasar menara :

- Suhu : 117 °C
- Tekanan : 1,3 atm.

Spesifikasi

Shell

- Diameter : 1,8288 m
- Tinggi : 20,12 m
- Tebal : 4,7625 mm

Tray

- jenis : sieve tray
- jumlah : 28 buah

Head

- Tebal head : 4,7625 mm
- Jenis : Torispherical dished head

Bahan konstruksi : Carbon steel SA - 283 grade C

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 24171.1414

3. Menara Destilasi Aceton (MD-02)

Tugas : memisahkan aceton yang keluar dari hasil atas MD-02

Type : Sieve tray distillation column.



Kondisi operasi

Puncak menara :
- Suhu : 78 °C
- Tekanan : 1,2 atm.

Umpan menara :
- Suhu : 85 °C
- Tekanan : 1,2 atm.

Dasar menara :
- Suhu : 118 °C
- Tekanan : 1,8 atm.

Spesifikasi

Shell
- Diameter : 1,9304 m
- Tinggi : 14,11 m
- Tebal : 4,7625 mm

Tray
- jenis : sieve tray
- jumlah : 18 buah

Head

- Tebal head : 4,7625 mm
- Jenis : Torispherical dished head
Bahan konstruksi : Carbon steel SA - 283 grade C
Jumlah : 1 buah
Harga : US \$ 16050.9333



4. Separator (SP-01)

Fungsi : Memisahkan campuran uap-cairan bahan keluaran reaktor sebanyak 9964,8434 kg/jam.

Jenis : Silinder Horizontal Torispherical Dished Head

Tekanan : 2,54 atm

Suhu : 70° C

Bentuk : Silinder Horizontal

Bahan : Carbon steel SA 283 Grade C

Tebal Shell : ½ inch

Jenis Head : Torispherical Dished Head

Diameter : 30,243 inch

Panjang : 8,446 ft

Nilai L/D : 3,3511

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 81757,0147.

5. Separator (SP-02)

Fungsi : Memisahkan campuran uap-cairan bahan keluaran vaporizer sebanyak 1856,8040 kg/jam.

Jenis : Silinder Vertikal Torispherical Dished Head

Tekanan : 15,6652 atm

Suhu : -145° C

Bentuk : Silinder Vertikal

Bahan : Carbon steel SA 283 Grade C



Tebal Shell : 1/4 inch
Jenis Head : Torispherical Dished Head
Diameter : 12 inch
Tinggi : 4,85 ft
Nilai H/D : 4,8507
Jumlah : 1 buah
Harga : US\$ 46952,5393

6. Vaporizer

Fungsi : Menguapkan oksigen cair keluaran tangki-02
sebanyak 1856,8040 kg/jam.

Type : Shell & Tube Heat Exchanger

Spesifikasi Shell : Fluida Panas

- ID = 8 in

- Baffle = 1 in

- Pass = 1

Spesifikasi Tube : Fluida Dingin

- ID = 0,62 in

- OD = 0,75 in

- BWG = 16

- Pitch = 1 in *triangular pitch*

- Panjang pipa = 8 ft

- Jumlah Pipa = 26

- Pass = 8



Bahan : Carbon Stell SA- 285 Grade C
Jumlah : 1
Harga : US\$ 611,3808

7. Condensor Menara Destilasi 1 (CD-01)

a. Fungsi : Mengembunkan seluruh hasil atas menara destilasi (MD-01)
b. Jenis : Double Pipe Condensor
c. Jumlah : 1 buah
d. Beban Panas : 537458,024 Btu/jam.
e. Panjang : 12 ft
f. Luas Transfer Panas : 63,8887 ft²
g. Jumlah *Hairpin* : 19 buah
h. Harga : US \$ 3767,0000

Annulus

a. Ukuran : Pipa NPS 4 in Schedule Number 40
b. Fluida : Air
c. Pressure Drop : 1,957752011 psia

Inner Pipe

a. Ukuran : Pipa NPS 0,25 in Schedule Number 40
b. Fluida : Air
c. Pressure Drop : 1,004097938 psia

8. Condensor Menara Destilasi 2 (CD-02)



- a. Fungsi : Mengembunkan seluruh hasil atas menara destilasi (MD-02)
- b. Jenis : Double Pipe Condensor
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Beban Panas : $3,1719 \cdot 10^5$ Btu/jam.
- e. Panjang : 12 ft
- f. Luas Transfer Panas : 40,6708 ft²
- g. Jumlah *Hairpin* : 13 buah
- h. Harga : US \$ 2999,9186

Annulus

- a. Ukuran : Pipa NPS 2 in Schedule Number 40
- b. Fluida : Air
- c. Pressure Drop : 3,99 psia

Inner Pipe

- a. Ukuran : Pipa NPS 0,25 in Schedule Number 40
- b. Fluida : Air
- c. Pressure Drop : 0,661836432 psia

9. Reboiler Menara Distilasi 1 (RB-01)

Tugas : Menguapkan bottom liquid menara distilasi (MD-01).

Jenis : HE 1,1 vertikal Thermosyphon reboiler split ring floating head..

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 9,90 atm



Fluida di shell : Steam
Fluida di tube : Bottom liquid MD-01
Beban panas : $8,7922 \cdot 10^8$ J/jam.

Luas perpindahan panas : $459,8120 \text{ ft}^2 = 42,7179 \text{ m}^2$

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 16 inci = 0,406399781 m
- Jumlah baffle : 9

Tube side :

- OD : 0,75 inci = 0,01905 m ; 18 BWG ; L : 12 ft = 3,6575998 m
- Nt : 198, Triangular pitch, 1 pass

Beda tinggi : 0,24577 m

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 4185,5959

10. Reboiler Menara Distilasi 2 (RB-02)

Tugas : Menguapkan bottom liquid menara distilasi (MD-02).

Jenis : HE 1,1 vertikal Thermosyphon reboiler split ring floating head..

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 9,90 atm

Fluida di shell : Steam

Fluida di tube : Bottom liquid MD-01

Beban panas : $5,86905 \cdot 10^8$ J/jam.

Luas perpindahan panas : $261,0527 \text{ ft}^2 = 24,2526 \text{ m}^2$



Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 12 inci = 0,304799835 m
- Jumlah baffle : 12

Tube side :

- OD : 0,75 inci = 0,01905 m ; 18 BWG ; L : 12 ft = 3.6575998 m
- Nt : 113, Triangular pitch, 1 pass

Beda tinggi : 0,21986 m

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 2989,5461

11. Accumulator (ACC-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil kondensasi menara destilasi (MD-01)

Jenis : Silinder Horizontal with Torispherical dished head

Volume : 0,6163 m³

Diameter : 0,6955 m

Panjang : 1,3911 m

Tebal Shell : 0,1875 in

Tebal Head : 0,1875 in

Harga : US \$ 2489.9380

12. Accumulator (ACC-02)

Fungsi : Menampung sementara hasil kondensasi menara destilasi (MD-02)



Jenis	: Silinder Horizontal with Torispherical dished head
Volume	: 0,5175 m ³
Diameter	: 0,6562 m
Panjang	: 1.3124 m
Tebal Shell	: 0,1875 in
Tebal Head	: 0,1875 in
Harga	: US \$ 2242,1424

13. Heater (H-01)

Tugas : Memanaskan umpan segar isopropanol dari tangki penyimpanan (T-01) sebelum diumpankan ke reactor (R-01).

Jenis : HE Double Pipe.

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 2,67 atm

Fluida di pipe : Steam jenuh

Fluida di annulus : Umpan segar isopropanol

Beban panas : $2,7806 \cdot 10^9$ J/jam.

Luas perpindahan panas : $112,15364 \text{ ft}^2 = 10,419413 \text{ m}^2$

Bahan : Stainless steel

Jumlah hairpin : 3

Panjang pipa : 12 ft = 3,6576 m

Outer pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 8 inci = 0,2032 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Inner pipe :



- Nominal Pipe Size (NPS) : 6 inci = 0,1524 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 5609,3714

14. Heater (H-02)

Tugas : Memanaskan bottom dari separator (SP-01) sebelum diumpankan ke menara distilasi (MD-01).

Jenis : HE Double Pipe.

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 2,67 atm

Fluida di pipe : Steam jenuh

Fluida di annulus : bottom separator

Beban panas : $6,1667 \cdot 10^8$ J/jam.

Luas perpindahan panas : $41,143918 \text{ ft}^2 = 3,8223948 \text{ m}^2$

Bahan : Stainless steel

Jumlah hairpin : 7

Panjang pipa : 12 ft = 3,6576 m

Outer pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inci = 0,0381 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Inner pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 0,75 inci = 0,01905 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Jumlah : 1 buah.



Harga : \$ 3089,3736

15. Cooler (C-01)

Tugas : Mendinginkan hasil bawah reactor (R-01) dengan laju
9964,8434 kg/jam sebelum diumpankan ke separator (SP-01).

Jenis : HE Shell and tube 1,4 split ring floating head..

Medium pendingin : Air pada suhu 27 °C

Fluida di shell : Air

Fluida di tube : Hasil bawah reaktor

Beban panas : $5.0231 \cdot 10^9$ J/jam

Luas perpindahan panas : $463,42467 \text{ ft}^2 = 43,053558 \text{ m}^2$

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 15 inci = 0,380999794 m
- Jumlah baffle : 13

Tube side :

- OD : 0,75 inci = 0,01905 m ; 18 BWG ; L : 16 ft = 4,8768 m
- Nt : 150, Triangular pitch, 1 pass

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 9639,3277

16. Cooler (C-02)

Tugas : Mendinginkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) dengan
laju 3156,5389 kg/jam sebelum diumpankan ke tangki
penyimpanan produk (T-03).



Jenis : HE Shell and tube 1,4 split ring floating head..

Medium pendingin : Air pada suhu 27 °C

Fluida di shell : Air

Fluida di tube : Hasil bawah MD-01

Beban panas : $9,0113 \cdot 10^8$ J/jam

Luas perpindahan panas : $.337,52033 \text{ ft}^2 = 31,356663 \text{ m}^2$

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 13 inci = 0,3301998 m
- Jumlah baffle : 15

Tube side :

- OD : 0,75 inci = 0,01905 m ; 18 BWG ; L : 16 ft = 4,8768 m
- Nt : 109, Triangular pitch, 1 pass

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 7958,8054

17. Cooler (C-03)

Tugas : Mendinginkan hasil atas menara distilasi (MD-02) dengan laju 5093,2738 kg/jam sebelum diumpankan ke tangki penyimpanan produk (T-04).

Jenis : HE Shell and tube 1,4 split ring floating head..

Medium pendingin : Air pada suhu 27 °C

Fluida di shell : Air

Fluida di tube : Hasil atas MD-02



Beban panas : $4,4757 \cdot 10^8$ J/jam
Luas perpindahan panas : $.303,97414 \text{ ft}^2 = 28,24012 \text{ m}^2$
Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 13 inci = 0.3301998 m
- Jumlah baffle : 15

Tube side :

- OD : 0,75 inci = 0,01905 m ; 18 BWG ; L : 16 ft = 4,8768 m
- Nt : 98, Triangular pitch, 1 pass

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 7466,6816

18. Cooler (CL-04)

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah menara distilasi (MD-02)
sebelum dibuang ke unit pengolahan limbah (UPL)

Jenis : Double Pipe Exchanger

Jumlah : 1 buah

Beban Panas : $3,3826 \cdot 10^8$ J/jam.

Panjang : 20 ft

Luas Transfer Panas : 126,09081 ft^2

Jumlah *Hairpin* : 18 buah

Harga : US \$ 5678,9586

Annulus

Ukuran : Pipa NPS 8 in Schedule Number 40



Fluida : Air
Pressure Drop : 0,121630753 psia

Inner Pipe

Ukuran : Pipa NPS 0.375 in Schedule Number 40
Fluida : hasil bawah MD-02
Pressure Drop : 0,447517068 psia

19. Tangki Penyimpanan Isopropanol (CH₃)₂CHOH (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku isopropanol & air sebanyak
7736,6800 kg/jam untuk persediaan proses selama 30
hari

Jenis : Silinder tank ,flat bottom,conical roof.

Kapasitas : 25229,1147 m³

Dimensi alat : - Diameter : 48,7680 m

- Tinggi : 18,2880 m

- Tebal shell : 0,1557371 in

- Tebal head : 3/8 in

- Jumlah course : 8

Bahan konstruksi : Stainless stell

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1747767,88

20. Tangki Penyimpanan Oksigen (T-02)



Fungsi : Menyimpan bahan baku cairan oksigen sebanyak
1485,4432 kg/jam untuk persediaan proses selama 10
hari

Jenis : silinder horizontal

Kapasitas : $3,3766 \cdot 10^1 \text{ m}^3$

Dimensi alat : - Diameter : 3,6576 m

- Panjang : 12,1920 m

- Tebal shell : 0,375 in

- Tebal head : 3/16 in

Bahan konstruksi : - Shell : Carbon steel SA 283 Grade C

- Head : Carbon Steel ASTM A285A

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 28180,50

21. Tangki Penyimpanan Produk Hidrogen Peroksida (T-03)

Fungsi : Menyimpan produk sebanyak 3156,5389 kg/jam untuk
persediaan proses selama 30 hari

Jenis : Silinder tank ,flat bottom,conical roof.

Kapasitas : $8264,9360 \text{ m}^3$

Dimensi alat : - Diameter : 30,4800 m

- Tinggi : 12,8016 m

- Tebal shell : 0,1330 in

- Tebal head : 5/16 in

- Jumlah course : 6



Bahan konstruksi : Stainless stell

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 802687,73

22. Tangki Penyimpanan Produk Aceton (T-04)

Fungsi : Menyimpan produk sebanyak 5093,2738 kg/jam untuk
persediaan proses selama 30 hari

Jenis : Silinder tank ,flat bottom,conical roof.

Kapasitas : 18038,9008 m³

Dimensi alat : - Diameter : 42,6720 m

- Tinggi : 16 m

- Tebal shell : 0,1663 in

- Tebal head : 5/16 in

- Jumlah course : 7

Bahan konstruksi : Stainless stell

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1368811,13

23. Pompa (P-01)

Tugas : Memompa umpan isopropanol dari tank truck ke tangki
penyimpanan (T-01)

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 86,4 m³/jam
- Head : 20,6133 m



- Putaran aktual : 1450 rpm
- Putaran spesifik : 912,19381
- Power motor : 2 Hp

Jumlah : 10 buah.

Harga : \$ 378.6786

24. Pompa (P-02)

Tugas : Memompa umpan oksigen cair dari tank truck ke tangki penyimpanan (T-02)

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 86,4 m³/jam
- Head : 100,3059 m
- Putaran aktual : 2900 rpm
- Putaran spesifik : 556,84248
- Power motor : 13 Hp

Jumlah : 2 buah.

Harga : \$ 378,6786

25. Pompa (P-03)

Tugas : Memompa umpan tangki penyimpanan (T-01) ke reaktor (R-01)

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.



Spesifikasi

- Kapasitas : 42,048524 m³/jam
- Head : 13,5832 m
- Putaran aktual : 1450 rpm
- Putaran spesifik : 870,08847
- Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 245,8176

26. Pompa (P-04)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah reaktor (R-01) ke separator (SP-01)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 8,4502162 m³/jam
- Head : 10,7148 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 1124,82856
- Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 93,8606

27. Pompa (P-05)



Tugas : Mengalirkan hasil bawah separator (SP-01) ke menara distilasi (MD-01)

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 11,665663 m³/jam
- Head : 9,1591 m
- Putaran aktual : 1450 rpm
- Putaran spesifik : 615,89241
- Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 113,8959

28. Pompa (P-06)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) ke tangki penyimpanan produk (T-03)

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 4,7068023 m³/jam
- Head : 24,5262 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 451,10856
- Power motor : 1 Hp



Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 66,0691

29. Pompa (P-07)

Tugas : Mengalirkan produk H₂O₂ dari tangki penyimpanan produk (T-03) ke tank truck

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 86,4 m³/jam
- Head : 45,4443 m
- Putaran aktual : 2900 rpm
- Putaran spesifik : 1008,36
- Power motor : 5 Hp

Jumlah : 5 buah.

Harga : \$ 378,6786

30. Pompa (P-08)

Tugas : Mengalirkan hasil dari accumulator 1 (ACC-01) ke pipa pemasukan refluks MD-01 dan ke MD-02

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 8,8016 m³/jam
- Head : 33,6382 m
- Putaran aktual : 2900 rpm



- Putaran spesifik : 403,299
- Power motor : 1,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 96,1834

31. Pompa (P-09)

Tugas : Mengalirkan hasil dari accumulator 2 (ACC-02) ke pipa pemasukan refluks MD-02 dan ke (T-04)

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 7,3907193 m³/jam
- Head : 34,5343 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 437,3169
- Power motor : 1,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 86,6113

32. Pompa (P-10)

Tugas : Mengalirkan produk aceton dari (T-04) ke tank truck

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 86,4 m³/jam
- Head : 20,4964 m



- Putaran aktual : 1450 rpm
- Putaran spesifik : 1192,85
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 3,7109

35. Expansion Valve (EV -01)

Fungsi : Menurunkan tekanan gas dari separator (SP-02)
menuju reactor gelembung (R-01)

Pipa standart dengan spesifikasi :

ID : 2,900 in

Nps : 3 in

Sch N : 80

OD : 3,5 in

A't : 0,0458929 ft²

Panjang Elbow : 200 ft

Gate valve : ¼ open

Jumlah valve : 1

Harga : US \$ 545,1171

36. Expansion Valve (EV-02)

Fungsi : Menurunkan tekanan cairan dari separator (SP-01)
menuju menara distilasi (MD-01)

Pipa standart dengan spesifikasi :



ID	: 3,826 in
Nps	: 4 in
Sch N	: 80
OD	: 4,5 in
A't	: 0,0798439 ft ²
Panjang Elbow	: 200 ft
Gate valve	: ¼ open
Jumlah valve	: 1
Harga	: US \$ 647,8181

37. Expansion Valve (EV-03)

Fungsi : Menurunkan tekanan gas dari separator (SP-01)
menuju ke furnace (F-01) (recycle)

Pipa standart dengan spesifikasi :

ID	: 2.323 in
Nps	: 2,5 in
Sch N	: 80
OD	: 2,88 in
A't	: 0,0293687 ft ²
Panjang Elbow	: 200 ft
Gate valve	: ¼ open
Jumlah valve	: 4
Harga	: US \$ 488,6311

38. Furnace



Fungsi	: memanaskan oksigen sampai 130 ⁰ C
Jumlah alat	: 1 buah
Kondisi operasi	
- Suhu	: 130 ⁰ C
- Tekanan	: 1 atm
Tube side	
- OD	: 1,66 inch
- ID	: 1,278 inch
- L	: 12 ft
- PT	: 2,49 inch dengan single row arrangement
- NT	: 72 tube
Dimensi alat	
- Tinggi	: 2 ft
- Panjang	: 14 ft
- Lebar	: 12 ft
- Tebal shell	: 1 ft
Area Refractory	
- Dinding samping	: 48 ft ²
- Lantai dan atas	: 56 ft ²
- End wall	: 336 ft ²
Total Refractory	: 440 ft ²
Harga	: US \$ 90038,0862



3.3. PERENCANAAN PRODUKSI

Dalam perencanaan produksi pabrik Hidrogen Peroksida dari isopropanol ini variabel yang berpengaruh dalam metode perancangan pabrik yaitu neraca massa dan neraca panas.

3.3.1 Neraca Massa

Variabel yang berpengaruh dalam neraca massa antara lain :

1. Neraca massa pada Reaktor
2. Neraca massa pada Separator
3. Neraca massa pada Menara Distilasi

3.3.1.1 Neraca massa overall

No	Komponen	Massa Masuk (Kg/jam)	Massa Keluar (kg/jam)
1	$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	4642,008	1856,802
2	H_2O	3094,6720	3094,6720
3	O_2	1485,4432	-
4	H_2O_2	-	1578,2828
5	$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	-	2692,3658
	Total	9222,1232	9222,1226

3.3.1.2 Neraca Massa Tiap Alat

1. Reaktor

Neraca massa pada reaktor dapat ditabulasikan dalam tabel berikut :



Tabel 3.3.2 Neraca Massa Pada Reaktor

Neraca Massa Masuk Reaktor		Neraca Massa Keluar Reaktor	
Komponen	Massa (Kg/jam)	Komponen	Massa (Kg/jam)
(CH ₃) ₂ CHOH	4642,0080	O ₂	742,7208
H ₂ O	3094,6720	(CH ₃) ₂ CO	2692,3658
O ₂	2475,7376	H ₂ O	3094,6720
		Uap (O ₂)	247,5736
		(CH ₃) ₂ CHOH	1856,802
		H ₂ O ₂	1578,2828
Total	10212,4176	Total	10212,417

2. Separator (SP-01)

Neraca massa pada separator dapat ditabulasikan dalam tabel berikut :

Tabel 3.3.3. Neraca Massa Pada Separator

Neraca Massa Masuk Separator		Neraca Massa Keluar Separator	
Komponen	Massa (Kg/jam)	Komponen	Massa (Kg/jam)
(CH ₃) ₂ CHOH	1856,802	(CH ₃) ₂ CO	2692,3658
H ₂ O	3094,6720	H ₂ O	3094,6720
O ₂	742,7208	Uap (O ₂)	742,7208
(CH ₃) ₂ CO	2692,3658	(CH ₃) ₂ CHOH	1856,802
H ₂ O ₂	1578,2828	H ₂ O ₂	1578,2828
Total	9964,8434	Total	9964,8434



3. Menara Distilasi

Neraca massa pada menara distilasi dapat ditabulasikan dalam tabel berikut :

Tabel 3.3.4. Neraca Massa Pada Menara Distilasi-01

No	Komponen	Massa Masuk (kg / jam)	Massa Keluar (kg / jam)	
			Atas	Bawah
1	$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	2692,3658	2692,3658	-
2	$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	1856,8020	1825,2363	31,5657
3	H_2O	3094,6720	1547,9548	1546,7172
4	H_2O_2	1578,2828	0,0268	1578,2560
			6065,5837	3156,5389
	Total	9222,1226	9222,1226	

4. Menara Distilasi

Neraca massa pada menara distilasi dapat ditabulasikan dalam tabel berikut :

Tabel 3.3.5. Neraca Massa Pada Menara Distilasi-02

No	Komponen	Massa Masuk (kg / jam)	Massa Keluar (kg / jam)	
			Atas	Bawah
1	$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	2692,3658	2692,3658	-
2	$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	1825,2363	1800,6500	24,5863
3	H_2O	1547,9548	600,2580	947,6968
4	H_2O_2	0,0268	-	0,0268
			5093,2738	972,3099
	Total	6065,5837	6065,5837	



3.3.2 NERACA PANAS

1. Reaktor

Neraca panas pada reaktor dapat ditabulasikan dalam tabel berikut :

Tabel 3.3.6. Neraca Panas Pada Reaktor

Neraca Panas Masuk Reaktor		Neraca Panas Keluar Reaktor	
Komponen	(kkal/jam)	Komponen	(kkal/jam)
masuk	603613,479	keluar	620680,3575
Panas reaksi	1604658,432	Panas yang dibuang	1587591,554
Total	2208271,911	Total	2208271,912

2. MENARA DISTILASI (MD-01)

Suhu referensi : 298 K

Suhu top : 358 K

Suhu Bottom : 390 K

Suhu masuk : 363 K

Tabel 3.3.7. Neraca Panas Pada Menara Distilasi-01

INPUT		OUTPUT	
Komponen	KJ/jam	Distilat	Bottom
(CH ₃) ₂ CO	67216,5618	111534,2988	-
(CH ₃) ₂ CHOH	39680,2600	63717,8235	38,1745
H ₂ O	488229,0205	204509,3754	389613,1408
H ₂ O ₂	42,9996	-	138498,8014
QReboiler	879223,5300	-	
Q condensor		566480,7574	
1474392,3718		1474392,3718	



3. MENARA DISTILASI (MD-02)

Suhu referensi : 298 K Suhu top : 351 K
Suhu Bottom : 391 K Suhu masuk : 358 K

Tabel 3.3.8. Neraca Panas Pada Menara Distilasi-02

INPUT		OUTPUT	
Komponen	KJ/jam	Distilat	Bottom
(CH ₃) ₂ CO	111532,0822	144130,2836	-
(CH ₃) ₂ CHOH	63716,57725	80300,81676	58,23473775
H ₂ O	204505,6977	40234,66528	367620,0274
H ₂ O ₂	-	-	0,000100375
QReboiler	586904,5599	-	-
Q condensor	-	334314,8892	-
966658,9171		966658,9171	

4. Separator (SP – 01)

Tabel 3.3.9. Neraca Panas Pada Separator (SP-01)

INPUT		OUTPUT	
Komponen	KJ/jam	Komponen	KJ/jam
(CH ₃) ₂ CO	1,2585.10 ⁵	(CH ₃) ₂ CO	1,2585.10 ⁵
(CH ₃) ₂ CHOH	1,2357.10 ⁵	(CH ₃) ₂ CHOH	1,2357.10 ⁵
H ₂ O	7,0422.10 ⁵	H ₂ O	7,0422.10 ⁵
H ₂ O ₂	-2,0862.10 ³	H ₂ O ₂	-2,0862.10 ³
O ₂	3,0642.10 ⁴	O ₂	3,0642.10 ⁴
982195,8		982195,8	



5. Heater (HE -01)

Tabel 3.3.10. Neraca Panas Pada Heater (HE-01)

INPUT		OUTPUT	
Komponen	KJ/jam	Komponen	KJ/jam
(CH ₃) ₂ CHOH	1,3413.10 ⁸	(CH ₃) ₂ CHOH	1,6603.10 ⁹
H ₂ O	1,2971.10 ⁸	H ₂ O	1,3842.10 ⁹
Beban panas	2,7806.10 ⁹		
Total	3,0445.10 ⁹		3,0445.10 ⁹

6. Heater (HE -02)

Tabel 3.3.11. Neraca Panas Pada Heater (HE-02)

INPUT		OUTPUT	
Komponen	KJ/jam	Komponen	KJ/jam
(CH ₃) ₂ CHOH	2,5471.10 ⁸	(CH ₃) ₂ CHOH	3,8004.10 ⁸
H ₂ O	5,8101.10 ⁸	H ₂ O	8,4170.10 ⁸
(CH ₃) ₂ CO	2,8597.10 ⁸	(CH ₃) ₂ CO	4,2918.10 ⁸
H ₂ O ₂	1,8711.10 ⁸	H ₂ O ₂	2,7456.10 ⁸
Beban panas	6,1667.10 ⁸		
Total	1,9255.10 ⁹		1,9255.10 ⁹



7. Cooler (CL -01)

Tabel 3.3.12. Neraca Panas Pada Cooler (CL-01)

INPUT		OUTPUT	
Komponen	KJ/jam	Komponen	KJ/jam
(CH ₃) ₂ CHOH	664123229.9680	(CH ₃) ₂ CHOH	254713175.5150
H ₂ O	1384150431.8439	H ₂ O	581011615.8343
(CH ₃) ₂ CO	759442061.7387	(CH ₃) ₂ CO	285973839.1528
H ₂ O ₂	455459406.8668	H ₂ O ₂	187112011.4889
O ₂	4073753466.4251	O ₂	1005012780.2712
		Beban panas	5.0231E+09
Total	7,3369.10 ⁹		7,3369.10 ⁹

8. Cooler (CL -02)

Tabel 3.3.13 Neraca Panas Pada Cooler (CL-02)

INPUT		OUTPUT	
Komponen	KJ/jam	Komponen	KJ/jam
(CH ₃) ₂ CHOH	9622395.0579	(CH ₃) ₂ CHOH	917579.3917
H ₂ O	601532649.0815	H ₂ O	64748124.0950
(CH ₃) ₂ CO	-	(CH ₃) ₂ CO	-
H ₂ O ₂	395819128.8318	H ₂ O ₂	40179645.4535
O ₂	-	O ₂	-
		Beban panas	9.0113E+08
Total	1,0070.10 ⁹		1,0070.10 ⁹



9. Cooler (CL -03)

Tabel 3.3.14. Neraca Panas Pada Cooler (CL-03)

INPUT		OUTPUT	
Komponen	KJ/jam	Komponen	KJ/jam
(CH ₃) ₂ CHOH	223709988.1895	(CH ₃) ₂ CHOH	52342372.5425
H ₂ O	102664016.6851	H ₂ O	25127786.4325
(CH ₃) ₂ CO	258706948.0048	(CH ₃) ₂ CO	60037413.2780
H ₂ O ₂	-	H ₂ O ₂	-
O ₂	-	O ₂	-
		Beban panas	4.4757E+08
Total	5,8508.10 ⁸		5,8508.10 ⁸

10. Cooler (CL -04)

Tabel 3.3.15. Neraca Panas Pada Cooler (CL-04)

INPUT		OUTPUT	
Komponen	KJ/jam	Komponen	KJ/jam
(CH ₃) ₂ CHOH	7552915.7852	(CH ₃) ₂ CHOH	714689.2922
H ₂ O	371087818.7479	H ₂ O	39672145.6326
(CH ₃) ₂ CO	-	(CH ₃) ₂ CO	-
H ₂ O ₂	6767.7445	H ₂ O ₂	682.2812
O ₂	-	O ₂	-
		Beban panas	3.3826E+08
Total	3,7865.10 ⁸		3,7865.10 ⁸



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. LOKASI PABRIK

Lokasi suatu pabrik mempengaruhi kedudukan suatu pabrik dalam persaingan maupun kelangsungan hidupnya. Penentuan lokasi pabrik yang tepat dan ekonomis dipengaruhi banyak faktor. Idealnya lokasi pabrik yang dipilih harus dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau memperbesar pabrik yang akan dikelola dan dapat memberikan keuntungan dalam jangka waktu panjang. Lokasi pabrik yang baik akan menentukan hal – hal sebagai berikut :

1. Kemudahan transportasi untuk mendistribusikan produk ke konsumen sehingga mampu melayani konsumen dan pelanggan dengan memuaskan.
2. Mampu memberikan kemudahan dalam mendapatkan bahan baku yang cukup dan berkesinambungan dengan harga sampai di tempat yang cukup murah.
3. Memberikan kemudahan dalam pemenuhan tenaga kerja yang diperlukan oleh pabrik.
4. Adanya kemungkinan untuk memperluas untuk masa mendatang baik dari segi keuntungan yang dicapai maupun areal tanah untuk pabrik.
5. Kondisi iklim yang baik dan lingkungan masyarakat yang kondusif.

Pada dasarnya ada dua faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik, antara lain :



1. Faktor Primer

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

1. Penyediaan bahan baku
2. Letak pabrik terhadap daerah pemasaran
3. Utilitas
4. Adanya tenaga kerja yang murah
5. Tersedianya sarana transportasi

2. Faktor Sekunder

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor – faktor sekunder meliputi :

1. Harga tanah dan gedung
2. Perizinan
3. Prasarana dan fasilitas sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4. Kemungkinan perluasan pabrik.



5. Keadaan masyarakat daerah setempat (sikap, keamanan dan adat istiadat)

6. Keadaan tanah penting untuk rencana pembangunan pondasi

Dengan memperhatikan faktor – faktor diatas, maka pembangunan pabrik Hidrogen Peroksida dari isopropanol ini didirikan di Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Tersedianya bahan baku

Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan Hidrogen Peroksida yaitu isopropanol masih di impor, oleh karena itu dipilih lokasi yang mudah terjangkau oleh sarana transportasi.

2. Pemasaran

Pabrik Hidrogen peroksida terutama ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Sebagian besar industri di Indonesia masih terpusat di Indonesia bagian barat pada umumnya dan di pulau Jawa pada khususnya. Selain itu Cilegon terletak di kawasan industri Cilegon-Serang-Merak yang padat dengan industri-industri kimia baik menengah maupun besar yang merupakan pasar potensial bagi hidrogen peroksida untuk pemasaran ke daerah-daerah lain.

3. Tersedianya fasilitas transportasi

Fasilitas transportasi sangat penting untuk mengangkut bahan baku atau produk dari dan ke pabrik karena akan mempengaruhi besar kecilnya biaya produksi. Kota Cilegon



memiliki sarana transportasi darat yang sangat memadai karena merupakan jalan raya Merak-Jakarta sebagai jalan utama yang menghubungkan Merak Sebagai pintu gerbang Pulau Jawa dengan Sumatera. Dengan adanya sarana transportasi yang baik, transportasi bahan baku ke pabrik dan pengiriman produk ke pasaran di Pulau Jawa menjadi lancar. Untuk sarana transportasi laut, Cilegon juga merupakan tempat yang tepat dengan letaknya di pesisir pantai utara Pulau Jawa, sebelah barat Cilegon yang merupakan kawasan industri dengan pelabuhan laut yang cukup memadai untuk pemasaran laut di lain pulau maupun untuk ekspor.

4. Tersedianya tenaga kerja

Daerah Jawa Barat merupakan salah satu propinsi yang memiliki kepadatan penduduk yang tinggi di Indonesia, sehingga masalah penyediaan tenaga, baik tenaga kasar, tenaga menengah maupun atas tidak menjadi masalah.

5. Utilitas

Untuk kebutuhan sarana penunjang seperti listrik dapat dipenuhi dengan adanya jaringan PLN, transmisi Jawa-Bali, sedang untuk kebutuhan air dapat dipenuhi oleh pihak pengelola Kawasan Industri Cilegon maupun diperoleh dari sumber tanah ataupun air sungai.

6. Faktor Lingkungan



Pabrik Hidrogen Peroksida ini didirikan di daerah Cilegon yang jauh dari pemukiman penduduk untuk menghindari terjadinya kontaminasi limbah pabrik. Daerah Cilegon merupakan daerah industri dimana infrastruktur dan aturan regulasinya lebih mudah.

7. Fasilitas lain

Perlu juga dipertimbangkan tersedianya fasilitas-fasilitas lain yang mendukung beroperasinya pabrik, misalnya listrik, telepon, dll.

4.2. TATA LETAK PABRIK (*Plant layout*)

Tata letak merupakan suatu pengaturan yang optimal dari perangkat atau fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat menentukan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja para karyawan.

Hal-hal yang perlu diperhatikan agar tata letak pabrik memberikan hasil yang optimal :

- a. Pabrik Hidrogen Peroksida ini merupakan pabrik baru, sehingga dalam menentukan layout tidak dibatasi bangunan yang sudah ada.
- b. Untuk mengantisipasi bertambahnya produksi diperlukan areal perluasan pabrik.
- c. Faktor keamanan terutama untuk bahaya kebakaran maka untuk perancangan layout selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari sumber alam yang mudah meledak. Mengelompokkan unit-unit yang satu dengan yang lainnya agar memudahkan pengalokasian bahaya kebakaran yang terjadi.



Dalam menentukan lay out pabrik dikelompokkan menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1) Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol.

Daerah adminisrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

2). Daerah proses

Daerah proses merupakan daerah tempat dimana alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung.

3). Daerah penggudangan umum, bengkel dan garasi.

4). Daerah utilitas

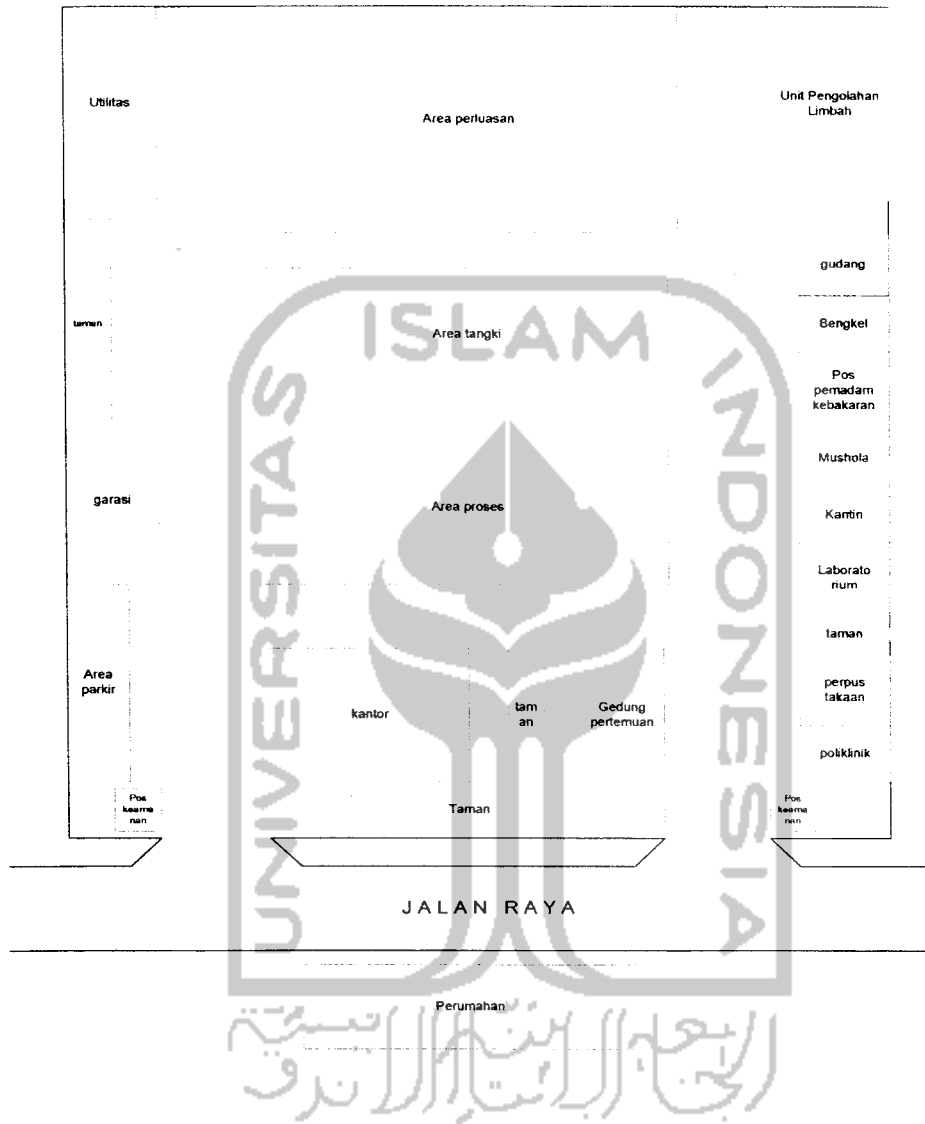
Daerah dimana penyediaan bahan pendukung proses seperti air dan tenaga listrik dipusatkan. Di daerah ini alat-alat utilitas diletakkan.

Perincian luas tanah yang dipergunakan untuk mendirikan pabrik Hidrogen Peroksida dapat dilihat pada tabel 4.2.1.



Tabel 4.2.1. Luas Tanah dan Bangunan

No	Lokasi	Luas (m2)
1	Pos Keamanan	30
2	perumahan	3000
3	Bengkel	200
4	Perkantoran	1000
5	laboratorium	300
6	poliklinik	200
7	Aula	500
8	Mushola	150
9	Kantin	80
10	Garasi	50
11	Pemadam Kebakaran	100
12	Gudang	800
13	Daerah proses	3000
14	Bengkel	200
15	Utilitas	2000
16	Daerah parkir	400
17	Luas bangunan	12010
18	Perluasan	1800
19	jalan taman	4000
20	Luas Tanah	17810



Skala 1 : 1000

Gambar 4.2. Tata Letak Pabrik Hidrogen Peroksida



4.3. TATA LETAK MESIN / ALAT PROSES (*Machine Layout*)

Dalam meletakkan suatu unit proses, minimum dapat ditempuh 2 arah / rute.

Jadi tidak ada jalan buntu, sehingga bila terjadi kecelakaan tidak ada yang terperangkap. Jadi yang paling penting diperhatikan adalah *safety*. Harus diperhatikan untuk bahan – bahan yang termasuk dalam :

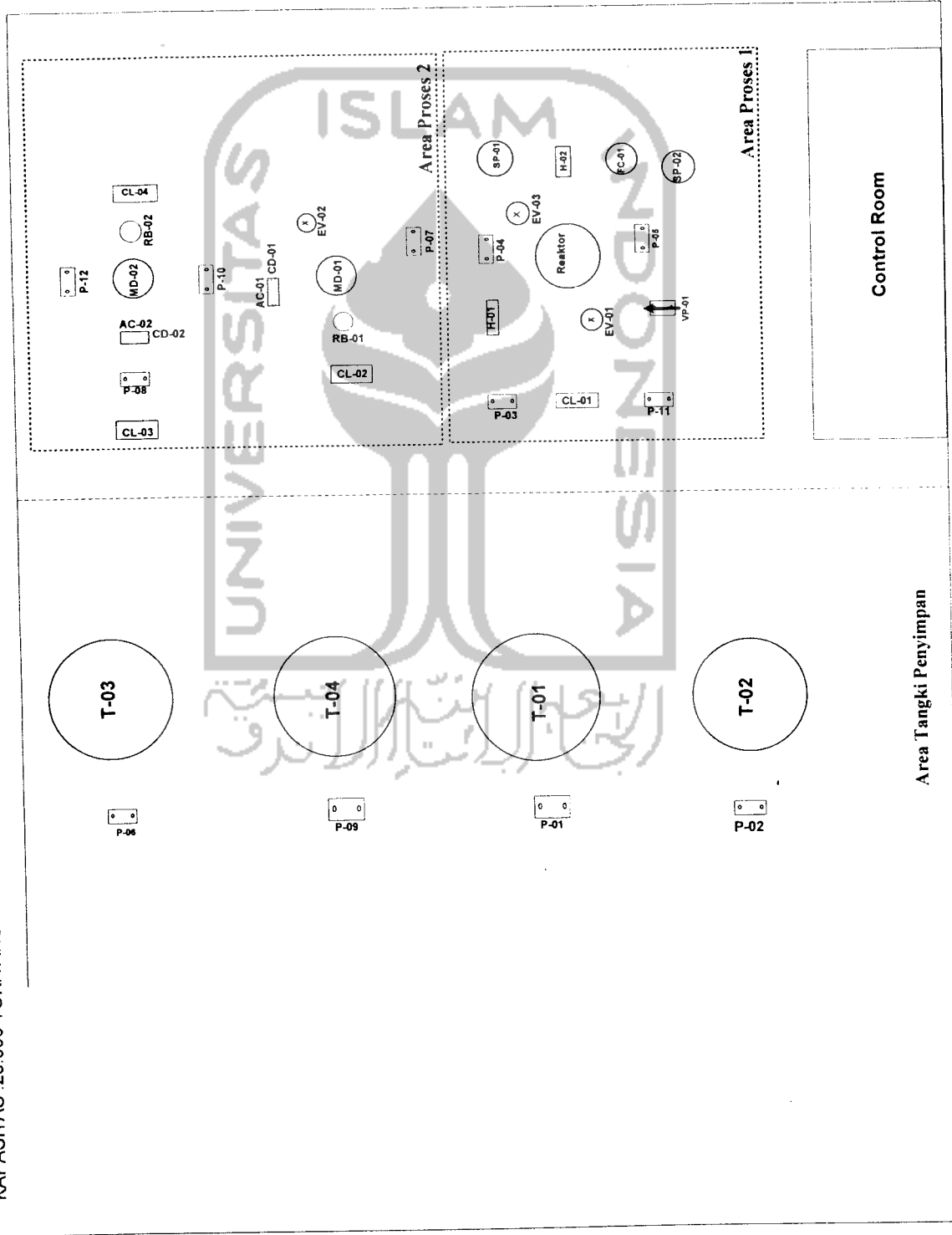
- Flammable, eksplosive
- Toxic
- Mechanical

Langkah – langkah yang harus diperhatikan antara lain :

- Menentukan peralatan yang perlu dibangun pada elevasi tinggi. Oleh karena elevasi selalu mahal, maka perlu ditentukan operasi mana yang memerlukannya.
- Mempelajari arus proses dan prosedur operasi serta mengatur agar proses dan peralatannya dapat berfungsi dengan baik. Yang penting ada susunan alat yang menggerombol.
- Menentukan metode perawatan alat-alat dan meletakkan peralatan yang sering memerlukan perawatan pada posisi dan jarak yang memudahkan untuk dijangkau. Karena untuk proses pembersihan diperlukan ruang yang longgar untuk melepaskan bagian- bagian alat.
- Merencanakan jarak antara alat-alat menurut aturan yang berlaku.

HIDROGEN PEROKSIDA DARI ISOPROPANOL

KAPASITAS :25.000 TON/TAHUN



Skala 1 : 100

Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses



komponen	—
O ₂ (g)	
O ₂ (l)	
C ₃ H ₆ O(g)	
C ₃ H ₆ O(l)	
C ₃ H ₈ O(g)	
C ₃ H ₈ O(l)	4642
H ₂ O (g)	
H ₂ O (l)	3094
H ₂ O ₂ (g)	
H ₂ O ₂ (l)	
Jumlah	773



4.4. PELAYANAN TEKNIK (*Utilitas*)

Unit pendukung proses atau sering disebut dengan utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit pendukung proses antara lain adalah unit penyediaan air (air pendingin, air domestik, air umpan boiler), steam, listrik dan bahan bakar. Unit pendukung proses yang ada dalam pabrik hidrogen peroksida ini antara lain:

1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Berfungsi sebagai air untuk keperluan domestik, air untuk umpan boiler dan air pendingin.

2. Unit Pengadaan steam

Dari perhitungan neraca energi, diketahui bahwa steam diperlukan di alat-alat seperti Vaporizer, Heater dan Reboiler.

3. Unit Pengadaan Tenaga Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan bila listrik dari PLN mengalami gangguan.

4. Unit Udara Tekan

Berfungsi untuk menyediakan udara tekan untuk keperluan instrumentasi

5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Berfungsi untuk menyediakan bahan bakar.

4.4.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air



Dalam memenuhi kebutuhan air, suatu industri pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut untuk mendapatkan air.

Dalam perancangan pabrik hidrogen peroksida ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan:

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air pendingin

Pada umumnya digunakan air sebagai media pendingin adalah karena faktor-faktor sebagai berikut:

- a. Air merupakan materi yang mudah diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- c. Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi.
- d. Tidak terdekomposisi

Air pendingin digunakan pada Cooler, barometer kondenser dan kondensor. Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin



- a. Kسادahan (*hardness*), yang dapat menyebabkan kerak.
- b. Besi, yang dapat menimbulkan korosi.
- c. Minyak, yang merupakan penyebab terganggunya *film corrotion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coeficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

2. Air Umpan Boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi di dalam boiler disebabkan oleh air yang mengandung larutan-larutan asam dan gas berlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S .

- b. Zat yang menyebabkan kerak (*scale foaming*)

Pembentukan kerak disebabkan karena kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat.

- c. Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang timbul dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah besar. Efek penembusan terjadi pada alkalinitas tinggi.

3. Air sanitasi



Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan lain lain. Syarat air sanitasi meliputi:

Syarat fisik:

- Suhu di bawah suhu udara luar.
- Warna jernih
- Tidak mempunyai rasa.
- Tidak berbau.

Syarat kimia:

- Tidak mengandung zat organik maupun zat anorganik.
- Tidak beracun.

Syarat bakteriologis:

- Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen.

Pengolahan Air

Kebutuhan air pabrik dapat diperoleh dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, dengan menambahkan desinfektan maupun dengan penggunaan ion exchanger.

Mula-mula untuk menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti ranting dan kaleng, air sungai dilewatkan filter. Kemudian untuk menampung air sungai dan untuk



mengendapkan kotoran yang terbawa (ukuran besar) yang tidak tersaring pada filter air dipompa ke bak pengendap. Setelah itu air dibawa ke bak *premix tank* untuk menggumpalkan kotoran-kotoran berukuran kecil yang masih ada dengan menambahkan CaOH dan tawas(alum).

Keluar dari bak penggumpal air dialirkan ke *Clarifier* dimana flok-flok/gumpalan-gumpalan yang terbentuk diendapkan secara gravitasi sambil diaduk dengan putaran rendah. Lumpur yang diendapkan di *blow down* sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke dalam penampungan sementara.

Selanjutnya dari *Clarifier* air diumpankan ke dalam *Sand Filter*. Di Sand Filter ini air dari *Clarifier* yang kemungkinan masih mengandung partikel-partikel kotoran yang halus disaring. kemudian diumpankan ke dalam *carbon filter* untuk menghilangkan bau dan warna. Kemudian air ditampung dalam bak distribusi/ bak penampung air sementara (*Filtered Water Storage Tank*). Air dari *Filtered Water Storage Tank* ini digunakan langsung untuk *make up* pendingin. Sedangkan air untuk keperluan umum dan air umpan boiler (*boiler feed water*) perlu diolah lebih dahulu.

1. Unit pengolahan air untuk keperluan umum

Unit ini berfungsi untuk mengolah air agar dapat digunakan untuk keperluan rumah tangga dan perkantoran.



Air dialirkan ke tangki *clorinator* dengan ditambahkan CaOCl_2 (kaporit) untuk membunuh mikroorganisme. Setelah itu air dialirkan ke tangki penampung air bersih dan dapat digunakan untuk keperluan sehari-hari (keperluan umum). Kebutuhan air untuk keperluan domestik sebesar 1468,7500 kg/jam

2. Unit Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*).

Demineralisasi air dapat diperlukan karena air umpan boiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut:

- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi steam yang dikehendaki maupun pada *tube heat exchanger*, jika steam digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan dapat mengakibatkan tidak dapat beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 dan CO_2 .

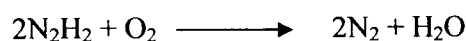


Air diumpankan ke *kation exchanger* untuk menghilangkan kation-kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ada adalah Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Mn^{2+} , dan Al^{3+} . Air yang keluar dari *kation exchanger* diumpankan ke *anion exchanger* untuk menghilangkan anion-anion mineralnya. Kemungkinan jenis anion yang ditemui adalah HCO_3^- , CO_3^{2-} , Cl^- , NO_3^- dan SiO_3^{2-} . Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 6,1 – 6,2, bebas mineral, dan selanjutnya akan diproses lebih lanjut menjadi umpan boiler (Boiler Feed Water).

3. Unit Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama oksigen. Gas tersebut dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator. Pada deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia berikut:

- a. Steam berfungsi untuk mengikat O_2 yang terkandung dalam air. O_2 tidak dapat dihilangkan sepenuhnya oleh steam, sehingga perlu ditambahkan Hidrazin.
- b. Hidrazin yang berfungsi mengikat sisa oksigen berdasarkan reaksi berikut:





nitrogen sebagai hasil reaksi bersama dengan gas-gas lain dihilangkan melalui stripping dengan uap bertekanan rendah.

- c. Larutan ammonia yang berfungsi sebagai pengontrol pH-nya sekitar 8,5 – 9,5

Keluar dari deaerator. ke dalam air umpan boiler kemudian diinjeksikan larutan fosfat ($\text{Na}_3\text{PO}_4\text{H}_2\text{O}$) untuk mencegah terbentuknya kerak silika dan kalsium pada steam drum dan boiler tube. Sebelum diumpankan ke boiler, air terlebih dulu diberi dispersan. Kebutuhan air yang akan digunakan untuk umpan boiler sebesar 1884,3962 kg/jam.

4. Unit Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh *filtered water storage*.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:



- a. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
- b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- c. Zat dispersan, untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan fosfat).

Kebutuhan air pendingin yang masuk ke cooling tower sebesar $3,2074 \cdot 10^5$ kg/jam, Dianggap setelah digunakan di area proses dapat direcycle dan dipakai lagi, sehingga banyaknya make up untuk air pendingin sebanyak 9682,4190 kg/jam

4.4.2. Unit Pengadaan Steam

Dalam perancangan pabrik hidrogen peroksida ini, untuk menghasilkan uap air yang digunakan dalam proses adalah dengan menggunakan boiler atau ketel uap. Dalam hal ini yang digunakan adalah boiler pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- Tidak memerlukan flate tebal untuk shell, sehingga harganya lebih murah.
- Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
- Pemasangannya murah.
- Memerlukan ruang dengan ketinggian rendah.
- Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.



Kebutuhan air untuk steam adalah sebesar 1884,3962 kg/jam, Dianggap setelah digunakan di area proses dapat direcycle dan dipakai lagi, sehingga banyaknya *make up* air untuk keperluan steam sebanyak 376,8792 kg/jam.

4.4.3. Unit Pengadaan Tenaga Listrik

Kebutuhan tenaga listrik dalam suatu industri dapat diperoleh dari:

- Suplai dari pembangkit Listrik Negara (PLN).
- Pembangkit tenaga listrik sendiri (Generator Set).

Pada perancangan hidrogen peroksida kebutuhan akan listrik dipenuhi dari listrik PLN dan generator. Generator yang digunakan adalah generator jenis arus bolak-balik. Hal ini berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator.

Generator AC yang digunakan jenis generator AC tiga fase yang mempunyai keuntungan:

- Tegangan listrik stabil.
- Daya kerja lebih besar.
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit.
- Motor tiga fase harganya lebih murah dan sederhana.



Kebutuhan listrik dalam pabrik hidrogen peroksida adalah
512,6997 KW

4.4.4. Unit Udara Tekan

Unit udara tekan diperlukan untuk pemakaian di alat kontrol *pneumatic*. Kebutuhan udara setiap kontrol *pneumatic* sekitar 25,2 L/menit (Considine, 1970). Kebutuhan udara tekan diperkirakan 500 kg/jam dengan udara masuk tekanan 1 atm dan udara keluar tekanan 4 atm. Alat untuk penyediaan udara tekan berupa kompressor.

4.4.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Mengingat sebagian kebutuhan listrik di pabrik hidrogen peroksida ini dipenuhi sendiri dengan menggunakan generator set, maka diperlukan adanya unit penyediaan bahan bakar yang akan menyuplai kebutuhan bahan bakar.

Spesifikasi bahan bakar untuk pembangkit steam dan jumlah kebutuhannya selama seminggu sebagai berikut:

- Jenis bahan bakar : fuel oil 27,1⁰ API
- Heating Value : 131.000 btu/gal
- Efisiensi pembakaran : 80%

Kebutuhan bahan bakar = 166,9521 kg/jam

Untuk persediaan 1 minggu = 408,48166 m³

Sedangkan bahan bakar untuk generator set untuk persediaan 2 hari adalah sebesar: 214,2159 kg/jam



Total kebutuhan bahan baku = 66378,27 kg.

4.4.6. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa (P-01)

Tugas : Memompa air sungai ke bak pengendap awal

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 18,2604 m³/jam
- Head : 20,1497 m
- Putaran aktual : 4375 rpm
- Putaran spesifik : 1287,0761
- Power motor : 1,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 149.02843

2. Pompa (P-02)

Tugas : Memompa air dari bak pengendap awal (BU-01) ke
Premix Tank (TU-01)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 18,2604 m³/jam
- Head : 2,0950 m
- Putaran aktual : 2900 rpm
- Putaran spesifik : 4659,4459



- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 149,02843

3. Pompa (P-03)

Tugas : Memompa air dari Premix Tank (TU-01) ke Clarifier
(CLU)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 18,2604 m³/jam
- Head : 5,7207 m
- Putaran aktual : 2900 rpm
- Putaran spesifik : 2193,5003
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 149,02843

4. Pompa (P-04)

Tugas : Memompa air dari Bak Penampung Sementara (BU-02) ke Sand Filter (FU)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 18,2604 m³/jam



- Head : 4,5874 m
- Putaran aktual : 2900 rpm
- Putaran spesifik : 2588,5026
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 149,0284

5. Pompa (P-05)

Tugas : Memompa air dari Bak Penampung Sementara (BU-03) ke Tangki Carbon Filter (CFU)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 18,2604 m³/jam
- Head : 5,0081 m
- Putaran aktual : 2900 rpm
- Putaran spesifik : 2423,6561
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 149,02843

6. Pompa (P-06)

Tugas : Memompa air dari Bak Penampung Sementara (BU-04)



Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 18,2604 m³/jam
- Head : 1,7219 m
- Putaran aktual : 1450 rpm
- Putaran spesifik : 2698,8824
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 149,02843

7. Pompa (P-07)

Tugas : Memompa air dari (TU-02) untuk keperluan domestik

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 2,115 m³/jam
- Head : 5,4850 m
- Putaran aktual : 4375 rpm
- Putaran spesifik : 1162,3204
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 40,8836

8. Pompa (P-08)



Tugas : Memompa air dari bak feed cooling tower (BU-06) ke
cooling tower (CTU)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 461,8694 m³/jam
- Head : 1,8504 m
- Putaran aktual : 1450 rpm
- Putaran spesifik : 12860,0717
- Power motor : 3,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 1035,3188

9. Pompa (P-09)

Tugas : Memompa air dari Kation Exchanger (KEU) ke
Anion Exchanger (AEU)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 0,5427 m³/jam
- Head : 0,1497 m
- Putaran aktual : 1450 rpm
- Putaran spesifik : 2905,6297
- Power motor : 0,5 Hp



Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 18,0760

10. Pompa (P-10)

Tugas : Memompa air dari Anion Exchanger (AEU) ke
Deaerator (DAU)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 0,5427 m³/jam
- Head : 0,1497 m
- Putaran aktual : 1450 rpm
- Putaran spesifik : 2905,6297
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 18,0760

11. Pompa (P-11)

Tugas : Memompa air dari Deaerator (DAU) ke Tangki Feed
Boiler (TU-03)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 0,5427 m³/jam
- Head : 0,1497 m
- Putaran aktual : 1450 rpm



- Putaran spesifik : 2905,6297
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 18,0760

12. Pompa (P-12)

Tugas : Memompa air dari Tangki Feed Boiler (TU-03) ke
Boiler (BLU)

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 2,7135 m³/jam
- Head : 21,7769 m
- Putaran aktual : 4375 rpm
- Putaran spesifik : 468,0806
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 47,4770

13. Pompa (P-13)

Tugas : Memompa air pendingin dari (CTU) ke Cooler (CL-
01) lalu kembali ke (BU-06)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.



Spesifikasi

- Kapasitas : 172,9179 m³/jam
- Head : 2.7872 m
- Putaran aktual : 2900 rpm
- Putaran spesifik : 11574,8814
- Power motor : 2 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 574,2043

14. Pompa (P-14)

Tugas : Memompa air pendingin dari (CTU) ke Cooler (CL-02) lalu kembali ke (BU-06)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 62,0192 m³/jam
- Head : 3,0670 m
- Putaran aktual : 2900 rpm
- Putaran spesifik : 6452,1115
- Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 310,3690

15. Pompa (P-15)



Tugas : Memompa air pendingin dari (CTU) ke Cooler (CL-03) lalu kembali ke (BU-06)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 30,8038 m³/jam
- Head : 8,9027 m
- Putaran aktual : 2900 rpm
- Putaran spesifik : 2044,7059
- Power motor : 1,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 203,9505

16. Pompa (P-16)

Tugas : Memompa air pendingin dari (CTU) ke Cooler (CL-04) lalu kembali ke (BU-06)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 23,2804 m³/jam
- Head : 12,5646 m
- Putaran aktual : 2900 rpm
- Putaran spesifik : 1372,7933
- Power motor : 1,5 Hp



Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 172.4077

17. Pompa (P-17)

Tugas : Memompa air pendingin dari (CTU) ke Condenser
(CD-01) lalu kembali ke (BU-06)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 19,5008 m³/jam
- Head : 9,1459 m
- Putaran aktual : 3325 rpm
- Putaran spesifik : 1827,9718
- Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 155,0223

18. Pompa (P-18)

Tugas : Memompa air pendingin dari (CTU) ke Condenser
(CD-02) lalu kembali ke (BU-06)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 3,9868 m³/jam
- Head : 0,0026 m
- Putaran aktual : 1450 rpm



- Putaran spesifik : 163882,4977
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 59,8048

19. Pompa (P-19)

Tugas : Memompa air pendingin dari (CTU) ke Reaktor (R-01) lalu kembali ke (BU-06)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 149,3606 m³/jam
- Head : 372,4641 m
- Putaran aktual : 3325 rpm
- Putaran spesifik : 313,8115
- Power motor : 220 Hp

Jumlah : 1 buah.

Harga : \$ 525,9013

20. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi : mengendapkan kotoran / lumpur yang terbawa dari air sungai

Debit : 15,2300 m³/jam

Panjang : 11,3498 m



Lebar : 5,6749 m
Tinggi : 2,8375 m
Bahan : Beton tulang
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp. 18275949,81

21. Bak Penampung Sementara (BU-02)

Fungsi : menampung sementara Raw Water yang telah dihilangkan suspended solidnya
Debit : 15,2170 m³/jam
Panjang : 3,1221 m
Lebar : 3,1221 m
Tinggi : 0,7805 m
Bahan : Beton tulang
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp. 760851,19

22. Bak Penampung Sementara (BU-03)

Fungsi : menampung sementara Raw Water setelah disaring di Sand Filter
Debit : 15,2170 m³/jam
Panjang : 3,1221 m
Lebar : 3,1221 m
Tinggi : 0,7805 m
Bahan : Beton tulang



Jumlah : 1 buah

Harga : Rp. 760851,19

23. Bak Penampung Sementara (BU-04)

Fungsi : menampung sementara Raw Water setelah disaring
di Carbon Filter

Debit : 15,2170 m³/jam

Panjang : 3,1221 m

Lebar : 3,1221 m

Tinggi : 0,7805 m

Bahan : Beton tulang

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp. 760851,19

24. Bak Penampung Sementara (BU-05)

Fungsi : menampung sementara air keperluan domestik

Debit : 1,7625 m³/jam

Panjang : 3,2788 m

Lebar : 3,2788 m

Tinggi : 0,8197 m

Bahan : Beton tulang

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp. 881250,00

25. Bak Penampung Sementara (BU-06)



Fungsi : menampung sementara air pendingin yang disirkulasi sebelum direcovery di cooling tower

Debit : 384,8912 m³/jam

Panjang : 9,1648 m

Lebar : 9,1648 m

Tinggi : 2,2912 m

Bahan : Beton tulang

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp. 19244559,56

26. Bak Penampung Sementara (BU-07)

Fungsi : menampung sementara air pendingin sebelum digunakan di pabrik

Debit : 384,8911913 m³/jam

Panjang : 9,1648 m

Lebar : 9,1648 m

Tinggi : 2,2912 m

Bahan : Beton tulang

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp. 19244559,56

27. Premix Tank (TU-01)

Fungsi : mencampur air dengan tawas 5 % dan CaOH 5 %

Diameter : 1,1743 m

Tinggi : 1,1743 m



Volume : 1,2712 m³
Bahan : Baja
Jumlah : 1 buah
Harga : US\$ 26354,0335

28. Clarifier (CLU)

Fungsi : mengendapkan flok-flok yang terbentuk pada
pencampuran air dengan tawas dan CaOH
Debit : 12,7118 m³/jam
Diameter : 4,0241 m
Tinggi : 4,8 m
Bahan : Baja
Jumlah : 1 buah
Harga : US\$ 26408,4478

29. Sand Filter (FU)

Fungsi : menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat
dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang
tidak dapat mengendap di dalam clarifier
Jenis : 2 buah kolom dengan saringan pasir
Ukuran : 6 mesh
Luas : 3,1125 m²
Diameter : 1,9912 m
Tinggi : 3,6667 m
Bahan : Baja bertulang
Jumlah : 1 buah



Harga : US\$ 15747,0719

30. Carbon Filter (CFU)

Fungsi : mengurangi kadar Cl^2 dalam air yang dapat merusak resin , menghilangkan bau dan warna dan menghilangkan zat-zat organik

Kapasitas : 15,2170 m³/jam

Diameter : 1,6257 m

Tinggi : 3,0874 m

Volume : 6,6999 m³

Bahan : Baja

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 17566,3610

31. Tangki Klorinator (TU-02)

Fungsi : mencampur clorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga

Kapasitas : 1,7625 m³/jam

Diameter : 0,7206 m

Tinggi : 1,0809 m

Volume : 0,4406 m³

Bahan : Baja

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 4317,3574

32. Cooling tower (CTU)

Fungsi : me-recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 42 °C menjadi 32 °C



Jenis : Cooling tower induced draft dengan bahan isian Berl
Saddle 1 in

Kapasitas : 384,8912 m³/jam

Diameter : 6,6135 m

Tinggi : 1,2197 m

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1562943,81

33. Kation Exccanger (KEU)

Fungsi : menurunkan kesadahan air umpan boiler

Jenis : Down Flow Cation Exchanger

Resin : Natural Greensand Zeolit

Kapasitas : 0,4523 m³/jam

Diameter : 0,2803 m

Tinggi : 1,5682 m

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1908,8447

34. Anion Exchanger (AEU)

Fungsi : menghilangkan anion dari air keluaran kation
exchanger

Jenis : Down Flow Anion Exchanger

Resin : Weakly Basic Anion Exchanger

Kapasitas : 0,4523 m³/jam

Diameter : 0,2171 m

Tinggi : 1,2010 m

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 1908,844688



35. Deaerator (DAU)

Fungsi : melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air (CO₂) dan (O₂) untuk mencegah korosi
Jenis : Cold water Vacuum Deaerator
Kapasitas : 0,4523 m³/jam
Diameter : 0,4855 m
Tinggi : 5,3889 m
Jumlah : 1 buah
Harga : US\$ 1653,5091

36. Boiler Feed Water Tank (TU – 03)

Fungsi : mencampur kondensat sirkulasi dan make-up air umpan boiler sebelum disimpan sebagai steam dalam boiler
Jenis : Tangki silinder tegak
Debit : 2,2613 m³/jam
Diameter : 0,7830 m
Tinggi : 1,1745 m
Volume : 0,5653 m³
Bahan : Baja
Jumlah : 1 buah
Harga : US\$ 5013,6336

37. Boiler (BLU)

Fungsi : membuat steam jenuh pada tekanan 9,9atm
Jenis : water tube boiler
Jumlah : 1 buah
Harga : US\$ 55435,5570



Pipa :

ID : 1,834 in

Panjang : 20 ft

OD : 2 in

Jumlah : 1753,3159

38. BLOWER

Fungsi : Mengalirkan udara segar ke dalam boiler

Kebutuhan udara : 3339,04204 kg/jam

Power pompa : 7,9915 Hp

Poower motor : 8,5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 1470,0310

39. Tangki larutan NaCL

Fungsi : menyiapkan dan menyimpan larutan HCL 2 % untuk regenerasi ion exchanger

Jenis : Tangki silinder tegak

Diameter : 0,93 m

Tinggi : 1,87 m

Volume : 2,22 m³

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 7906,4594

40. Tangki larutan NaOH

Fungsi : menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH 10 % untuk regenerasi ion exchanger

Jenis : Tangki silinder tegak



Diameter : 1,09 m

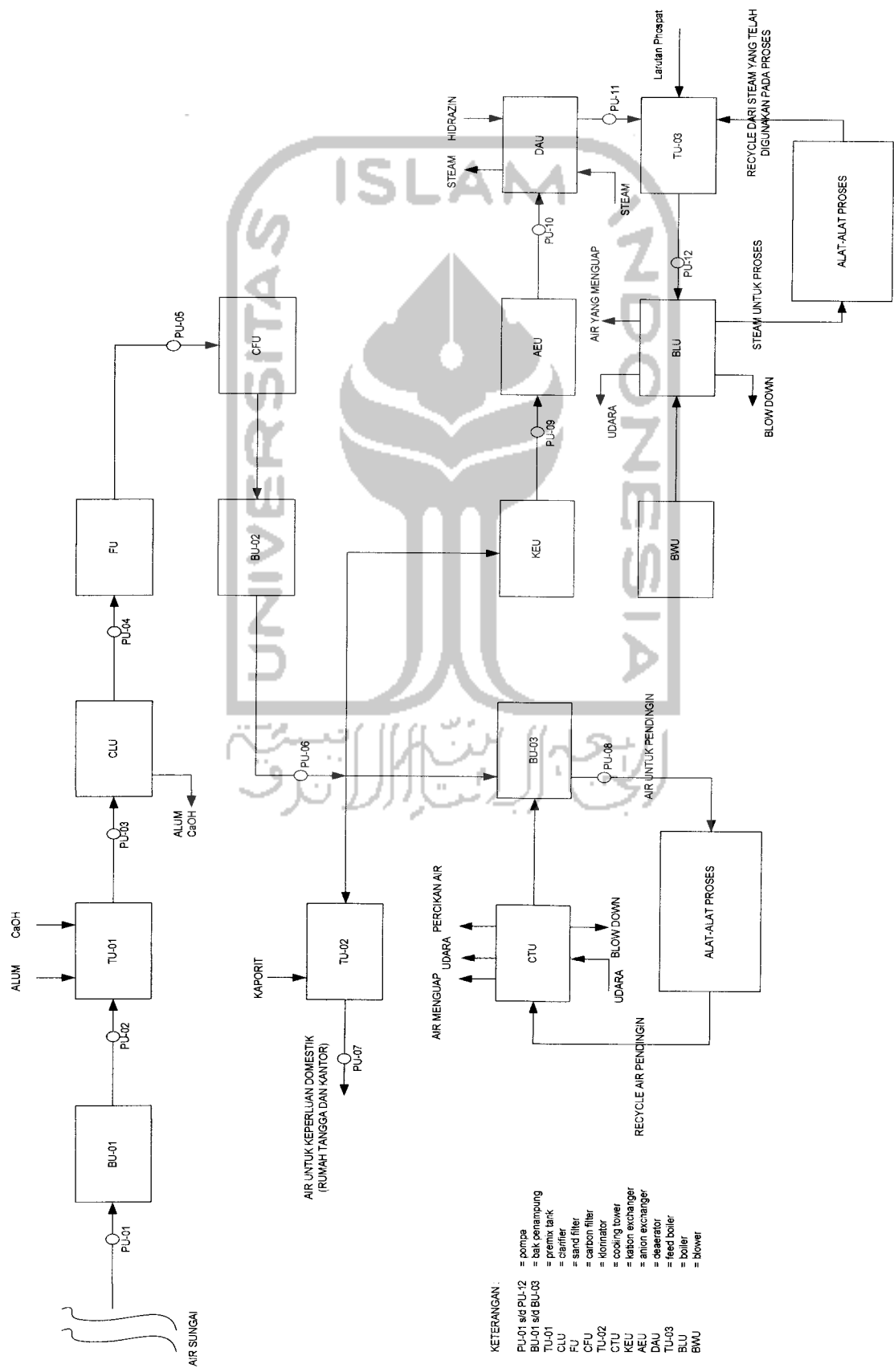
Tinggi : 2,18 m

Volume : 2,02 m³

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 9459.6174





KETERANGAN:

- PU-01 s/d PU-12 = pompa
- BU-01 s/d BU-03 = bak penampung
- TU-01 = centrifugal tank
- CLU = clarifier
- FU = sand filter
- CFU = carbon filter
- TU-02 = klorinator
- CTU = cooling tower
- KEU = kation exchanger
- AEU = anion exchanger
- DAU = deaerator
- TU-03 = feed boiler
- BLU = boiler
- BWU = blower

Gambar 4.3. diagram Pengolahan Air



4.5. ORGANISASI PERUSAHAAN

4.5.1. Bentuk perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada Pabrik Hidrogen Peroksida ini adalah Perseroan Terbatas. Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau Perseroan Terbatas tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam Perseroan Terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Pabrik Hidrogen Peroksida yang akan didirikan, direncanakan mempunyai:

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Industri Hidrogen peroksida
- Lokasi perusahaan : Cilegon, Banten

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.



3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
4. Efisiensi dari manajemen
Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Lapangan usaha lebih luas
Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
6. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
7. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
8. Mudah bergerak dipasar global.

Ciri-ciri perseroan terbatas adalah :

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang.
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.
3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.



5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang pemburuhan.

4.5.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Hal ini disebabkan oleh kelancaran perusahaan berhubungan dengan komunitas yang terjadi didalamnya.

Untuk mendapatkan suatu sistem yang baik maka perlu diperhatikan beberapa pedoman, antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan jelas
- Pendelegasian wewenang dan pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman pada hal-hal tersebut, maka akan diperoleh struktur organisasi yang baik, yang salah satunya yaitu *System line and staff* . pada system ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis dan ada pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam system organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :



1. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi dan Keuangan. Direktur Teknik dan Produksi membawahi bagian teknik dan operasi sedangkan Direktur Administrasi dan Keuangan membawahi kelancaran dan pemasaran. Direktur membawahi kepala bagian dan kepala bagian akan membawahi kepala seksi. Kepala seksi ini akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.



- Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- Penyusunan program pengembangan manajemen.
- Mengatur kembali langkah kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.5.3. Tugas Dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang berwenang untuk :

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi :



- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas Direktur.
- c. Membantu Direktur dalam tugas-tugas yang penting

3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi dan Keuangan .

Tugas Direktur meliputi :

- a. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Pemegang Saham.



- d. Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi dan Manajer Umum.

4. Direktur produksi dan keuangan

Direktur merupakan tenaga yang membantu Direktur utama di dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada Direktur utama. Direktur dibagi menjadi dua bagian yaitu :

a. Direktur Teknik dan Produksi, tugasnya :

- Bertanggung jawab kepada Direktur utama dalam bidang operasi dan teknik.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

b. Direktur Administrasi dan Keuangan, tugasnya :

- Bertanggung jawab kepada Direktur utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

5. Staf Ahli

Staf Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik, administrasi, maupun hukum. Staf



ahli bertanggung jawab kepada Direktur sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas Staf Ahli meliputi :

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Mengadakan evaluasi di bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

6. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

A. Kepala Bagian Operasi

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian Operasi membawahi :

- a. Seksi Produksi dan Utilitas

Tugasnya meliputi :

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.



- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

b. Seksi Teknikal

Tugasnya meliputi :

- Pengendalian operasi pabrik sehingga dicapai produksi sesuai dengan yang dikehendaki.
- Bekerja sama dengan Seksi Produksi dan Utilitas dalam menangani gangguan yang mungkin terjadi.

c. Seksi Laboratorium

Tugasnya meliputi :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk.
- Mengawasi kualitas buangan pabrik.

B. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manajer Produksi. Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain :

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

a. Seksi Pemeliharaan dan Pengadaan Peralatan



Tugasnya meliputi :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- Memperbaiki peralatan pabrik.
- Merencanakan penggantian alat.
- Menentukan spesifikasi peralatan pengganti / peralatan baru yang akan digunakan.

C. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi :

a. Seksi K3 dan Pengolahan Limbah

Tugasnya meliputi :

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.



- Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.
- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan perusahaan
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

D. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang) membawahi :

a. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugasnya meliputi :

- Melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi, dan efektifitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.
- Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

E. Kepala Bagian Pemasaran



Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

a. Seksi Pembelian dan Pemasaran

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli
- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.
- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang.

F. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan membawahi :

a. Seksi Administrasi dan Kas

Tugasnya meliputi :



- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- Menghitung penggunaan uang perusahaan, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

G. Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian Personalia dan Umum bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

a. Seksi Personalia dan Humas

Tugasnya meliputi :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.



- Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

b. Seksi Keamanan dan Ketertiban

Tugasnya meliputi :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

7. Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagiannya masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.5.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Hidrogen Peroksida direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam setiap hari. Sisa hari yang bukan hari libur, digunakan untuk perbaikan dan perawatan atau *shut down*.

Sedangkan pembagian jam kerja karyawan dibagi menjadi dua golongan, yaitu:

1. Karyawan non shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non shift adalah: Direktur utama, Direktur, Staf Ahli, Kepala Bidang, Kepala Seksi, serta karyawan yang berada dikantor. Karyawan harian dalam 1 minggu bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam kerja :

Hari Senin – Jumat : jam 08.00 – 16.00

Hari Sabtu : jam 08.00 – 13.00

Jam istirahat :

Hari Senin – Kamis : jam 12.00 – 13.00

Hari Jumat : jam 11.00 – 13.00

2. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi dan mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk pada karyawan shift ini adalah karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari bagian teknis, bagian gudang, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Regu	1
1	P
2	S
3	L
4	M



secara tidak langsung akan mempengaruhi jalannya perkembangan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan diberlakukan absensi. Di samping itu masalah absensi nantinya digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier pada karyawan di dalam perusahaan.

4.5.5. Status Karyawan dan Sistem Penggajian

4.5.5.1. Status Karyawan

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direktur dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian, dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan Harian yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan (SK) direktur dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.5.5.2. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Jabatan dan Prasyarat



Tabel 4.5.2. Jabatan dan Prasyarat

JABATAN	PRASYARAT
Direktur	Sarjana
Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Direktur administrasi dan Keuangan	Sarjana Ekonomi
Staf Ahli	Sarjana
Kepala Bagian Operasi	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Bagian K3 dan Lingkungan	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia
Ka.Bagian Keuangan&Adm	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
Ka.Bagian Personalia&Umum	Sarjana FISIP
Sekretaris	Akademi Sekretaris
Medis	Dokter
Paramedis	Akademi Keperawatan
Karyawan Staff	STM/SMU sederajat
Sopir, pesuruh, cleaning servise	SMP/SMU
Keamanan	SMU sederajat



4.5.6. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa

1. Tunjangan

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- a. Cuti tahunan yang diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang disebabkan oleh kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.



- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

4.5.7. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,00 perbulan.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain :

- a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- c. Sarana peribadatan seperti masjid.
- d. Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata serta tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
- e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.5.8. Kesehatan dan keselamatan kerja

Pabrik Hidrogen Peroksida ini mengambil kebijakan dalam aspek perencanaan, pelaksanaan, pengawasan dan pemeliharaan keselamatan peralatan, dan karyawan di bawah Unit Inspeksi Proses dan Keselamatan Lingkungan. Manajemen perusahaan sangat mendukung dan ikut



kecelakaan proses berjalan dengan baik, mengawasi bahan buangan pabrik agar tidak berbahaya bagi lingkungan.

4.5.9. Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi, maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

4.5.10. Perencanaan Produksi



Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedang faktor internal adalah kemampuan pabrik.

4.5.11. Kemampuan pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan, kemungkinan pertama yaitu bila kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik. maka rencana produksi disusun secara maksimal. Sedangkan kemungkinan kedua yaitu bila kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Bila yang terjadi adalah kemungkinan kedua maka ada dua alternatif yang dapat diambil yaitu: rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya, atau alternatif kedua yaitu mencari daerah pemasaran lain.

4.5.12. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain yaitu material/bahan baku, manusia, dan mesin peralatan.

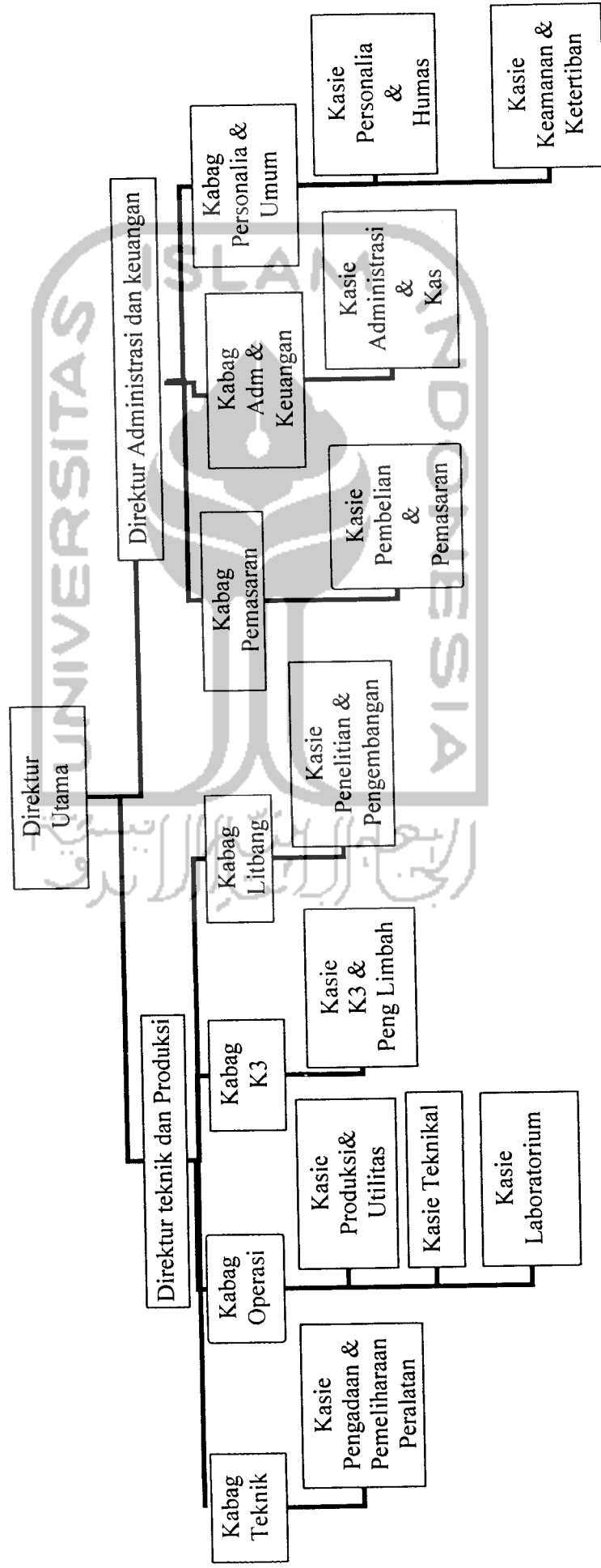
Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan. Sementara itu untuk tenaga kerja, jika tenaga kerja kurang terampil maka akan menimbulkan



kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan pada karyawan agar keterampilan meningkat.

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.





Gambar 4.5. Struktur Organisasi Perusahaan



4.6. EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a) Modal tetap. (*Fixed Capital Investment*)
 - b) Modal kerja. (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a) Biaya Produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b) Biaya Produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c) Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisis kelayakan
 - a) *Percent Return On Investment (ROI)*
 - b) *Pay Out Time (POT)*
 - c) *Break Even Point (BEP)*
 - d) *Shut Down Point (SDP)*
 - e) *Discounted Cash Flow (DCF)*

Dasar Perhitungan :

1. Kapasitas produksi : 25.000 ton/tahun
2. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
3. Umur alat : 10 tahun
4. Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 10.500,-



5. Tahun evaluasi : 2010
6. Untuk buruh asing \$ 30/*manhour*
7. Upah buruh Indonesia Rp 30.000,00/*manhour*
8. Perbandingan *manhour* asing : *manhour* Indonesia = 1 : 2
9. Perbandingan jumlah tenaga asing : Indonesia = 5 : 95
10. Perkiraan harga alat diperoleh dari Chemical Engineering Progress (www.che.com) dan Peter Timmerhaus, 1990

Pabrik beroperasi selama satu tahun produksi adalah 330 hari. dan tahun analisa pada tahun 1990. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga- harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Asumsi kenaikan harga dianggap linier, dengan menggunakan program excel dapat dicari persamaan linier yaitu :

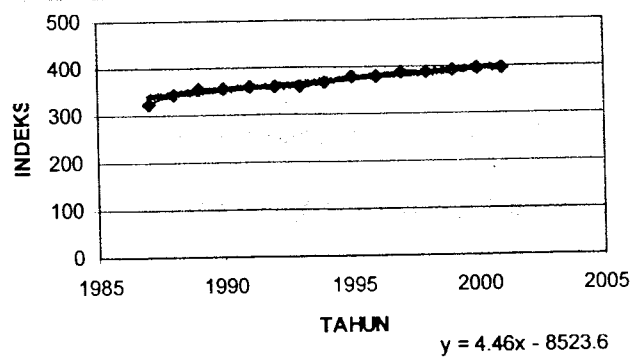


Tabel 4.6.1. Harga Indeks CEP

X (Tahun)	Y (indeks)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	357.6
1991	361.3
1992	358.2
1993	359.2
1994	368.1
1995	381.1
1996	381.7
1997	386.5
1998	389.5
1999	390.6
2000	394.1
2001	394.3



(Harga indeks didapat dari Chemical Engineering Progress (www.che.com) dan Peter Timmerhaus, 1990)



Gambar 4.6.1 Hubungan tahun Vs Cost index



Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 4,46x - 8523,6$

dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari harga index pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2010 adalah :

$$y = 4,46x - 8523,6 = 441$$

Harga-harga alat dan lainya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Harga alat dan lainya ditentukan dengan peters 1990. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \dots\dots\dots(7)$$

Dalam hubungan ini :

Ex : Harga pembelian pada tahun x.

Ey : Harga pembelian pada tahun y.

Nx : Index harga pada tahun x.

Ny : Index harga pada tahun y.

Sehingga :

$$Ex = \frac{441}{357,6} Ey = 1,0626 Ey \dots\dots\dots(8)$$

Perhitungan biaya :

A. Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya

1. *Fixed Capital Investment*

2. *Fixed Capital* adalah *investment* yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembantunya



3. Working Capital

Working capital adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan operasi pabrik selama waktu tertentu.

B. Manufacturing cost

Manufacturing cost merupakan jumlah dari *direct* dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dengan produk.

1. *Direct cost* adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk
2. *Indirect cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dan bukan langsung karena operasi pabrik. Dalam perhitungan didapatkan kecenderungan kesulitan menentukan batas antara *direct cost* dan *indirect cost*
3. *Fixed cost* merupakan harga yang berkenaan dengan *fixed capital* dan pengeluaran yang bersangkutan di mana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

C. General expenses

General expenses atau pengeluaran umum, meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*

D. Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan.



Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan :

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

Percent Return On Investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang di investasi.

$$Prb = \frac{Pb \times rb}{If} \dots\dots\dots(9)$$

$$Pra = \frac{Pa \times ra}{If} \dots\dots\dots(10)$$

Dengan :

Prb = ROI sebelum pajak

Pra = ROI sesudah pajak

Pb = keuntungan sebelum pajak

Pa = keuntungan sesudah pajak

If = *fixed capital investmen*

2. *Pay Out Time*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT = \frac{If}{Pb \times rb + 0,1 \times Fa} \dots\dots\dots(11)$$

3. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas di mana tidak mempunyai suatu keuntungan.



$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \dots\dots\dots(12)$$

Dengan :

Sa = penjualan produk

Ra = *regulated cost*

Va = *variable cost*

Fa = *fixed manufacturing cost*

4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *fixed cost* sehingga pabrik harus ditutup .

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \dots\dots\dots(13)$$

6.1. Capital Investment

6.1.1. Fixed Capital Investment

1. Direct Capital Cost

a. Harga alat sampai pabrik

= US\$ 5,250,557.61

b. Instalasi = US\$ 596,463.34 +Rp. 2.419.456.946,65

c. Pemipaan =US\$ 2,213,635.09 +Rp 4.429.370.399,73

d. Instrumentasi = US\$ 1,033,309.74 +Rp 718.276.281,04

e. Isolasi = US\$ 147,015.61 +Rp 598.563.567,53

f. Listrik = Rp 4.410.468.392,33

g. Bangunan = Rp 6.005.000.000,00



h. Tanah dan Perbaikan = Rp 7.124.000.000,00

i. Utilitas = US\$ 2,400,075.73 +Rp 1.990.341.982,53

Physical Plant Cost =US\$12,061,101.74 +Rp 23.285.009.177,48

j. Engineering and Construction

= US\$ 2,412,220.35 +Rp 4.657.001.835,50

Direct Capital Cost (DPC)

= US\$14,473,322.08+Rp 27.942.011.012,98

2. Indirect Capital Cost

a. Constructor' fee = US\$ 1,447,332.21 +Rp 2.794.201.101,30

b. Contingency = US\$ 3,618,330.52 +Rp 6.985.502.753,24

Fixed Capital Investment

=US\$19,538,984.81 +Rp 37.721.714.867,52

= Rp 242.881.055.407,51

6.2. Production Cost

6.2.1. Manufacturing Cost

1. Direct Manufacturing Cost

a. Raw material = US\$ 22,946,419.87

b. Labor = Rp. 2.988.000.000,00

c. Supervision = Rp. 298.800.000,00

d. Maintenance = Rp. 209.160.000,00

e. Plant Supplies = Rp. 31.374.000,00



- f. Royalties and Patents = Rp. 14.848.531.620,90
g. Utilitas = Rp. 151.768.111.328,56

Total Direct Manufacturing Cost = Rp. 411.081.385.541,68

2. Indirect Production Cost

- a. Payroll Overhead = Rp 597.600.000,00
b. Laboratory = Rp. 597.600.000,00
c. Plant Overhead = Rp. 2.988.000.000,00
d. Packaging and Shipping = Rp. 74.242.658.104,48

Total Indirect Production Cost =Rp. 78.425.858.104,48

3. Fixed Manufacturing Cost

- a. Depreciation = Rp. 24.288.105.540,75
b. Property Taxes = Rp. 4.857.621.108,15
c. Asuransi = Rp. 4.857.621.108,15

Total Fixed Manufacturing Cost = Rp. 34.003.347.757,05

Total Manufacturing Cost

= DMC + IMC + MC

= Rp. 523.510.591.403,21

6.2.2. Modal Kerja

1. Raw Material Inventory = US \$ 1,912,201.66
2. In Process Inventory = US \$ 1,709.66 + Rp. 309.242.677,33



3. Product Inventory	= US \$ 227,954.82 + Rp 41.232.356.977,30
4. Extended Credit	= Rp 61.868.881.753,73
5. Available Cash	= US \$ 227,954.82 + Rp.41.232.356.977,30

Jumlah modal kerja = Rp. 169.525.958.489,91

6.2.3. Pengeluaran Umum

1. Administration	= Rp. 31.410.635.484,19
2. Sales	= Rp. 52.351.059.140,32
3. Finance	= Rp. 13.118.704.020,05
4. Research	= Rp. 26.175.529.570,16

General Expense = Rp. 123.055.928.214,72

Total Production Cost

= Manufacturing Cost + General Expense

= Rp. 646.566.519.617,93

6.3. Analisa Kelayakan

• Harga bahan baku

Isopropanol dan O₂ murni = US\$ 22,946,419.87

• Harga jual produk (Sa)

Hidrogen Peroksida = Rp.437.500.000.000,00

Aceton = Rp. 304.926.581.044,80

6.3.1. Profit



1. Sebelum pajak = Rp. 95.860.061.426,87
2. Setelah pajak = Rp 57.516.036.856,12

6.3.2. Percent Return On Investment (ROI)

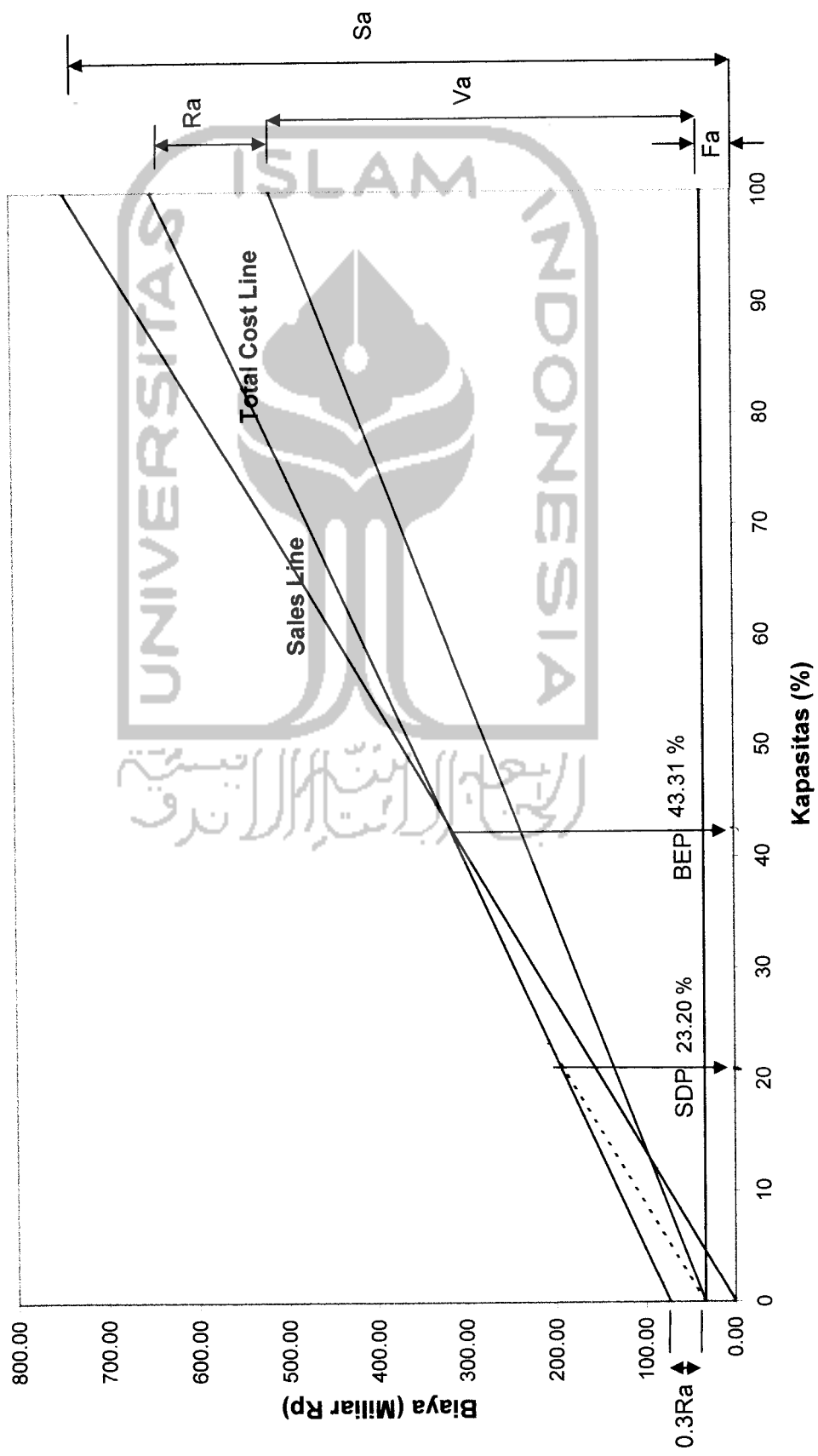
1. Sebelum pajak = 39,4679 %
2. Setelah pajak = 23,6807 %

6.3.3. Pay Out Time (POT)

1. Sebelum pajak = 2,0215 tahun
2. Setelah pajak = 2,9691 tahun

6.3.4. Break Even Point, Shut Down Point dan Discounted Cash Flow

1. Fixed Expenses (Fa) = Rp. 34.003.347.757,05
2. Variable Cost (Va) = Rp. 481.796.709.646,16
3. Regulated Cost (Ra) = Rp. 130.766.462.214,72
4. Sales Princes (Sa) = Rp. 742.426.581.044,80
5. Break Even Point (BEP) = 43,31 %
6. Shut Down Point (SDP) = 23,20 %
7. Discounted Cash Flow (DCF) = 49,19 %



Gambar 6.1. Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya



BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dalam pra rancangan Pabrik Hidrogen Peroksida dari Isopropanol dan Oksigen dengan kapasitas 25.000 ton/tahun dapat disimpulkan :

1. Pendirian pabrik Hidrogen Peroksida dengan kapasitas 25.000 ton/tahun di harapkan mampu memenuhi permintaan dalam negeri dan mengurangi ketergantungan terhadap impor.
2. Pabrik Hidrogen Peroksida berbentuk Perseroan terbatas (PT) didirikan di Cilegon, Banten di atas tanah seluas 17810 m². dengan jumlah karyawan 112 orang dan beroperasi selama 330 hari/tahun.
3. Ditinjau dari segi proses, sifat-sifat bahan baku dan kondisi operasinya, maka pabrik Hidrogen Peroksida ini digolongkan dalam pabrik beresiko rendah.
4. Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :

☐ Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 95.860.061.426,87/tahun, dan

Keuntungan setelah pajak Rp 57.516.061.856,12 /tahun

☐ Return of Investment (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 39.4679 %, dan

ROI setelah pajak sebesar 23.6807 %



ROI setelah pajak sebesar 23.6807 %

Syarat ROI untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 %.

☐ Pay Out Time (POT) :

POT sebelum pajak selama 2.0215 tahun dan

POT setelah pajak selama 2.9691 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

☐ Break Event Point (BEP) pada 43.31 %, dan Shut Down Point (SDP) pada 23.20 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%

☐ Discounted Cash Flow (DCF) sebesar 49.188 %

Suku bunga pinjaman dan deposito di bank saat ini adalah 7,25% (Media massa : Kompas, edisi 11 April 2005). Syarat minimum DCF adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga pinjaman bank.

Dari hasil analisa ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik Hidrogen Peroksida dari Isopropanol dan Oksigen dengan kapasitas 25.000 ton / tahun ini layak dan menarik untuk didirikan.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D, “ *Chemical Engineering Cost Estimation* “, Mc GrawHill Book Co. Inc, New York, 1954.
- Biro Pusat Statistik, “ *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia* “, Edisi April, Jakarta, 1993.
- Brown, G.G, “ *Unit Operation* “, 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1978.
- Brownell, L.E and Young, E.H, “ *Process Equipment Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1983.
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, “ *Chemical Equipment Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1983.
- Coulson. J.J and Richardson, J.F, “ *Chemical Equipment Design* “, vol 6, Pergamon Press, Oxford, 1983.
- Faith, Keyes & Clark, “ *Industrial Chemicals* ” ,4th ed. John Wiley and Sons, Inc., New York, 1955.
- Gilbert F. Froment and Kenneth B. Bischoff, “ *Chemical Reactor Analysis and Design* “, John Wiley and Sons, Inc., New York, 1979.
- Hill, C.G. “ *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York. 1996.
- Kern, D.Q, “ *Process Heat Transfer* “, Mc GrawHill Book Co. Ltd, New York, 1985.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., “ *Encyclopedia Of Chemical Technology* “ , 2th ed. Vol 2, John Wiley and Sons, Inc, New York, 1960.
- Ludwig, E.E, “ *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* “, 2nd ed, vol 1, 2, 3., Gulf Publishing Company, 1984.
- Mc Cabe, W.L, Smith, J.C, and Harriot, P., “ *Unit Operation of Chemical Engineering* “, 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Singapore, 1985.
- Mc Ketta, J.J and Cunningham, W.A, “ *Encyclopedia of Chemical Processing and Design* “, vol 1, Marcell Decker. Inc, New York, 1975.



- Octave Levenspiel, " Chemical Reaction Engineering " , 3th ed, John Wiley & Sons, New York
- Perry, R.H and Chilton, C.H, " *Chemical engineering's Hand Book* " , 7th ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Peters, M.S and Timmerhouse, K.D, " *Plant Design Economic's for Chemical engineering's* " , 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York, 1981
- Rase, H.F and Barrow, M.H, " *Chemical Reactor Design for Process Plant* " , John wiley and Sons. Inc, New York, 1957.
- Sheppard T. Powell, " *Water Conditioning for Industry* " , first ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Smith, J.M, 1973, " *Chemical Engineering Kinetic's* " , 3rd ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Smith, J.M and Van Ness, H.C, " *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic's* " , 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York
- Treyball, " *Mass Transfer Operation's* " , 3rd ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo, 1979.
- Ulrich, G.D, 1984, " *A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic's* " , John Wiley and Sons. Inc, New York, 1984. ,
- Wallas, Stenley, M., " *Chemical Process Equipment Selection and Design* " , Mc GrawHill Book Co., Tokyo, 1991.



REAKTOR

Tugas : Mereaksikan $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH} + \text{O}_2 \longrightarrow (\text{CH}_3)_2\text{CO} + \text{H}_2\text{O}_2$
dengan kecepatan umpan $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ sebesar 4642.008 kg/jam
dan umpan O_2 sebesar 2475.7376 Kg/jam.

Jenis : Reaktor Gelembung.

Kondisi Operasi : T = 130 ° C

P = 1 atm

Konversi (x) = 60 % (US. Patent 2,869,989).

Persamaan Reaksi :



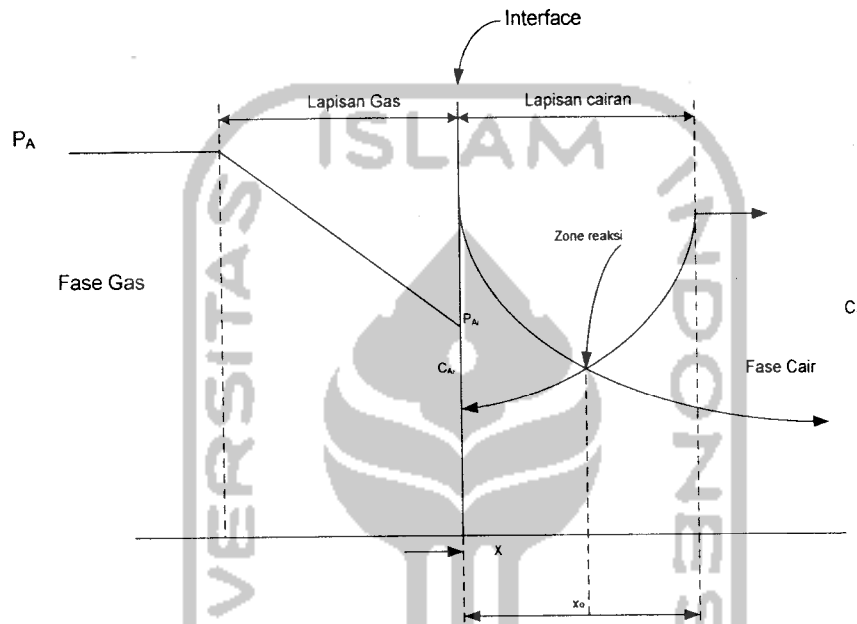
Neraca Massa Reaktor :

Komponen	Input		Komponen	Output	
	(Kmol/jam)	(Kg/jam)		(Kmol/jam)	(Kg/jam)
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	77.3668	4642.008	$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	30.9467	1856.802
H_2O	171.9262	3094.672	$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	46.4201	2692.3658
O_2	77.3668	2475.7376	H_2O	171.9262	3094.672
			O_2	23.2100	742.7208
			Uap; O_2	7.7367	247.5736
			H_2O_2	46.4201	1578.2828
Total		10212.4176	Total		10212.4176



Mekanisme Reaksi :

Kecepatan Reaksi Kimia Intermediate (“Intermediate Reaction”).



Gas A berdifusi ke bidang batas melalui lapisan gas dan terus berdifusi ke lapisan cairan. Karena kecepatan reaksi kimia kurang cepat, maka A yang belum bereaksi dengan B di lapisan cairan, akan terus berdifusi masuk ke dalam larutan dan bereaksi dengan B di fase larutan. Jadi kecepatan reaksi heterogen ditentukan oleh kecepatan perpindahan massa gas A melalui lapisan gas, melalui lapisan cair difusi masuk ke dalam larutan serta reaksi kimia seperti gambar diatas.

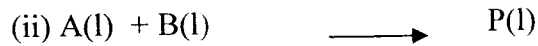
Dimana:

P_A = Konsentrasi bahan didalam fase gas yang dinyatakan dengan tekanan.

P_{Ai} = Konsentrasi bahan didalam interface yang dinyatakan dengan tekanan.

C_{Ai} = Konsentrasi bahan didalam zat cair.

C_B = Konsentrasi bahan didalam cairan. (O.Levenspiel.P.413-415)



(i) Zat A tidak dapat langsung bereaksi dengan zat B, zat A mengubah dahulu ke dalam fase cairan agar dapat bereaksi dengan zat B cair

(ii) Reaksi terjadi pada kondisi A cair dan B cair sehingga terbentuk produk(P)

- Difusi gas A ke interface

$$r_A = K_{Ag} \cdot a_i \cdot (C_{Ag} - C_{Aig}) \quad \dots(1)$$

- Kestimbangan gas cair pada interface

$$C_{Aig} = H_A \cdot C_{Ail} \quad \dots(2)$$

- Difusi gas A dari interface ke cair

$$r_A = K_{AL} \cdot a_i \cdot (C_{Ail} - C_{AL}) \quad \dots(3)$$

- Reaksi kimia dalam fase cair

$$r_A = k \cdot C_{AL} \cdot C_{BL} \quad \dots(4)$$

- Reaksi keseluruhan

$$r_A = k_o \cdot C_{Ag} \quad \dots(5)$$

- Persamaan (1) menjadi (1a) :

$$\frac{r_A}{K_{Ag} \cdot a_i} + C_{Aig} = C_{Ag} \quad \dots(1a)$$



- Persamaan (2) menjadi (2a)

$$\frac{CA_{ig}}{HA} = CA_{il} \quad \dots(2a)$$

- Persamaan (3) menjadi (3a)

$$\frac{rA}{KAL \cdot ai} - CA_{il} = -CAL \quad \dots(3a)$$

- Persamaan (5) menjadi (5a)

$$\frac{rA}{ko} = CA_{g} \quad \dots(5a)$$

- Persamaan (1a) menjadi

$$\frac{rA}{KAg \cdot ai} + CA_{ig} = \frac{rA}{ko}$$

- Persamaan (3a) menjadi :

$$\frac{rA}{KAL \cdot ai} - \frac{CA_{ig}}{HA} = - \frac{rA}{k \text{ CBL}}$$

$$\frac{CA_{ig}}{HA} = \frac{rA}{KAL \cdot ai} + \frac{rA}{k \text{ CBL}}$$



$$CA_{ig} = HA \times [(r_A / KAL \cdot a_i) + (r_A / k_{CBL})]$$

$$CA_{ig} = [(HA \cdot r_A / KAL \cdot a_i) + (HA \cdot r_A / k_{CBL})]$$

disubstitusikan kepersamaan (1a)

$$\frac{r_A}{KAg \cdot a_i} + [(HA \cdot r_A / k_{CBL}) + (HA \cdot r_A / KAL \cdot a_i)] = r_A / k_o$$

$$\frac{r_A}{KAg \cdot a_i} [(1 / KAg \cdot a_i) + (HA / k_{CBL}) + (HA / KAL \cdot a_i)] = r_A / k_o$$

$$\frac{1}{k_o} = \frac{1}{KAg \cdot a_i} + \frac{HA}{k_{CBL}} + \frac{HA}{KAL \cdot a_i}$$

Keterangan :

- r_A = kecepatan reaksi A
- KAg = koefisien transfer massa fase gas
- KAL = koefisien transfer massa fase cair
- a_i = luas kontak gas dan cairan
- CAL = konsentrasi A di bulk cairan
- CBL = konsentrasi B di bulk cairan
- HA = konstanta Henry

➤ Mencari Viskositas campuran cairan (μL)



$$\ln \mu_L = \sum W_i \times \ln \mu_i$$

(Perry, 1982)

Dimana :

$$W_i = \text{Fraksi massa} ; W_i \text{ C}_3\text{H}_8\text{O} = 0.60000 \quad ; \mu \text{ C}_3\text{H}_8\text{O} = 0.19$$

$$W_i \text{ O}_2 = 0.40000 \quad ; \mu \text{ O}_2 = 0.0123$$

$$\ln \mu_L = 0.60000 \times \ln 0.19 + 0.40000 \times \ln 0.0123$$

$$\ln \mu_L = -2.7557 \text{ cp}$$

$$\mu_L = 0.0636 \text{ cp}$$

➤ Mencari Densitas campuran cairan (ρ_L).

$$\rho_L = \sum_1^n X_i \cdot \rho_i$$

Dimana:

$$X_i = \text{Fraksi massa}$$

$$\rho_L = (0.60000 \times 273) + (0.40000 \times 322)$$

$$= 292.6 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 0.2926 \text{ g/cm}^3$$

➤ Menghitung Tegangan muka cairan (σ_L)

$$\sigma_L = P_c^{2/3} \cdot T_c^{1/3} \cdot 0.3993 (1 - Tr)^{0.4}$$

(Coullson, 1983)

$$= (164.6918)^{2/3} \cdot (604.0170)^{1/3} \cdot 0.3993 (1 - 0.6672)^{0.4}$$

$$= 65.3103 \text{ Dyne/cm}$$

➤ Mencari Densitas campuran gas (ρ_g)

P B M

$$\rho_g = \frac{P}{Z R T}$$

Z R T



$$(1 \text{ atm}) \times (32 \text{ gr/grmol})$$

$$= \frac{\quad}{\quad}$$

$$1 \times (82.05606 \text{ atm cm}^3/\text{gmol K}) \times 403 \text{ K}$$

$$= 0.0010 \text{ gr/cm}_3$$

$$= 1.0 \text{ kg/m}_3$$

$$= 0.001 \text{ gr/cc}$$

➤ Mencari Viskositas gas (μg)

$$\mu\text{g} = 1 \times 0.025$$

$$= 0.025 \text{ cp}$$

$$= 2.5 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

$$= 2.5 \times 10^{-4} \text{ gr/cm s}$$

➤ Menghitung Tegangan muka gas (σ_g)

$$\sigma_g = P_c^{2/3} \cdot T_c^{1/3} \cdot 0.3993 (1 - Tr)^{0.4}$$

(Coullson, 1983)

$$= (49.7705)^{2/3} \cdot (154.50)^{1/3} \cdot 0.3993 (1 - 2.6084)^{0.4}$$

$$= 35.0611 \text{ Dyne/cm}$$

➤ Mencari konstanta Henry (HA)

$$P_a = H_A \times X_A$$

Dimana :

$$P_a = \text{Tekanan parsial gas O}_2$$



HA = Konstanta Henry

$$P_a = Y_i \times P_i$$

$$= 1 \times 760 \text{ mmhg}$$

$$= 760 \text{ mmhg}$$

$$X_A = \text{Fraksi mol gas O}_2 = 1 = 100 \%$$

$$= \frac{100}{32}$$

$$\frac{100}{32}$$

$$= 1$$

$$H_A = P_a / X_A$$

$$= \frac{760 \text{ mmhg}}{1}$$

$$1$$

$$= 760 \text{ mmhg}$$

$$= (760 \text{ mmhg}) \times \frac{(1 \times 760) \times (298 / 403)}{760}$$

$$= 561.9851 \text{ mmhg}$$

$$= 0.7394 \text{ atm}$$

➤ Mencari Difusivitas gas ke dalam cairan (D_{AL}).

$$D_{AL} = \frac{7.4 \times 10^{-8} \cdot T (\Theta \cdot BM)^{1/2}}{\mu L \cdot V_A^{0.6}}$$

(Perry, P.139)

Dimana:

DAL = Difusifitas gas dalam cairan, cm/s

T = Suhu absolut cairan, K = 323 °K



Θ = Parameter cairan = 1

BM = Berat molekul cairan = 60 gr/gmol

μ_L = Viskositas cairan, $C_p = 0.0636$ Cp

V_A = Volume molar gas pada titik didih normal, cm^3/gmol

$$\begin{aligned} V_A &= 0.285 \times V_c^{1.048} \\ &= 0.285 \times (220)^{1.048} \\ &= 81.2276 \text{ cm}^3/\text{gmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_{AL} &= \frac{7.4 \times 10^{-8} \cdot 403 \cdot (1 \times 60)^{1/2}}{0.0636 \times (81.2276)^{0.6}} \\ &= 2.5962 \times 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s} \\ &= 2.5962 \times 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s} \end{aligned}$$

➤ Mencari konsentrasi $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}$ (C_B)

mol $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}$ masuk

$C_B =$ _____

Volume bahan cair masuk

4642.008 kg/jam

$V =$ _____

0.2926 kg/lt

= 15.8647 m^3/jam



$$77.3668 \text{ kmol/jam}$$

$$CB = \frac{\quad}{\quad}$$

$$15.8647 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 4.8767 \text{ kmol/m}^3$$

$$= 4.8767 \text{ gmol/l}$$

$$= 4.8767 \times 10^{-3} \text{ gmol/cm}^3$$

$$77.3668 \text{ kmol/jam}$$

$$L = \frac{\quad}{\quad}$$

$$4.8767 \text{ kmol/m}^3$$

$$= 15.8646 \text{ m}^3/\text{jam}$$

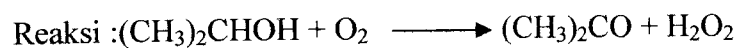
$$= 4.4068 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 4.4068 \times 10^3 \text{ cm}^3/\text{s}$$

- Menentukan konstanta kecepatan reaksi (k)

Untuk menentukan harga k dengan menggunakan pendekatan persamaan Arrhenius:

$$K = A e^{-E/RT}$$



Factor tumbukan di estimasikan dengan teori tumbukan : (Collision theory)

$$\text{➤ } A = N_0 \sigma_{AB}^2 \left(\frac{8RT}{\pi} \frac{M_A + M_B}{M_A \times M_B} \right)^{0.5}$$

Dimana:



$$N_0 = \text{bilangan Avogadro} = 6.023 \times 10^{23} \text{ molecullas / gmol}$$

$$M_A = \text{berat molekul A (isopropanol)} = 60 \text{ gr/grmol}$$

$$M_B = \text{berat molekul B (oksigen)} = 32 \text{ gr/grmol}$$

$$R_g = \text{konstanta gas} = 8.3 \times 10^7 \text{ erg/gmol K}$$

$$\sigma_{AB} = \text{collision diameter (cm)}$$

$$\sigma_{AB} = (\sigma_A \times \sigma_B)^{0.5}$$

$$\sigma_A = \sigma \text{ isopropanol} = 4.549 \text{ \AA}$$

$$\sigma_B = \sigma \text{ oksigen} = 3.467 \text{ \AA}$$

$$\sigma_{AB} = (\sigma_A \times \sigma_B) = (4.549 + 3.467)$$

$$= 8.016 \text{ \AA}$$

$$= 8.016 \times 10^{-8} \text{ cm}$$

$$A = 6.023 \text{ E}+23 \times (8.016 \times 10^{-8})^2 \times (8 \times 3.14 \times 8.3 \times 10^7 \times 403 \times (60 + 32))^{0.5}$$

$$\frac{\quad}{(60 \times 32)}$$

$$= 7.7656 \times 10^{14} \text{ cm}^3/\text{mol s}$$

$$= 7.7656 \times 10^{11} \text{ L/mol s}$$

$$\Delta H_R = H_f \text{ produk} - H_f \text{ reaktan}$$

$$= (-248.4 - 187.78) - (-318.1 - 0)$$

$$= -118 \text{ kJ/mol}$$

$$= -28221.7973 \text{ cal/mol}$$

$$E_a = 11.5 - 0.25 \times (-28.2218) \text{ kcal/mol}$$

$$= 18.5545 \text{ kcal/mol}$$

$$= 18555.45 \text{ cal/mol}$$

$$k = A e^{-E/RT}$$



$$= 7.7656 \times 10^{14} \times e^{-18555.45 / (1.987 \times 403)}$$

$$= 67078.9221 \text{ cm}^3/\text{mol s}$$

➤ Mencari koefisien transfer massa (K_{AL})

$$K_{AL} = 0.42 \frac{(\mu L \text{ g})^{1/3}}{\rho L} (\rho L D_{AL})^{1/2} \quad (\text{Froment Bischoff, P.646})$$

Dimana:

$$\mu L = 0.0636 \text{ cp} = 6.36 \times 10^{-5} \text{ kg/m s} = 6.36 \times 10^{-4} \text{ g/cm s}$$

$$\rho L = 0.2926 \text{ gr/cm}^3$$

$$D_{AL} = 2.5962 \times 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$K_{AL} = \frac{0.42 (6.36 \times 10^{-4} \times 980)^{1/3} \times (0.2926 \times 2.5962 \times 10^{-4})^{1/2}}{0.2926 \times 6.36 \times 10^{-4}}$$

$$= 0.1868 \text{ cm/s}$$

➤ Parameter M

$$M = \frac{k C_B D_{AL}}{K_{AL}^2}$$

$$= \frac{67078.9221 \times 4.8767 \times 10^{-3} \times 2.5962 \times 10^{-4}}{(0.1868)^2}$$

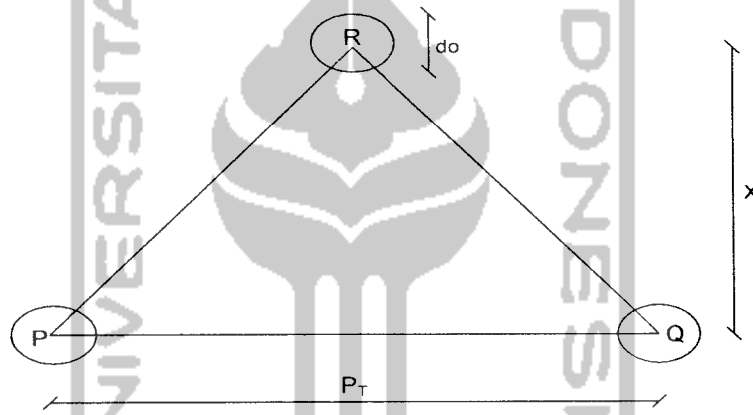
$$= 2.4339$$

Berdasarkan nilai M diketahui bahwa $0.0004 < M < 4$ maka kecepatan reaksi ditentukan oleh difusi dan reaksi kimia (O. Levenspiel P 534).

Perhitungan Orifice

Dipilih alat berupa perforated plate dengan susunan Triangular Pitch, dengan pertimbangan:

1. Jumlah lubang tiap satuan luas lebih besar daripada susunan square pitch.
2. Ukuran reaktor menjadi kecil dan turbulensi menjadi lebih terjamin.



do = diameter orifice (antara 1.5-3mm) = (1/16-1/8 in)

P_T = Pitch, jarak antara pusat lubang = $2 \times do$

Dipilih do 3mm $= 2 \times 3\text{mm} = 6\text{mm} = 6 \times 10^{-3}\text{m}$

Jarak antar pusat lubang dibuat relatif besar untuk menjaga agar tidak terjadi gangguan gelembung yang terbentuk dari orifice sebelahny. (Treyball, 1988).

Pada orifice susunan Triangular Pitch, diperoleh hubungan :

$$\left(\frac{1}{2} P_T\right)^2 + X^2 = P_T^2$$

$$X^2 = \frac{3}{4} P_T^2$$

$$\text{Luas } \Delta PQR = P_T (X/2)$$

$$= \frac{1}{4} \sqrt{3} P_T^2$$



$$\begin{aligned}\text{Luas lubang } \Delta PQR &= 3.1/6.1/4.\pi.do^2 \\ &= \pi/8.do^2\end{aligned}$$

Luas Plate yang diperlukan tiap lubang (A_n).

$$A_n = \frac{\text{luas 1 lubang} \times \text{luas } \Delta PQR}{\text{luas lubang } \Delta PQR}$$

$$A_n = \frac{\pi/4 . do^2 . 1/4 \sqrt{3} PT^2}{\pi . 8 . do^2}$$

$$= 1/2 \sqrt{3} PT^2$$

$$= 1/2 . \sqrt{3} . (6 \times 10^{-3})$$

$$= 3.1177 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

Luas Penampang 1 lubang orifice (A_o).

$$A_o = \pi/4 . do^2$$

$$= 3.14/4 . (3 \times 10^{-3})^2$$

$$= 7.07 \times 10^{-6} \text{ m}^2$$

kecepatan gelembung yang lepas dari orifice (V_o) umumnya berkisar pada 0.5 -1 ft/s

(Treyball, 1988)

$$V_o = 0.5 \text{ ft/s} = 0.1524 \text{ m/s}$$

Perancangan perhitungan perforated plate

➤ Kecepatan volumetric gas masuk reactor:

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



$$T = 403 \text{ K}$$

$$P V = Z n R T$$

$$1 \times 82.057 \text{ atm cm}^3/\text{gmol K} \times 403 \text{ K}$$

$$V = \frac{\quad}{\quad}$$

$$\begin{aligned} F_{vg} &= 33068.971 \text{ cm}^3/\text{gmol} \times 77.3668 \times 10^3 \text{ gmol/jam} \\ &= 2558440466 \text{ cm}^3/\text{jam} \\ &= 710677.9072 \text{ cm}^3/\text{s} \\ &= 2558.4405 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 7.1068 \times 10^{-1} \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

➤ Diameter gelembung

$$D_g = \frac{(6 d_o \sigma_g g_c)^{1/3}}{g \Delta \rho}$$

dimana:

$$d_o = 3 \text{ mm} = 0.3 \text{ cm}$$

$$g_c = 1 \text{ gr cm/ dyne sec}^2$$

$$\Delta \rho = \rho_L - \rho_g$$

$$= (0.2926 - 0.001) \text{ gr/cm}^3$$

$$= 0.2916 \text{ gr/cm}^3$$

$$\sigma_g = 35.0611 \text{ dyne/cm}$$

$$D_g = \frac{(6 \times 0.3 \text{ cm} \times 35.0611 \text{ dyne/cm} \times 1 \text{ gr/dyne sec}^2)^{1/3}}{980 \text{ cm/s}^2 \times 0.2916 \text{ gr/cm}^3}$$

$$980 \text{ cm/s}^2 \times 0.2916 \text{ gr/cm}^3$$



$$= 0.6045 \text{ cm}$$

$$= 6.045 \text{ E-03 in}$$

ukuran gelembung akan menghasilkan suatu sistem yang stabil, jika:

$$D_g < 0.078 (\sigma_g / (\rho L - \rho g))^{1/2}$$

$$D_g < 0.078 (35.0611 \text{ dyne/cm}^3 / 0.2916 \text{ gr/cm}^3)^{1/2}$$

$$D_g < 0.8553 \text{ cm}$$

$$0.6045 \text{ cm} < 0.8553 \text{ cm}$$

karena harga $D_g < 0.8553 \text{ cm}$ maka akan menghasilkan sistem yang stabil

➤ Terminal velocity

$$MC = \left[\frac{2\sigma g}{\rho L \cdot dg} + \frac{g \cdot dg}{2} \right]^{1/2}$$

$$= \left[\frac{2 \times 35.0611 \times 1}{0.2926 \times 0.6045} + \frac{9.8 \times 0.6045}{2} \right]^{1/2}$$

$$= 26.3183 \text{ cm/s}$$

$$= 0.2634 \text{ m/s}$$

➤ Luas lubang orifice

$$a_o = (\phi / 4) \times d_o^2$$

$$= (3.14 / 4) \times 0.3 \text{ cm}^2$$

$$= 0.07065 \text{ cm}^2$$



- Volume gelembung

$$\begin{aligned}V_g &= (\phi / 6) \times d_g^3 \\ &= (3.14 / 6) \times 0.6045^3 \text{ cm}^3 \\ &= 0.1156 \text{ cm}^3\end{aligned}$$

- Jumlah gelembung total per detik

$$\begin{aligned}N_g &= F_{vg} / v_g \\ &= \frac{710677.9072 \text{ cm}^3/\text{s}}{0.1156 \text{ cm}^3} \\ &= 6147732.761 \text{ buah / s}\end{aligned}$$

- Kecepatan gas keluar tiap lubang orifice

$$\begin{aligned}Q_t &= (\phi/6 \times d_g^3 \times g^{3/5}) / (1.378)^{5/6} \\ &= (3.14/6 \times (0.6045)^3 \times 980^{3/5}) / (1.378)^{5/6} \\ &= 5.2294 \text{ cm}^3/\text{s}\end{aligned}$$

- Jumlah lubang Orifice yang diperlukan (No)

$$\begin{aligned}N_o &= F_{vg} / Q_t \\ &= 710677.9072 \text{ cm}^3/\text{s} / 5.2294 \text{ cm}^3/\text{s} \\ &= 135900.468 \text{ buah}\end{aligned}$$

- Jumlah gelembung total per detik (untuk satu lubang orifice)

$$\begin{aligned}N_{gt} &= Q_t / V_g \\ &= 5.2294 \text{ cm}^3/\text{s} / 0.1156 \text{ cm}^3 \\ &= 45.2370 / \text{sec}\end{aligned}$$



- Kecepatan gas keluar untuk seluruh lubang

$$\begin{aligned}V_{gt} &= Q_t \times N_o \\ &= 5.2294 \text{ cm}^3/\text{s} \times 135900.468 \text{ buah} \\ &= 710677.9074 \text{ cm}^3/\text{s}\end{aligned}$$

- Luas lubang overall

$$\begin{aligned}A_o &= N_o \times a_o \\ &= 135900.468 \times 0.07065 \text{ cm}^2 \\ &= 9601.3681 \text{ cm}^2 \\ &= 0.9601 \text{ m}^2\end{aligned}$$

- Rasio luas lubang dengan luas perforated plate (A_f)

$$\begin{aligned}A_o / A_f &= 0.907 (d_o / PT)^2 \\ A_o / A_f &= 0.907 (0.3 / 0.6)^2 \\ &= 0.2267\end{aligned}$$

- Diameter perforated plate

$$D_f = (4 A_{plate} / \phi)^{0.5}$$

$$D_{orifice} = 0.3 \text{ cm}$$

$$\text{Luas lubang } (a_o) = 0.07065 \text{ cm}^2$$

Bila C = jarak center to center dari lubang

$$= 1.1 \times D_{orifice} = 1.1 \times 0.3 \text{ cm} = 0.33 \text{ cm}$$

maka luas yang dibutuhkan untuk tiap 1 lubang orifice:

$$\begin{aligned}A_{\text{hole}} &= 0.866 C^2 \\ &= 0.866 \times (0.33)^2 \\ &= 0.0943 \text{ cm}^2\end{aligned}$$



untuk 135900.468 buah lubang dibutuhkan luas perforated plate:

$$\begin{aligned} A_{\text{plate}} &= 135900.468 \times 0.0943 \\ &= 12815.4141 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_f &= (4 \times A_{\text{plate}} / 3.14)^{0.5} \\ &= 127.7708 \text{ cm} \\ &= 1.2777 \text{ m} \end{aligned}$$

➤ Superficial gas velocity

$$\begin{aligned} F_{\text{sg}} &= f_{\text{vg}} / A \\ &= 710677.9072 \text{ cm}^3/\text{s} / \frac{1}{4} \times 3.14 \times (378.5184)^2 \\ &= 6.3187 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

➤ Gas hold up

$$\begin{aligned} \Sigma &= F_{\text{sg}} / (F_{\text{sg}} + M_c) \\ &= 6.3187 \text{ cm/s} / (6.3187 \text{ cm/s} + 21.2167 \text{ cm/s}) \\ &= 0.2295 \end{aligned}$$

➤ Luas interface

$$\begin{aligned} a_i &= (6 \times \Sigma) / d_g \\ &= (6 \times 0.2295) / 0.6045 \text{ cm} \\ &= 2.2779 / \text{cm} \end{aligned}$$

➤ Menentukan kecepatan massa oksigen (FAo)

$$\begin{aligned} F_{\text{Ao}} &= 77.3668 \text{ kmol/jam} \\ &= 21.4908 \text{ mol/s} \end{aligned}$$



➤ Menentukan konstanta kecepatan reaksi overall

$$\frac{1}{k_o} = \frac{1}{k_{Ag} a_i} + \frac{HA}{k_{C_{BL}}} + \frac{HA}{k_{AL} a_i}$$

$$k_{Ag} = \frac{JD \partial \sqrt{\Delta p}}{(\mu / \rho L D_{AL})^{2/3} \times PT}$$

$$JD = 0.11 \times Re_o^{0.29}$$

➤ Menentukan V_{go}

$$V_{go} = \left[\frac{20 \times (\sigma \times do)^5}{9 \times (\rho \times L \times p_g)^2 \times p_L} \right]^{1/6} \times (4 / \rho \times do^2)$$

$$= \left[\frac{20 \times (35.0611 \times 0.3)^5}{980 \times (0.2916)^2 \times 0.2926} \right]^{1/6} \times 4 / (3.14 \times (0.3)^2)$$

$$= 97.3127 \text{ cm/s}$$

$$Re_o = \frac{\rho \times V_{go} \times do}{\mu}$$

$$= \frac{0.0011 \times 97.3127 \times 0.3}{\mu}$$

$$= 2.5 \times 10^{-4}$$

$$= 116.7752$$

$$JD = 0.11 \times Re_o^{-0.29}$$

$$= 0.11 \times 116.7752^{-0.29}$$

$$= 0.02766$$

$$k_{Ag} = (0.02766 \times 65.3103 \times \sqrt{0.2916}) / (6.36 \times 10^{-4} / 0.2916^2) \times 2.5962 \times 10^{-4})^{2/3} \times 1$$



$$= 0.23605 \text{ gr/cm}^3 \text{ s atm}$$

$$\frac{1}{k_o} = \frac{1}{k_{Ag} a_i} + \frac{H_A}{k C_{BL}} + \frac{H_A}{k_{Al} a_i}$$

$$= \left(\frac{1}{(0.23605 \times 2,2779)} \right) + \left(\frac{0.7394}{(67078.924 \times 48267 \times 10^{-3})} \right) + \left(\frac{0.7394}{(0.1868 \times 2,2779)} \right)$$

$$1 / k_o = 2.7200603$$

$$k_o = 0.3676$$

➤ Menentukan konsentrasi Oksigen mula-mula

X_A = konversi atas dasar O_2

$$n_{O_2} = 77.3668 \text{ kmol/jam}$$

$$n_T = 326.6598 \text{ kmol/jam}$$

$$y_A = n_{O_2} / n_T$$

$$= 77.3668 / 326.6598$$

$$= 0.2368$$

$$C_{Aog} = y_A \times (P/R T)$$

$$= 0.2368 \times (1 \text{ atm} / (0.08206 \text{ L atm/mol K} \times 403 \text{ K}))$$

$$= 0.007160 \text{ mol/l}$$

➤ Menentukan volume reactor

$$V = -F_{A0} / (k_o \times C_{Ag}) \times \ln(1 - X_A)$$

$$= -21.4908 \text{ mol/s} / (0.3676 \times 0.007160) \times \ln(1 - 0.6)$$

$$= 7481.6889 \text{ lt}$$



$$= 7.4817 \text{ m}^3$$

➤ Vliquid-gas

$$V_{lg} = V_R / 1 - \Sigma$$

$$= 7481.6889 \text{ lt} / (1 - 0.2295) \text{ m}^3$$

$$= 9710.1738 \text{ lt}$$

$$= 9.7102 \text{ m}^3$$

Dimensi reactor

➤ Volume reactor

Over design 20 % volume reactor

$$V_R = 1.2 \times V_{lg}$$

$$= 1.2 \times 9.7102 \text{ m}^3$$

$$= 11.6522 \text{ m}^3$$

➤ Mencari tinggi dan diameter reactor dihitung berdasarkan volume over design

Bentuk reactor dipilih silinder tegak dengan H : D = 2 : 1

$$V_R = \phi / 4 \times D_R \times H_R$$

$$D_R = \sqrt[3]{4 V_R / 2 \phi}$$

$$= \sqrt[3]{(4 \times 11.6522 \text{ m}^3 / 2 \times 3.14)}$$

$$= 1.9506 \text{ m}$$

$$= 195.06 \text{ cm}$$

$$H_R = 2 D_R$$

$$= 2 \times 1.9506 \text{ m}$$

$$= 3.9012 \text{ m}$$

jadi diameter reactor = 1.9506 m



tinggi reactor = 3.9012 m

- Menentukan jarak perforated plate dengan dinding reactor

$$D_R = D_f + 2 ID$$

$$1.9506 \text{ m} = 1.2777 \text{ m} + 2 ID$$

$$ID = 0.3364 \text{ m}$$

- Menentukan waktu tinggal gelembung dalam cairan

$$T_{gc} = HR / MC$$

$$= 3.9012 \text{ m} / 0.203183 \text{ m/s}$$

$$= 14.8231 \text{ s}$$





Pressure Drop

- Pressure drop gas melalui Orifice (ΔP_o).

$$\Delta P_o = 0.5 \cdot \rho_g \cdot V_o^2 \cdot C_o [0.4(1.25 - A_o / A_f) + 4Lf / d_o [1.25 - A_o / A_f]^2]$$

Dimana:

$$\rho_g = 1 \text{ kg/m}^3$$

$$V_o = (0.1524)^2 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$Re_o = 116.7752$$

$$\begin{aligned} C_o &= 1.09 (d_o/L)^{0.25} \\ &= 1.09 (0.03 / 4.4068 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s})^{0.25} \\ &= 1.7607 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 16 / Re_o \\ &= 16 / 116.7752 \\ &= 0.1370 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_o &= 0.5 \times (1 \text{ kg/m}^3 \times (0.1524)^2 \text{ m}^2/\text{s}^2 \times 1.7607 \times [0.4 \times (1.25 - 0.2267) + \\ &\quad (4 \times (4.4068 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \times 0.1370) / 0.03 \text{ m}) \times [1.25 - 0.22672] \\ &= 0.0101 \text{ kg / ms}^2 \\ &= 0.0101 \text{ Pa} \end{aligned}$$

- Pressure drop gas untuk mengatasi tegangan muka (ΔP_σ).

$$\begin{aligned} \Delta P_\sigma &= \frac{6 \times \sigma L}{dB} \\ &= \frac{6 \times 0.0653103 \text{ N / m}}{6.045 \times 10^{-3} \text{ m}} \\ &= 64.8241 \text{ N/m}^2 = 64.8241 \text{ Pa} \end{aligned}$$



- Pressure drop untuk mengatasi tegangan Hidrostatik (ΔP_h).

$$\begin{aligned}\Delta P_h &= \rho g \cdot h \\ &= 1 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5.8613 \text{ m} \\ &= 57.4407 \text{ kg/ms}^2 \\ &= 57.4407 \text{ Pa}\end{aligned}$$

Pressure Drop Total (ΔP_t)

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= \Delta P_o + \Delta P_\sigma + \Delta P_h \\ &= 0.0101 + 64.8241 + 57.4407 \\ &= 122.2749 \text{ Pa} \\ &= 0.001223 \text{ atm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{in} &= P_{\text{operasi}} + \Delta P_{\text{total}} \\ &= 1 + 0.001223 \\ &= 1.001223 \text{ atm}\end{aligned}$$

Sehingga susunan Orifice Triangular Pitch sebagai berikut :

- Diameter Orifice = $3 \times 10^{-3} \text{ m}$
- Diameter gelembung = $6.045 \text{ E-}03 \text{ m}$
- Jumlah Orifice = 135900.468 buah
- Kecepatan terminal gelembung = 0.2632 m/s
- Waktu tinggal gelembung = 14.8231 s
- Pressure Drop = 0.001223 atm



Perancangan Tebal Dinding dan Head

➤ Tebal Dinding Reaktor.

Persamaan yang dipakai adalah ;

$$t_s = \frac{Pd \cdot r_i}{(f \cdot E) - (0,6 \cdot Pd)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

dengan :

- t_s = Tebal dinding minimum, inch.
 Pd = Tekanan desain = $1,25 \times 14,7 \text{ Psi} = 18,375 \text{ Psi}$
 f = Max allowable stress
 E = Efisiensi sambungan
 C = Faktor korosifitas = $1/8 \text{ " } = 0,125 \text{ inch}$
 r_i = Jari-jari dalam reaktor = $0,9753 \text{ m} = 38,3976 \text{ inch}$

bahan yang dipakai adalah Carbon Steel SA-285 Grade C, yang mempunyai nilai :

$$f = 13250 \text{ Psi}$$

$$E = 0,85$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{18,375 \text{ Psi} \times 38,3976 \text{ inch}}{(13250 \text{ Psi} \times 0,85) - (0,6 \times 18,375 \text{ Psi})} + 0,125 \\
 &= 0,4735 \text{ cm} = 0,1864 \text{ inch}
 \end{aligned}$$



➤ Tebal Head

Dipilih jenis Torispherical Dished Head,

Persamaannya adalah :

$$th = \frac{0,885 \cdot Pd \cdot ri}{(f \cdot E) - (0,1 \cdot Pd)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

dengan :

$$ri = OD = ID + 2t$$

$$ID = 0,3364 \text{ m} = 13,2441 \text{ inch}$$

$$ri = ID + 2t = 13,2441 + (2 \times 0,1864) \\ = 13,6169 \text{ inch}$$

Sehingga :

$$th = \frac{0,885 \times 18,375 \times 13,6169}{(13250 \times 0,85) - (0,1 \times 18,375)} + 0,125 \\ = 0,1439 \text{ inch} = 0,3656 \text{ cm}]$$

➤ Tinggi head

$$Hh = OD / 2$$

$$Hh = (D_R + 2 ts) / 2$$

$$= [195,06 + (2 \times 0,4735)] \text{ cm} / 2$$

$$= 98,0035 \text{ cm} = 0,98 \text{ m}$$

➤ Tinggi reactor total

$$H_{RT} = H_R + (2 Hh)$$

$$= 3,9012 \text{ m} + (2 \times 0,98) \text{ m}$$

$$= 5,8613 \text{ m}$$



NERACA PANAS (REAKTOR)

Panas masuk:

Suhu Umpan masuk reactor = 130 °C ; Suhu referensi= 25 °C

Komponen	Wi (kg/jam)	BMi	mi (kmol/jam)	Cp (kkal/kmol °K)	mi.Cp (kkal/jam)
C ₃ H ₈ O	4642.008	60	77.3668	48.8487	3779.2676
O ₂	2475.7376	32	77.3668	7.2233	558.8436
H ₂ O	3094.672	18	171.9262	8.2046	1410.5886
Total	10212.4176				5748.6998

$$\text{Panas masuk reactor} = (\sum mi \times C_{pi}) \cdot (T_R - T)$$

$$\Delta H_1 = 5748.6998 \cdot (298 - 403)$$

$$= -603613.479 \text{ kkal/jam} \checkmark$$

Panas umpan keluar reactor = 130 °C ; Suhu referensi = 25 °C

Komponen	Wi (kg/jam)	BMi	mi (kmol/jam)	Cp (kkal/kmol °K)	mi.Cp (kkal/jam)
O ₂	990.2944	32	30.9467	7.2233	223.5373
C ₃ H ₆ O	2692.3658	58	46.4201	37.2398	1728.6752
C ₃ H ₈ O	1856.802	60	30.9467	48.8487	1511.7061
H ₂ O	3094.672	18	171.9262	8.2046	1410.5857
H ₂ O ₂	1578.2828	34	46.4201	22.3338	1036.7372

Total

5911.2415



$$\text{Panas keluar reactor} = (\sum m_i \cdot C_{pi}) \cdot (T - T_R)$$

$$\begin{aligned} \Delta H_2 &= 5911.2415 \cdot (403 - 298) \\ &= 620680.3575 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas Reaksi :



$$\Delta H_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOH} = -318.1 \text{ kJ/mol} = -76027.7247 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{O}_2 = 0 \text{ kJ/mol} = 0 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O}_2 = -187.78 \text{ kJ/mol} = -44880.4971 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f (\text{CH}_3)_2\text{CO} = -217.1 \text{ kJ/mol} = -51888.1453 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_R^\circ = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f (\text{CH}_3)_2\text{CO} + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}_2) - (\Delta H_f (\text{CH}_3)_2\text{CHOH} + \Delta H_f \text{O}_2)$$

$$= (-51888.1453 + (-44880.4971)) - (2 \times (-11,04) + (-193,91))$$

$$= -20740.9177 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{R1}^\circ = \Delta H_R^\circ \times \dot{n}_{A0}$$

$$= -20740.9177 \text{ kkal/kmol} \times 77.3668 \text{ kmol/jam}$$

$$= -1604658.432 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Maka } \Delta H_{ci} = \Delta H_1 + \Delta H_{R1}^\circ + \Delta H_2$$

$$= (-603613.479) + (-1604658.432) + (620680.3575)$$



$$= -1587591.554 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{ci} = 1587591.554 \text{ kkal/jam} \quad (\text{Reaksi Eksotermis}).$$

Panas yang harus dibuang $Q_{ci} = 1587591.554 \text{ kkal/jam}$.

Tanda (-) artinya panas yang terbentuk dari reactor $1587591.554 \text{ kkal/jam}$.

Karena panas yang terbentuk sangat besar, maka diperlukan sebuah coil pendingin.

Dianggap panas yang hilang ke sekeliling secara konversi dan radiasi sebesar 2%, dan media pendingin yang digunakan adalah air.

$$\begin{aligned} Q_1 &= 2/100 \times (-1587591.554) \\ &= -31751.8311 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas yang tersisa;

$$\begin{aligned} Q_2 &= Q_{ci} - Q_1 \\ &= 1587591.554 - 31751.8311 \\ &= 1555839.723 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Coil Pendingin

Coil Pendingin berfungsi untuk mempertahankan suhu reaksi tetap pada 130°C , sehingga panas yang dihasilkan diambil dengan coil pendingin yang dilewati air. Air pendingin masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 45°C .

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_R - T_{in}) - (T_R - T_{out})}{\ln\left(\frac{T_R - T_{in}}{T_R - T_{out}}\right)}$$



$$\begin{aligned} &= \frac{(266 - 86) - (266 - 113)}{\ln\left(\frac{266 - 86}{266 - 113}\right)} \\ &= 166.1345 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Sifat fisis air pada $T_f = (30+45)/2 = 37,5 \text{ }^\circ\text{C} = 99,5 \text{ }^\circ\text{F}$

$$C_p = 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$\rho = 993,1075 \text{ kg/m}^3 = 61,9983 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \mu &= 0,688175 C_p = 6,88175 \times 10^{-4} \text{ kg/ms} = 2,47743 \text{ kg/m.jam} \\ &= 1,6648 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan air pendingin (W_{air}).

$$\begin{aligned} W_{air} &= \frac{Q_2}{C_{p_{air}} \cdot \Delta t} \\ &= \frac{1555839.723 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (45 - 30)^\circ\text{C}} \\ &= 103722.6482 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Debit air pendingin (kecepatan volumetric air pendingin)

$$\begin{aligned} Q_{air} &= W_{air} / \rho_{air} \\ &= 103722.6482 \text{ kg/jam} / 993.1075 \text{ kg/cm}^3 \\ &= 104.4425 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1.0251 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$



Pemilihan Jenis Dan Ukuran Coil ;

Jenis dipilih Single Helix, karena mampu mengambil panas reaksi dengan baik.

Ukuran atau Dimensi pipa diambil dari dimensi pipa standar (IPS).

Berdasar ;

Ukuran yang kecil (lebih ekonomis).

Panjang dan spassing yang cukup.

Bank (kelompok coil) yang kecil.

Kecepatan aliran air di dalam tube = 1.5 – 2.5 m/s, dipilih 2.5 m/s = 9000 m/jam

Pressure drop aliran air dalam koil = 10 Psi

Dari table 11, Kern hal 844

IPS = 6 in

OD = 6.625 in = 0.5521 ft

ID = 6.605 in = 0.5504 ft

No sch = 40

Af = 28.9 in² (flow area) = 2.4 ft²

Ao = 1.734 (luas penampang luar)

Ai = 1.590 (luas penampang dalam)

➤ Menentukan kecepatan linier air

$$\begin{aligned}
 V_{\text{air}} &= \frac{Q}{\frac{\pi}{4} ID^2} \\
 &= 1.0251 \text{ ft}^3/\text{s} / \left[\frac{1}{4} 3.14 (0.55042)^2 \text{ ft}^2 \right] \\
 &= 4.3107 \text{ ft/s} = 1.3139 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

jadi terbukti bahwa kecepatan linier air = 4.3107 ft/s < 8 ft/s

➤ Koefisien transfer panas air dalam coil (h_i).

$$h_i = \frac{150x(1 + 0,11.tb).(V_{air})^{0,8}}{(ID)^{0,2}} \quad (\text{Mc. Adam's, Pers 9-19}).$$

$$= \frac{150x(1 + (0,011x99,5).(4.3107)^{0,8}}{(0,5054)^{0,2}}$$

$$= 595.4011 \text{ btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

Koreksi untuk pipa terbentuk coil (Koefisien perpindahan panas dalam coil) (h_{coil}).

$$h_{coil} = h_i (1 + 3,5 ID/DH) \quad (\text{Mc. Adam's, Pers 9-18}).$$

$$DH = \text{Diameter helix} = 0,7 \times \text{diameter reactor}$$

$$= 0,7 \times 1.9506 \text{ m} = 1.3654 \text{ m}$$

$$= 4.4796 \text{ ft}$$

$$h_{coil} = 595.4011(1 + 3,5(0,5054/4.4796)\text{ft})$$

$$= 851.4464 \text{ btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

$$h_{io} = h_{coil} \times ID/OD$$

$$= 851.4464 \times (0,5054/0,5521)$$

$$= 848.8247 \text{ btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

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

$$Gt = \frac{\text{kecepatan aliran massa}}{Af} = \frac{103722.6482 \text{ kg/jam}}{2.4 \text{ ft}^2} = 43217.77008 \text{ kg/j.ft}^2$$

$$= 95278.8736 \text{ lb/j.ft}^2$$



$$\begin{aligned} Re &= \frac{0,5054 \text{ ft} \times 95278.8736 \text{ lb/j.ft}^2}{1,6648 \text{ lb/j.ft}^2} \\ &= 31500.1754 \quad (\text{Turbulen}) \quad (\text{Syarat turbulen } Re > 2100) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= \frac{k}{D_c} \times 0,36 \times Re^{0,55} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{0,333} \\ &= \frac{0,3675}{0,5504} \times 0,36 \times (31500.1754)^{0,55} \left(\frac{1 \times 1,6648}{0,3675} \right)^{0,333} \\ &= 118.4238 \text{ btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{848.8247 \times 118.4238}{848.8247 + 118.4238} \\ &= 103.9247 \text{ btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

$$RD = 0,003 \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$UD = \frac{U_c}{(U_c + RD) + 1} = \frac{103.9247}{(103.9247 + 0,003) + 1}$$

$$= 79.2245 \text{ btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Untuk $RD = 0,003$ maka dipilih ; Hot fluid = Light Organics

Cold fluid = water

(UD masih dalam range yaitu antara 75 – 150)

Luas Permukaan Pipa (A_c).

$$A_c = \frac{Q}{U_d \times \Delta T \text{ LMTD}}$$



$$= \frac{1555839.723 \text{ kkal/jam} \times 1/0,25}{(79.2245 \text{ btu/j} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) \times (166.1345 ^\circ\text{F})}$$

$$= 472.8305 \text{ ft}^2$$

Panjang pipa koil -

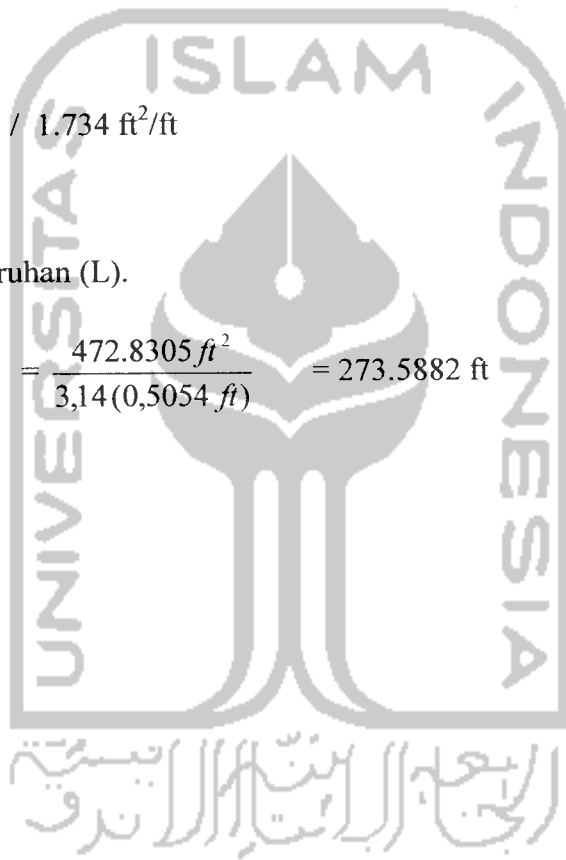
$$L_c = A_c / A_o$$

$$= 472.8305 \text{ ft}^2 / 1.734 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 272.6819 \text{ ft}$$

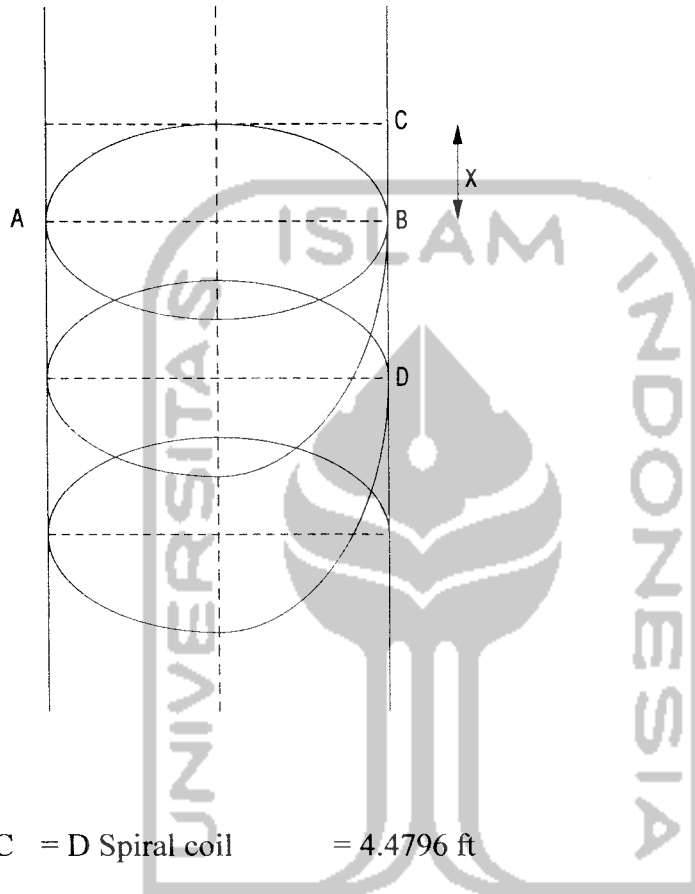
Panjang Pipa Keseluruhan (L).

$$L = \frac{A_c}{\pi(ID)} = \frac{472.8305 \text{ ft}^2}{3,14(0,5054 \text{ ft})} = 273.5882 \text{ ft}$$





Menentukan Jumlah lengkung coil.



$$AB = DC = D \text{ Spiral coil} = 4.4796 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling busur AB} = 1/2 \pi DC$$

$$\text{Keliling busur AC} = 1/2 \pi AC$$

$$\text{Keliling busur BC} = X$$

$$\text{Keliling busur AC} = \sqrt{AB^2 + BC^2}$$

Ruang kosong antara lekukan coil (X) = OD coil(Rase, 1977)

$$X = 1/2 OD + OD + 1/2 OD$$

$$= 2 OD$$

$$= 2 \times 6.625 \text{ inch} \times 1/12$$

$$= 1.1042 \text{ ft}$$

$$= 0.3366 \text{ m}$$



$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{AB^2 + BC^2} \\
 &= \sqrt{(4.4796)^2 + (1.1042)^2} \\
 &= 4.6137 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Keliling satu coil (K_L).

$$\begin{aligned}
 K_L &= \text{kel busur AB} + \text{kel busur AC} \\
 &= (\pi/2 \cdot DC) + (\pi/2 \cdot AC) \\
 &= (3,14/2 \cdot 4.4796) + (3,14/2 \cdot 4.6137) \\
 &= 14.2765 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Jumlah lengkungan coil (N).

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{L}{K_L} = \frac{273.5882 \text{ ft}}{14.2765 \text{ ft}} \\
 &= 19.1635 \approx 20 \text{ lilitan}
 \end{aligned}$$

Tinggi koil tanpa jarak

$$\begin{aligned}
 H_c &= N_c \text{ OD} \\
 &= 20 [0.625 \text{ in} / 12] \\
 &= 11.0417 \text{ ft} = 3.3655 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi koil total

$$\begin{aligned}
 H_{ct} &= H_c + \text{ruang kosong antar lekukan koil (x)} \\
 &= 3.3655 + 0.3366 \\
 &= 3.7021 \text{ m}
 \end{aligned}$$



Menghitung tinggi cairan dengan koil

➤ Volume koil (Vci)

$$\begin{aligned} V_{ci} &= \frac{\pi}{4} (OD)^2 L_c \\ &= \frac{3.14}{4} \times (0.5521)^2 \times 272.6819 \text{ ft} \\ &= 65.2471 \text{ ft}^3 = 1.8465 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

➤ Volume cairan dan gas tanpa koil

$$\begin{aligned} V_{cg} &= \frac{1}{4} \pi D_R^2 L \\ &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times (1.9506)^2 \text{ m}^2 \times 3.9012 \text{ m} \\ &= 46.6084 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

➤ Volume cairan, gas dan koil

$$\begin{aligned} V_{cgk} &= V_{cg} + V_{ci} \\ &= 46.6084 \text{ m}^3 + 1.8465 \text{ m}^3 \\ &= 48.4549 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan} &= 4 (48.4549 \text{ m}^3) / (3.14 \times 1.9506^2) \\ &= 16.2231 \text{ m} \approx 17 \text{ m} \end{aligned}$$

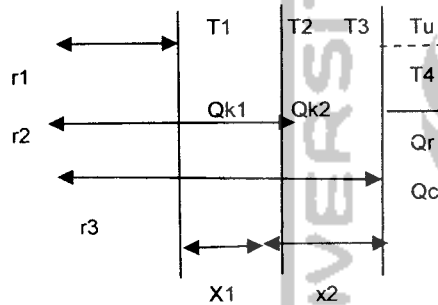


Menentukan tebal isolator

Isolasi reactor

Asumsi:

1. Perpindahan panas konduksi terjadi dalam keadaan steady state
2. Sifat-sifat bahan tidak berubah terhadap suhu



Keterangan:

r_1 = jari-jari dalam reactor

r_2 = jari-jari luar reactor

r_3 = jari-jari isolator luar

Q_{k1} = perpindahan panas konduksi melalui dinding reactor

Q_{k2} = perpindahan panas konduksi melalui isolator

T_1 = suhu dinding dalam reactor = $130\text{ }^{\circ}\text{C} = 266\text{ }^{\circ}\text{F} = 725.4\text{ }^{\circ}\text{R}$

T_2 = suhu dinding luar reactor

T_3 = suhu isolator luar = $60\text{ }^{\circ}\text{C} = 140\text{ }^{\circ}\text{F} = 600\text{ }^{\circ}\text{R}$

T_4 = suhu udara luar = $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F} = 546\text{ }^{\circ}\text{R}$

x_1 = tebal dinding reactor = $0.5928\text{ cm} = 0.2334\text{ in} = 0.01945\text{ ft}$

x_2 = tebal isolator



Bahan isolasi dipakai asbestos, karena asbestos mempunyai konduktivitas termal cukup rendah, ketahanan terhadap air sangat baik dan maximum tensile strength cukup tinggi.

Asbestos dapat digunakan pada rentang suhu 33 – 750 °F (Rase & Borrow, 1957)

➤ Sifat fisis Asbestos

(Holman)

$$k_2 = 0.117 \text{ btu/j ft } ^\circ\text{F}$$

$$\Sigma = 0.96$$

$$p = 36 \text{ lb/ft}^3 = 570 \text{ kg/m}^3$$

a. Konveksi

$$Q_c = hc A (T_3 - T_4)$$

$$hc = 0.19 \times (T_3 - T_4)^{1/3}$$

$$= 0.19 \times (140 - 86)^{1/3}$$

$$= 0.7181 \text{ btu/j ft } ^\circ\text{F}$$

$$Q_c = 0.7181 A (140-86)$$

$$= 38.7774 A \text{ btu/j ft}$$

b. Konduksi

$$Q_{k1} = [(k_1 \times A) / x_1] \times (T_2 - T_1)$$

$$Q_{k2} = [(k_2 \times A) / x_2] \times (T_3 - T_2)$$

Perpindahan panas konduksi secara seri:

$$Q_k = (T_1 - T_3) / [(x_1 / k_1 \times A) + (x_2 / k_2 \times A)]$$



$$Q_k = (266-140) / [(0.019545/ 21 \text{ A}) + (x_2/0.117 \text{ A})]$$

$$Q_k = Q_c + Q_r$$

$$126 / [(0.01945/(21 \text{ A}) + (x_2 / (0.117 \text{ A}))] = 126 / (38.7774 \text{ A})$$

$$x_2 = 0.38006 \text{ ft} = 11.5842 \text{ cm} = 0.1158 \text{ m}$$

jadi tebal isolator reactor adalah = 0.1158



Perancangan Pipa Pemasukan dan Pipa Pengeluaran.

➤ Perancangan pipa umpan cair masuk reactor.

Diameter pipa optimum untuk bahan konstruksi stainless steel, maka dipakai persamaan:

$$d_{opt} = 282 (G)^{0.25} (\rho)^{-0.37} \quad (\text{Coullson, 1983})$$

dengan:

$$G = 7736.68 \text{ kg/jam} = 2.1491 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 292.6 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 6.36 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} d_{opt} &= 282 (2.1491)^{0.52} (292.6)^{-0.37} \\ &= 51.3453 \text{ mm} \\ &= 2.0215 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$d_{opt} \text{ standar} \approx 2 \text{ inch} \quad (\text{Kern, T.11})$$

Ditinjau dari d_{opt} maka dipakai commercial pipe steel dengan ;

$$\text{NPS} = 2 \text{ inch} \quad \text{ID} = 2.067 \text{ inch} = 0.05250 \text{ m} = 0.17225 \text{ ft}$$

$$\text{Sch no} = 40 \quad \text{OD} = 2.38 \text{ inch} = 0.1983 \text{ ft}$$

Cek Reynold ; $Re > 2100$ (Kern, 1965)

$$\begin{aligned} Re &= \frac{4 \times G}{\pi \times ID \times \mu} = \frac{4 \times 2.1491}{3.14 \times 0.05250 \times (6.36 \times 10^{-5})} \\ &= 81918.2409 > 2100 \quad (\text{Turbulen}). \end{aligned}$$

➤ Perancangan Pipa umpan gas masuk reactor.

Diameter pipa optimum untuk konstruksi stainless steel

dihitung dengan persamaan;

$$d_{opt} = 282 (G)^{0,52} (\rho)^{-0,37} \quad (\text{Coullson, 1983})$$

Dengan:

$$G = 2475.7376 \text{ kg/jam} = 0.6877 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 2.5 \times 10^{-3} \text{ kg/ms}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} d_{opt} &= 282 (0.6877)^{0,52} (1)^{-0,37} \\ &= 232.1115 \text{ mm} \\ &= 9.1382 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$d_{opt} \text{ standar} \approx 10 \text{ inch} \quad (\text{Kern, T.11})$$

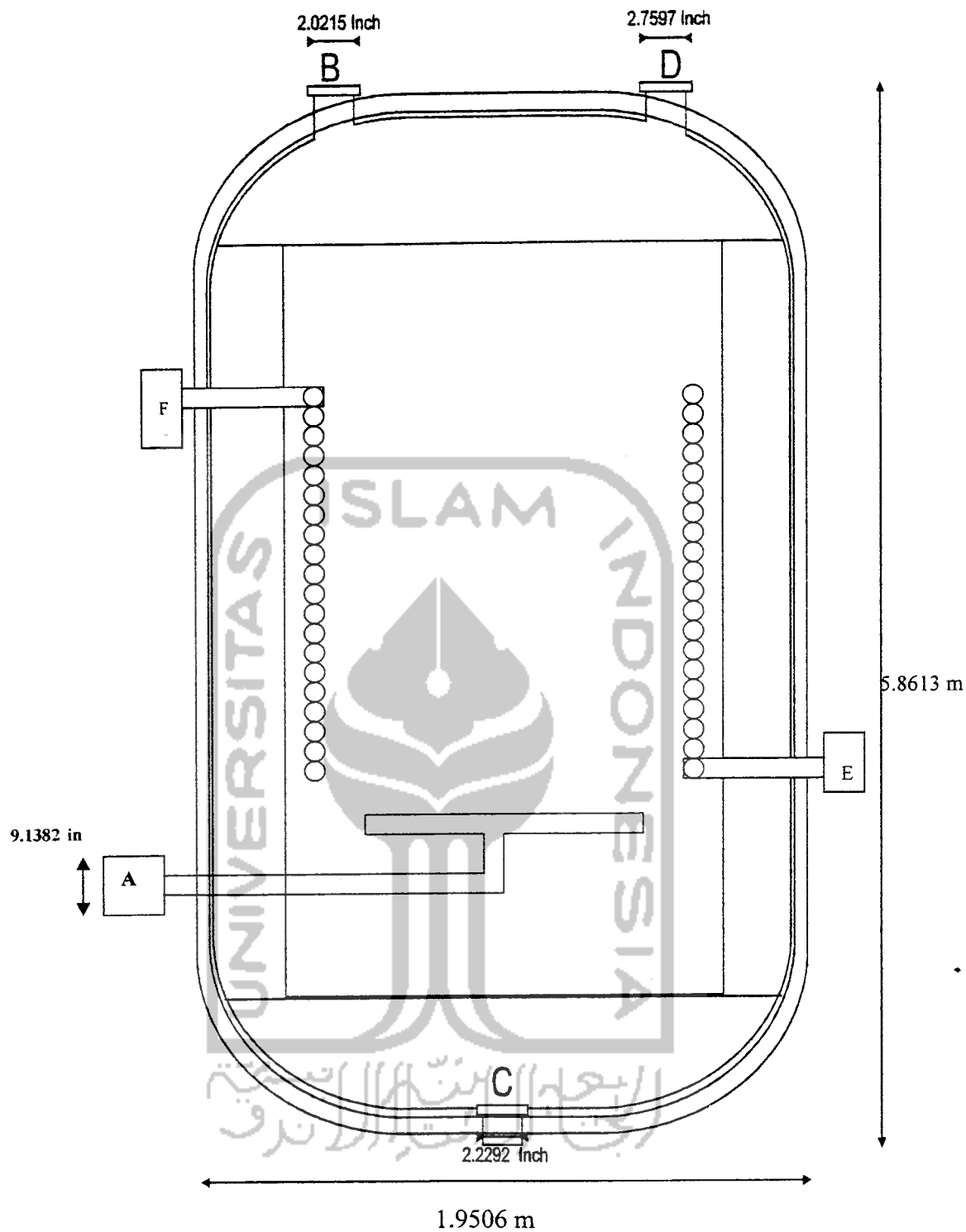
Ditinjau dari d_{opt} maka dipakai commercial pipe steel dengan ;

$$\text{NPS} = 10 \text{ inch} \quad \text{ID} = 10.02 \text{ inch} = 0.2545 \text{ m} = 0.835 \text{ ft}$$

$$\text{Sch no} = 40 \quad \text{OD} = 10.75 \text{ inch} = 0.8958 \text{ ft}$$

Cek Reynold ; $Re > 2100$ (Kern, 1965)

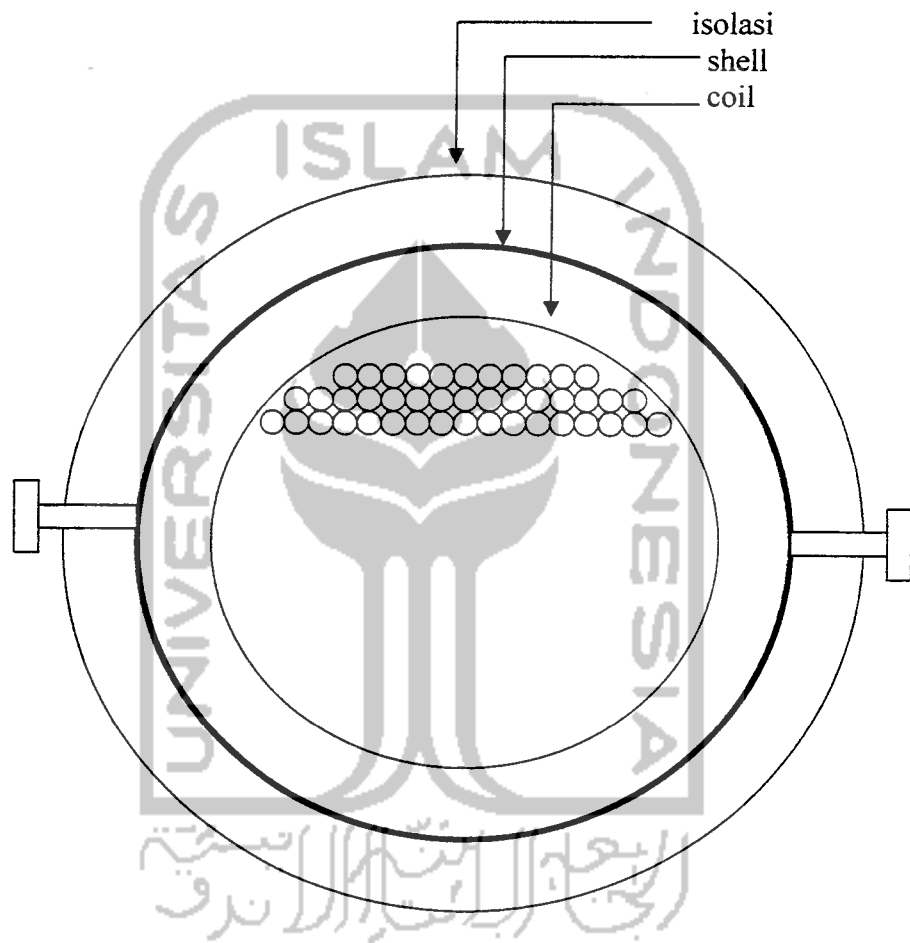
$$\begin{aligned} Re &= \frac{4 \times G}{\pi \times ID \times \mu} = \frac{4 \times 0.6877}{3,14 \times 0.2545 \times (2.5 \times 10^{-3})} \\ &= 137689.7376 > 2100 \quad (\text{Turbulen}). \end{aligned}$$



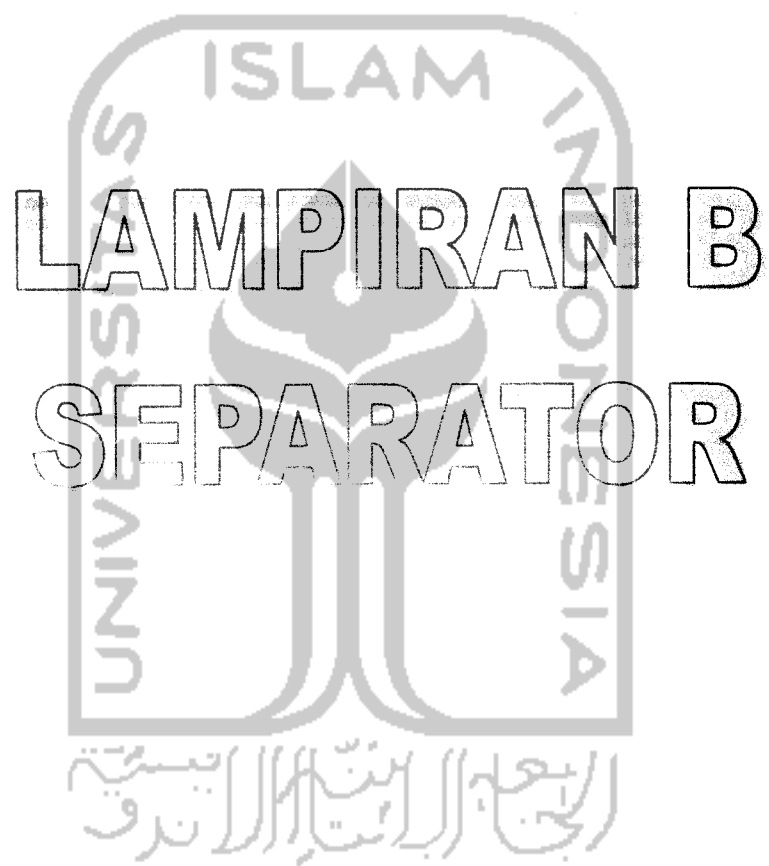
Keterangan :

- A. Umpam Gas Masuk
- B. Umpam Cair Masuk
- C. Umpam Cair Keluar
- D. Umpam Gas Keluar
- E. Saluran Air Pendingin Masuk
- F. Saluran Air Pendingin Keluar
- G. Koil Pendingin

Gambar A-1.Reaktor Gelembung



Gambar A-2. Potongan Melintang Reaktor Gelembung



LAMPIRAN B SEPARATOR

Kesetimbangan uap - cair

$$Fx_f = Lx_i + Vy_i$$

Hukum Rault:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i}{P_t} \quad y_i = \frac{x_f}{1 - \frac{L}{F} \left(1 - \frac{1}{K_i} \right)}$$

dimana:

- Ki = konstanta kesetimbangan
- xf = fraksi mol umpan
- yi = fraksi mol uap
- xi = fraksi mol cairan
- Pi = tekanan uap
- Pt = tekanan total

Vapor Pressure of Inorganic and Organic Liquids (Yauw)
Pi dalam Pa dan T dalam K

Senyawa	BM	A	B	C	umpan	y	condensable	Kg/j
Oksigen	32	20.6695	-5.27E+02	-6.71E+00	2.32E+01	7.28E-02		742.7208
Aseton	58	28.5884	-2.47E+03	-7.35E+00	4.64E+01	1.46E-01	4.64E+01	2692.3658
Isopropanol	60	38.2363	-3.55E+03	-1.00E+01	3.09E+01	9.70E-02	3.09E+01	1856.802
Air	18	29.8605	-3.15E+03	-7.30E+00	1.72E+02	5.39E-01	1.72E+02	3094.672
Hidrogen perxida	34	33.3222	-3.74E+03	-8.35E+00	4.64E+01	1.46E-01	4.64E+01	1578.2828
					3.19E+02	1.00E+00	2.96E+02	9964.8434

Senyawa	BM	Ln P ^o	P ^o	K= P ^o /P	umpan	xf	1/k	Yi
Aseton	58	3.59E+01	4.078E+15	2.2781E+12	4.64E+01	1.57E-01	4.38956E-13	0.156979954
Isopropanol	60	4.89E+01	1.729E+21	9.66E+17	3.09E+01	1.05E-01	1.0352E-18	0.10465319
Air	18	3.93E+01	1.112E+17	6.2153E+13	1.72E+02	5.81E-01	1.60894E-14	0.581406912
Hidrogen perxida	34	4.45E+01	2.083E+19	1.1638E+16	4.64E+01	1.57E-01	8.59254E-17	0.156979954
					2.96E+02	1.00E+00		1.0000

TRIAL:

P total= 2.54 atm = 1930.4 mmhg
 P parsial = 1789.91289 mmhg
 suhu= 343 K = 70 C
 L/F= 2.001E-05

Condensable = 2.96E+02 kgmol/jam
 non condensable= 2.32E+01 kgmol/jam

Fase uap

senyawa	kgmol/jam	kg/jam
Oksigen	2.32E+01	7.43E+02

Fase cair

senyawa	kgmol/jam	kg/jam
Aseton	4.64E+01	2692.3658
Isopropanol	3.09E+01	1856.802
Air	1.72E+02	3094.672
Hidrogen perxida	4.64E+01	1578.2828

SEPARATOR

Tugas : memisahkan uap sebanyak 742.7208 kg/jam dan cairan sebanyak 9222.1226 kg/jam yang berasal dari reaktor

Alat : horizontal drum, torispherical dished head

senyawa	Feed		Output Atas		Output Bawah	
	Kgmol/Jam	Kg/jam	Kgmol/Jam	Kg/jam	Kgmol/Jam	Kg/jam
Oksigen	2.32E+01	742.7208	2.32E+01	7.43E+02		
Aseton	4.64E+01	2692.3658			4.64E+01	2692.3658
Isopropanol	3.09E+01	1856.802			3.09E+01	1856.802
Air	1.72E+02	3094.672			1.72E+02	3094.672
Hidrogen perxida	4.64E+01	1578.2828			4.64E+01	1578.2828
Jumlah	318.9231	9964.8434	23.2000	742.7208	295.7131	9222.1226
		9964.8434		9964.8434		

Input :

Umpan = campuran uap dan cairan

$$= 9964.8 \text{ kg/jam} = 6.1 \text{ lb/s}$$

Wv = vapour flow rate

$$= 742.7 \text{ kg/jam} = 0.5 \text{ lb/s}$$

Wl = liquid flow rate

$$= 9222.1 \text{ kg/jam} = 5.6 \text{ lb/s}$$

Kondisi operasi :

$$T = 343 \text{ K} \quad P = 2.54 \text{ atm}$$

Hasil Atas (Uap)

Senyawa	kgmol/jam	Bmi	yi	yi*Bmi
Oksigen	2.32E+01	32	1.00E+00	32.0000
total	23.2000		1.00E+00	32.0000

Hasil Bawah (Cair)

Senyawa	BM	Kgmol/jam	xi	L.Den kg/m ³	xi*Bmi	xi*Bmi/Lden
Aseton	58	4.64E+01	1.57E-01	316.3572	9.1047	0.0288
Isopropanol	60	3.09E+01	1.05E-01	297.5112	6.2791	0.0211
Air	18	1.72E+02	5.81E-01	413.0002	10.4651	0.0253
Hidrogen perxd	34	4.64E+01	1.57E-01	540.9124	5.3372	0.0099
Total		295.7131	1.00E+00		31.1860	0.08509

Densitas gas

Asumsi gas berupa gas ideal

$$\rho_{\text{ov}} = P \cdot B_{\text{mav}} / RT = 2.8877 \text{ g/L}$$

$$= 2.8877 \text{ kg/m}^3 \quad 0.1803 \text{ lb/cuft}$$

Densitas cairan

$$\rho_{\text{ol}} = B_{\text{mav}} / (x_i \cdot B_{\text{mi}} / \rho_{\text{oli}}) = 366.5011 \text{ kg/m}^3 \quad 22.8799 \text{ lb/cuft}$$

(1) Hitung vapour-liquid separation factor

$$\left(\frac{W_L}{W_V}\right) \cdot \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0,5} = 1.1418$$

(2) Dari Fig 5-1 Evans, diperoleh design vapour velocity factor :

$$K_v = 0.18 \quad k_h = 1.25 \cdot k_v = 0.225$$

Maximum design vapour velocity :

$$u_{V, \max} = K_h \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right)^{0,5} = 2.5248 \text{ ft/s}$$

(3) Vapour flow rate :

$$Q_V = \frac{W_V}{\rho_V} = 2.5177 \text{ cuft/s}$$

(4) Luas penampang shell

$$A_v \text{ min} = \frac{Q_V}{u_V} = 0.9972 \text{ ft}^2$$

(5) Pada saat tangki separator penuh maka :

$$A_{\text{total}} = \frac{A_v \text{ min}}{0.2} = 4.9860 \text{ ft}^2$$

(6) Diameter shell minimum :

$$D = \left(\frac{4 \cdot A}{\pi}\right)^{0,5} = 2.5202478 \text{ ft} = 30.242974 \text{ inch}$$

(7) kecepatan volume cairan :

$$Q_l = \frac{W_l}{\rho_l} = 0.3228 \text{ ft}^3/\text{s}$$

(8) waktu tinggal cairan dalam separator = 120 s

(9) volume cairan :

$$V = Q_l \cdot \text{waktu tinggal} = 38.736 \text{ ft}^3$$

(10) volume tangki :

$$V_T = \frac{100 \cdot V}{80} = 48.42 \text{ ft}^3$$

(11) Panjang separator =

$$L = \frac{V_T}{\pi/4 D^2} = 8.446 \text{ ft}$$

(12) L/D yang disyaratkan $3 < L/D < 5$

$$\frac{L}{D} = 3.3511$$

memenuhi syarat

(13) menghitung tebal shell

digunakan bahan stainless steel SA-285 grade B

tekanan design (P)	=	98.78 psi	
allowable stress	=	12500	
efisiensi sambungan	=	0.85	
faktor korosi	=	0.125 in	
jari-jari tangki	=	1.2601239 ft	= 15.1214869 in

tebal shell:
 $t_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c$
 $= 0.26637217 \text{ in}$

dipakai tebal shell = 1/2 in

(14) menghitung tebal tutup
 bentuk tutup elliptical dished head
 digunakan bahan stainless stell SA-167 grade 3

tekanan design (P) = 98.78 psi
 allowable stress = 12500
 efisiensi sambungan = 0.85
 faktor korosi = 0.125 in
 diameter tangki = 2.5202478 ft = 30.2429738 in

tebal tutup:
 $t_{tutup} = \frac{0.885 P d + c}{2 f \cdot E - 0.2 P}$
 $= 0.24953224 \text{ in}$

dipakai tebal tutup = 1/2 in

hasil perancangan separator:

tipe alat : horizontal drum separator

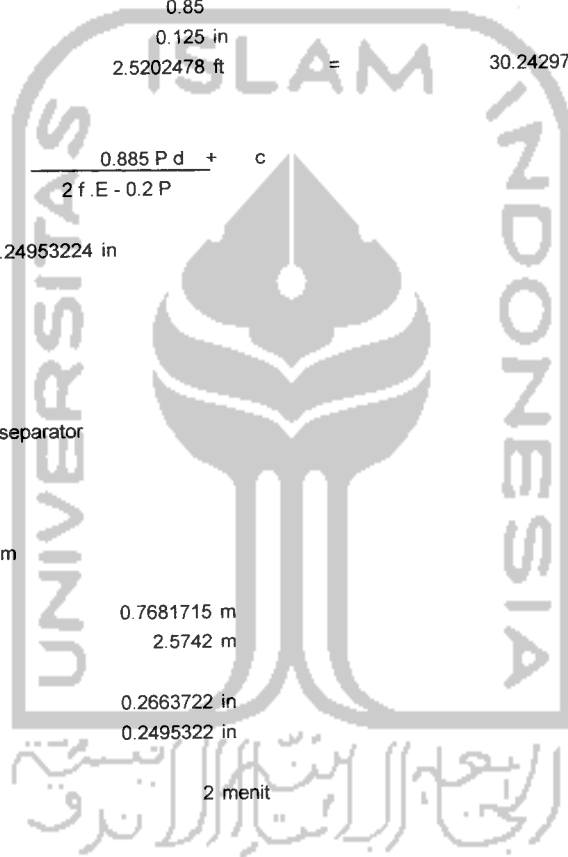
kondisi operasi:

suhu = 343 K
 tekanan = 2.5400 atm

diameter separator = 0.7681715 m
 panjang separator = 2.5742 m

tebal shell = 0.2663722 in
 tebal tutup = 0.2495322 in

waktu tinggal cairan = 2 menit





ara Distilasi

3: Memisahkan Hidrogen Peroksida yang keluar dari hasil bawah separator-01 (SP-01)

Sieve tray

or pressure of inorganic and organic Liquids

$$= 10^{(A+(B/T)+(C*\text{LOG}(T))+(D*T)+(E*T^2))}$$

Name	Formula	BM	A	B	C	D	E
eton	(CH3)2CO	58	28.5884	-2.47E+03	-7.35E+00	2.80E-10	2.74E-06
ropanol	(CH3)2CHOH	60	38.2363	-3.55E+03	-1.00E+01	-3.47E-10	1.74E-06
	H2O	18	29.8605	-3.15E+03	-7.30E+00	2.42E-09	1.81E-06
gen prxd	H2O2	34	33.3222	-3.74E+03	-8.35E+00	-1.24E-10	1.69E-06
		170					

ndisi operasi umpan

dan masuk ke dalam menara distilasi pada keadaan bubble point (cair jenuh)

hitung suhu bubble point umpan:

$$\text{tekanan} = 768.7372 \text{ mmhg} = 1.01 \text{ atm}$$

$$\text{suhu} = 363 \text{ K} = 90 \text{ C}$$

Komp.	kg/jam	kmol/jam	Zi	Po,mmhg	ki	yi=ki*zi
eton	2692.3658	46.4201	0.1570	2.14E+03	2.7773E+00	4.3598E-01
ropanol	1856.8020	30.9467	0.1047	1.12E+03	1.4582E+00	1.5260E-01
	3094.6720	171.9262	0.5814	5.23E+02	6.8007E-01	3.9539E-01
gen prxd	1578.2828	46.4201	0.1570	7.79E+01	1.0130E-01	1.5902E-02
Σ	9222.1226	295.7131	1.0000			1.00E+00

$$\text{suhu umpan} = 363 \text{ K} = 90 \text{ C}$$

Spesifikasi Hasil

hasil yang diinginkan adalah :

Komp.	Distilat			Bottom		
	kg/jam	kmol/jam	Xdi	kg/jam	kmol/jam	Xbi
Aseton	2692.3658	46.4201	0.2851	0.0000	0.0000	0.0000
Isopropanol	1825.2363	30.4206	0.1868	31.5657	0.5261	0.0040
air	1547.9548	85.9975	0.5281	1546.7172	85.9287	0.6467
Hdr gen prxd	0.0268	0.0008	0.0000	1578.2560	46.4193	0.3493
	6065.5837	162.8390	1.0000	3156.5389	132.8741	1.0000

isi operasi distilat

Tekanan = 9.3000E+02 mmhg = 1.2E+00 atm
 Suhu = 358 K = 85 C

Komp.	kg/jam	kmol/jam	xi	Po,mmhg	Ki=Po/Pt	yi=ki*xi
Aseton	2692.3658	46.4201	0.2851	1.86E+03	1.9968	0.5693
isopropanol	1825.2363	30.4206	0.1868	9.27E+02	0.9966	0.1862
air	1547.9548	85.9975	0.5281	4.31E+02	0.4635	0.2448
hidrogen peroksid	0.0268	0.0008	0.0000	6.19E+01	0.0666	0.0000
	6065.5837	162.8390				1.000

isi distilat = 85 C

isi operasi bottom

Tekanan = 9.6E+02 mmhg = 1.3E+00 atm
 Suhu = 390 K = 117 C

Komp.	kg/jam	kmol/jam	Xi	Po, mmhg	Ki=Po/Pt	Yi=Ki*Xi
Aseton	0.0000	0.0000	0.0000	4.24E+03	4.3914	0.0000
isopropanol	31.5657	0.5261	0.0040	2.82E+03	2.9238	0.0116
air	1546.7172	85.9287	0.6467	1.35E+03	1.3946	0.9019
hidrogen peroksid	1578.2560	46.4193	0.3493	2.39E+02	0.2476	0.0865
	3156.5389	132.8741	1.0000			1.0000

suhu bottom = 390 K = 117 C

pengambilan LK dan HK

kai persamaan Shiras et. al

$$*D/z_j, f^*F) = (\alpha_j - 1) * x_{jk} * D / \{ (\alpha_k - 1) * z_{jk} * f^*F) + (\alpha_k - \alpha_j) * x_{hk} * D / \{ (\alpha_k - 1) * z_{hk} * f^*F) \} \quad (\text{pers. 9.164 Treybal})$$

komponen LK dan HK diantara nilai $-0,01 \leq (x_{j,d} * D / (z_{j,f} * F)) \leq 1,01$

nilai Titik didih, C :
 aseton ; isopropanol ; air ; hidrogen peroksida
 56 ; 82.5 ; 100 ; 150.2

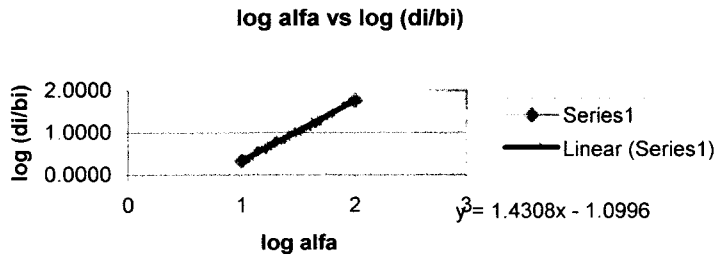
LK = isopropanol

HK = air

Komp.	α_D	α_B	α_{av}	$x_{j,d} * D / (z_{j,f} * F)$	Keterangan
Aseton	4.3083	3.1488	3.6832	1.6535	hasil atas
isopropanol	2.1503	2.0965	2.1232	0.9830	terdistribusi
air	1.0000	1.0000	1.0000	0.5002	terdistribusi
hidrogen peroksid	0.1437	0.1776	0.1597	0.1390	terdistribusi

Perhitungan Distribusi Nonkey Component

	di	bi	α	log α	log (di/bi)
1. LK	30.4206	0.5261	2.1442	0.3313	1.7621
2. HK	85.9975	85.9287	1.0000	0.0000	0.0003



$\log(di/bi) = A + C \cdot \log \alpha$ (pers. 11.63 Coulson) $\log(di/bi) = -1.0096 + 1.4308 \times \log \alpha$
 $A = -1.0096$ $di = f_i / (b_i/d_i + 1)$
 $C = 1.4308$ $b_i = f_i / (d_i/b_i + 1)$

Komp.	feed	log (di/bi)	di/bi	di	xid	bi	xbi
1. aseton	46.4201	-0.1994	6.3176E-01	17.9723	0.4435	28.4478	1.1148E-01
isopropanol	30.9467	-0.5417	2.8725E-01	6.9058	0.1704	24.0409	9.4208E-02
3. air	171.9262	-1.0096	9.7814E-02	15.3184	0.3780	156.6078	6.1369E-01
hidrogen prxd	46.4201	-2.1495	7.0883E-03	0.3267	0.0081	46.0934	1.8062E-01
	295.7131			40.5232	1.0000	255.1899	1.0000

lenghitung Refluks Minimum

dan dalam cair jenuh, maka $q = 1$

$\Phi = 1.83$

Komp.	zif	ai	ai*zif	ai . zi,F ai - θ
Aseton	0.1570	4.0839	0.6411	0.2849
isopropanol	0.1047	2.1442	0.2244	0.7226
air	0.5814	1.0000	0.5814	-0.6974
hidrogen prxd	0.1570	0.1490	0.0234	-0.0139
	1.0000			0

$1-q = \frac{ai \cdot zi,F}{ai - \theta}$

Diperoleh $\Phi = 1.8337$

Diperoleh $\Phi = 1.83$

Komp.	Xid	ai	ai*xid	ai*xdi/($\alpha - \Phi$)	Rm+1 = $\frac{\sum ai \cdot Xi,D}{ai - \Phi}$
Aseton	0.2851	4.3083	1.2283	0.4964	
isopropanol	0.1868	2.1503	0.4017	1.2687	
air	0.5281	1.0000	0.5281	-0.6335	
hidrogen prxd	0.0000	0.1437	0.0000	0.0000	
				1.1316	

$R_{m+1} = 1.1316$

$R_m = 0.1316$

$R_m / (R_m + 1) = 0.1163$

Rop berkisar antara 1.2 - 1.5 R_m

Diambil Rop = 1.5 $R_m = 0.1975$

Untuk menghitung jumlah stage ideal dengan korelasi Erbar-Maddox :

Fig. 11.11 Coulson

Untuk $R/(R+1) = 0.1649$
 diperoleh $N_m/N = 0.33$

Perhitungan Jumlah Plate Minimum

Untuk menentukan plate minimum menggunakan persamaan Fenske :

$$N_m = \frac{\text{Log} \left[\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right]_D \left[\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right]_B}{\text{Log} \alpha_{lk}} \quad (\text{pers. 11.58 Coulson})$$

$(X_{lk}/X_{hk})_d = 0.3537$
 $(X_{hk}/X_{lk})_b = 163.3316$
 $N_m = 5.3876$

Jumlah stage ideal

$N = 16.3262$
 $= 17 \text{ stage}$

Tentukan Letak Feed

$$\left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\frac{B}{D} \left[\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right] \left[\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right]^2 \right] \quad (\text{Pers. 11.62 Coulson})$$

A	B	C	D	log E
B/D	$x_{f,hk}/x_{f,lk}$	$x_{b,lk}/x_{d,hk}$	$\log(a*b*c^2)$	$0.206 * D$
0.8160	5.5556	0.0075	-3.5938	-0.7403

$E = N_r/N_s$, maka $N_r/N_s = 0.1818$
 $N_r = 0.1818 N_s$

$N_r + N_s = 17$ (termasuk reboiler)
 $(0.1818 * N_s) + N_s = 17$
 $N_s = 14.3844$
 $N_s = 15$

Maka :

$N_r = 2$

Umpan masuk pada plate ke 2 dari atas.

Efisiensi

Hitung dengan persamaan empiris O'Connell :

$$E_o = 51 - 32.5 \log (\mu_{avg} * d_{lk}) \quad (\text{Pers. 11.67 Coulson})$$

Komp.	kgmol/j, feed	x_i	μ_i, cp	$x_i * \mu_i, cp$
Aseton	46.4201	0.1570	1.85E-01	2.90E-02
Isopropanol	30.9467	0.1047	3.86E-01	4.04E-02
air	171.9262	0.5814	3.12E-01	1.81E-01
Hdrgen prxd	46.4201	0.1570	5.57E-01	8.75E-02
	295.7131	1.0000		3.38E-01

$$\begin{aligned} \mu_{avg} &= 0.3382 \text{ cp} \\ &= 0.3382 \text{ mNs/m}^2 \\ \alpha_{LK \text{ avg}} &= 2.1232 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E_o &= 51 - 32.5 \cdot \log(0.338212026945992 \cdot 2.12322102635355) \\ &= 55.6740 \% \end{aligned}$$

$$E_o = N_i/N$$

$$\text{Maka jumlah real stage} = 27.5284 \text{ stage}$$

$$N = 28 \text{ stage}$$

TE DESIGN

fat-sifat Fisis

densitas pada suhu atas =

358 K

85 C

cair

Komp.	kg/j	x berat	ρ , kg/m ³	vol/1000 kg
Aseton	2692.3658	0.4439	711.3000	0.6240
Isopropanol	1825.2363	0.3009	719.6963	0.4181
air	1547.9548	0.2552	970.7260	0.2629
Hdr gen prxd	0.0268	0.0000	1372.2610	0.0000
	6065.5837			1.3051

$$\rho_L = 766.2522 \text{ kg/m}^3$$

$$P = 1.2 \text{ atm}$$

$$R = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kgmol} \cdot \text{K}$$

gas

Komp.	kmol/j	x	BM	$\rho = MP/RT$	$x \cdot \rho$
Aseton	46.4201	0.2851	58	2.4159	0.6887
Isopropanol	30.4206	0.1868	60	2.4992	0.4669
air	85.9975	0.5281	18	0.7498	0.3960
Hdr gen prxd	0.0008	0.0000	34	1.4162	0.0000
jumlah	162.8390	1.0000			1.5516

$$\rho_v = 1.5516 \text{ kg/m}^3$$

densitas pada suhu bawah =

390 K

117 C

cair

Komp.	kg/j	x berat	ρ , kg/m ³	vol/1000 kg
Aseton	0.0000	0.0000	666.4387	0.0000
Isopropanol	31.5657	0.0100	680.5983	0.0147
air	1546.7172	0.4900	938.3755	0.5222
Hdr gen prxd	1578.2560	0.5000	1332.8029	0.3751
jumlah	3156.5389	1.0000		0.9120

$$\rho_L = 1096.4641 \text{ kg/m}^3$$

$$P = 1.3 \text{ atm}$$

$$R = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kgmol} \cdot \text{K}$$

gas

Komp.	kmol/j	x	BM	$\rho = MP/RT$	$x \cdot p$
Aseton	0.0000	0.0000	58	2.2998	0.0000
Isopropanol	0.5261	0.0040	60	2.3791	0.0094
air	85.9287	0.6467	18	0.7137	0.4616
Hdrgen prxd	46.4193	0.3493	34	1.3482	0.4710
jumlah	132.8741	1.0000			0.9420

$$p_v = 0.9420 \text{ kg/m}^3$$

Flow Rate

ATAS	Top Product =	D =	6065.5837 kg/j
	Vapour Rate =	V = (1+R).D =	7263.3403 kg/j
	Liquid Rate =	L = R . D =	1197.7566 kg/j
BAWAH	Bottom Prod. =	B = F - D =	3156.5389 kg/j
	Liquid Rate =	L' = F * q + L =	10419.8792 kg/j
	Vapour Rate =	V' = L' - B =	7263.3403 kg/j

Physical Properties

Number of real stage = 28 stage

si atas

$$\rho_L = 766.2522 \text{ kg/m}^3$$

$$p_v = 1.5516 \text{ kg/m}^3$$

si bawah

$$\rho_L = 1096.4641 \text{ kg/m}^3$$

$$p_v = 0.9420 \text{ kg/m}^3$$

COLUMN DIAMETER

liquid - Vapour flow factor

$$Flv = \left(\frac{L}{V} \right) * \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} \quad (\text{Pers. 11.82 Coulson})$$

$$Flv \text{ top} = 0.0074$$

$$Flv \text{ bottom} = 0.0420$$

kecepatan maksimum uap

$$U_f = K_v * \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad (\text{Pers. 11.81 Coulson})$$

Tray spacing = 0.6 m

Nilai K_v dapat diperoleh dari Fig. 11.27 Coulson :

$$K_v \text{ top} = 0.13$$

$$K_v \text{ bottom} = 0.15$$

Maka :

$$\begin{aligned} U_f \text{ top} &= 2.8861 \text{ m/s} \\ U_f \text{ bottom} &= 5.1155 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Design flooding velocity} &= (0,8 - 0,85) * U_f \quad (\text{Coulson hal.459}) \\ \text{Design flooding} &= 0.8 \\ U_f \text{ top} &= 2.3088 \text{ m/s} \\ U_f \text{ bottom} &= 4.0924 \text{ m/s} \end{aligned}$$

kapatan volume uap

$$\begin{aligned} Q_v &= V/pv \\ Q_v \text{ top} &= 1.3004 \text{ m}^3/\text{s} \\ Q_v \text{ bottom} &= 2.1419 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

area

$$\begin{aligned} A_n &= Q_v/U_f \\ A_n \text{ top} &= 0.5632 \text{ m}^2 \\ A_n \text{ bottom} &= 0.5234 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

nomor cross-sectioned area

$$\begin{aligned} \text{take \%downcomer area of total} &= 0.12 \quad \text{Nilai downcomer} = 0.05 - 0.19 \quad (\text{Fig11.31Coulson}) \\ A_c &= A_n / (1 - \% \text{downcomer}) \\ A_c \text{ top} &= 0.6400 \text{ m}^2 \\ A_c \text{ bottom} &= 0.5948 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

nomor diameter

$$D = \sqrt{\frac{A_c * 4}{\pi}}$$

$$\begin{aligned} D \text{ top} &= 1.8059 \text{ m} = 71.0977 \text{ in} \\ D \text{ bottom} &= 1.7409 \text{ m} = 68.5382 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipakai diameter yg besar} &= 1.8059 \text{ m} \\ \text{Diambil ukuran yg ada di pasaran} &= 72 \text{ in} \\ &= 1.8288 \text{ m} \end{aligned}$$

LIQUID FLOW PATTERN

$$\begin{aligned} \text{Maximum volume liquid rate} &= 0.0026 \text{ m}^3/\text{s} \\ \text{dari fig. 11.28 Coulson maka alirannya adalah single pass} \end{aligned}$$

PROVISIONAL PLATE DESIGN

$$\begin{aligned} \text{Column diameter} &= D_c = 1.8288 \text{ m} \\ \text{Column area} &= A_c = 2.6254 \text{ m}^2 \\ \text{Downcomer area} &= A_d = 0.3151 \text{ m}^2, \text{ pada } 12 \% \\ \text{Net area (A}_n\text{)} &= A_c - A_d = 2.3104 \text{ m}^2 \\ \text{Active area (A}_a\text{)} &= A_c - 2A_d = 1.9953 \text{ m}^2 \\ \text{Hole area} &= A_h = 0.1995 \text{ m}^2, \text{ pada } 10\% \text{ nilai} = 6\% - 15\% \quad (\text{Coulson, 473}) \end{aligned}$$

air length (fig 11.31Coulson)

$$\begin{aligned} (A_d/A_c) * 100 &= 12 \quad \text{didpt } L_w/D_c = 0.74 \\ L_w &= 1.3533 \text{ m} \end{aligned}$$

ambil tinggi weir =	hw =	50 mm	nilai = 40-90 mm	(Coulson, 463)
diameter hole =	dh =	5 mm	nilai = 2.5-12 mm	(Coulson, 465)
tebal plate =		5 mm	Carbon steel	(Coulson, 465)

IECK WEEPING

Max liquid rate =	2.8944 kg/s
percent of turn down =	0.8
Min liquid rate =	2.3155 kg/s

$$h_{ow} = 750[L/\rho L * L_w]^2/3 \quad (\text{pers. 11,85 Coulson})$$

$$\text{Max } h_{ow} = 14.8681 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Min } h_{ow} = 12.8129 \text{ mm liquid}$$

$$\text{pada min. rate (} h_o + h_{ow} \text{)} = 62.8129 \text{ mm liquid}$$

Fig 11.30 Coulson :

$$K_2 = 30.4$$

$$u_h' = [K_2 - 0,9(25,4-dh)] / \rho v^{0,5} \quad (\text{pers. 11,84 Coulson})$$

$$u_h'(\text{min}) = 9.6659 \text{ m/s}$$

$$\text{Actual min vapour velocity} = \text{Min vap. rate} / A_h$$

$$= 5.2136 \text{ m/s}$$

LATE PRESSURE DROP

plate drop (hd)

vapour velocity through hole

$$u_h' = 6.5170 \text{ m/s}$$

Fig. 11.34 Coulson dgn tebal plate/diameter hole

$$= 1$$

$$\text{dan nilai } A_h / A_p = A_h / A_a = 0.1$$

$$\text{maka } C_o = 0.84$$

$$h_d = 51 * [u_h'/C_o]^2 * [\rho v/\rho L] \quad (\text{pers. 11,88 Coulson})$$

$$h_d = 6.2159 \text{ mm liquid}$$

idual head

$$h_r = 12,5 * 1000/\rho L \quad (\text{pers. 11,89 Coulson})$$

$$h_r = 16.3132 \text{ mm liquid}$$

il plate pressure drop,

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

$$= 87.3972 \text{ mm liquid}$$

$$\text{pressure drop per plate} = 87.3972 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Column pressure drop} = 656.9590 \text{ Pa}$$

$$= 0.0066 \text{ atm}$$

DOWNCOMER LIQUID BACK UP

downcomer pressure loss

$$\text{Ambil } h_{ap} = h_w - 10 = 40 \text{ mm}$$

$$\text{Area under apron, } A_{ap} = h_{ap} * L_w = 0.0541 \text{ m}^2$$

$$A_d = 0.3151 \text{ m}^2$$

karena $A_{ap} < A_d$ maka dipakai A_{ap} pada persamaan 11,92

$$h_{dc} = 166[l_w d/\rho L * A_m]^2 \quad (\text{pers. 11.92 Coulson})$$

$$h_{dc} = 0.8083 \text{ mm}$$

$$\text{ambil } h_{dc} = 1 \text{ mm}$$

back up in downcomer

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{pers. 11.91 Coulson})$$

$$= 153.0736 \text{ mm}$$

$$= 0.1531 \text{ m}$$

Syarat, $h_b < 1/2 \cdot (\text{plate spacing} + h_w)$
 $1/2 \cdot (\text{plate spacing} + h_w) = 0.3250 \text{ m}$
 Jadi, tray spacing dapat diterima

k residence time

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho L}{L_w d} \quad (\text{pers. 11.95 Coulson})$$

$$= 12.7672 \text{ s}$$

> 3 s satisfactory

k entrainment

Actual percentage flooding for design area

$$u_v = 0.9271 \text{ m/s} \quad = \text{maximum flow rate bottom / net area}$$

$$\text{percent flooding} = 18.1230 \% \quad = U_v / U_f$$

$$F_{lv} = 0.0420$$

Fig 11.29 Coulson didapat $\psi = 0.0015$
 $< 0,1$, satisfactory

PERFORATED AREA

Fig 11.32 Coulson, $L_w/D_c = 0.74$
 didapatkan, $\theta_c = 98$ derajat
 angle subtended at plate edge by unperforated strip = 82 derajat
 mean length, unperforated edge strips = 2.5445 m
 area of unperforated edge strips = 0.1272 m²
 area of calming zone = 0.1253 m²
 Total area available for perforations, $A_p = 1.7428 \text{ m}^2$
 $A_h / A_p = 0.1145 \text{ m}^2$
 Dari Fig.11.33 Coulson, didapat : $l_p/d_h = 2.8037$ satisfactory : 2.5 - 4

NUMBER OF HOLE

$$\text{Area of one hole} = 1.964E-05 \text{ m}^2$$

$$\text{Number of hole} = 10159.5434$$

$$= 10160$$

PLATE SPESIFICATION

Jumlah Plate = 28 Plate
 Plate ID = 1.8288 m
 Hole size = 5 mm
 Hole pitch = 14.01859957 mm
 Active hole = 10160 buah
 Turn down = 0.8 max rate
 Plate material = Carbon steel
 Downcorner material = Carbon steel
 Plate spacing = 0.6 m
 Plate thickness = 5 mm
 Plate pressure drop = 87.3972 mm liquid = 0.3467 atm

MECHANICAL DESIGN

SPESIFIKASI KOLOM

$$\text{Tinggi} = (\Sigma \text{actual stage} + 1) \cdot \text{tray spacing} + \text{disengagement} + \text{tinggi ruang cairan di bawah}$$

$$= 20.12 \text{ m}$$

Diameter kolom = $D_c = 1.8288 \text{ m} = 72 \text{ in}$
 $R = 0.9144 \text{ m} = 36 \text{ in}$

DETERMINATION OF DESIGN CONDITIONS

Design temperature

$T_d = 101.0000 \text{ C}$

Design pressure

$P = P_{design} - P_{udara\ luar}$
 Pudara = 1 atm
 $P_{op} = 1.246337308 \text{ atm}$
 $P_{design} = P_{op} * 1.2 = 1.49560477 \text{ atm}$
 $P = 0.49560477 \text{ atm} = 7.2854 \text{ psig}$

Material: Carbon Steel SA 283 Grade C

Maximum allowable stress, $f = 12650 \text{ psig}$
 Joint efficiency, $E = 0.8$
 Allowable corrosion, $c = 0.125$

DETERMINATION OF SHELL THICKNESS (t_s , mm)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{F \cdot E - 0.6 \cdot P} + C$$

Shell thickness:

$t = 0.1509 \text{ in}$
 Tebal plat standar = 0.1875 in (tebal minimum)
 $= 4.7625 \text{ mm}$

DETERMINATION OF TYPE AND THICKNESS OF HEAD (t_h , mm)

Use Torispherical Dished Head

Head thickness:

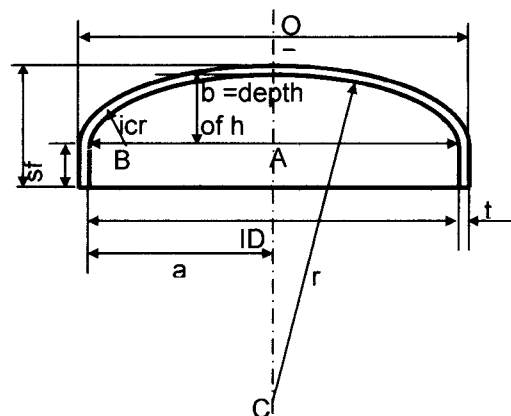
$$t_h = \frac{0.885 \cdot P \cdot R_c}{F \cdot E - 0.1 \cdot P} + C$$

diambil $R_c = D_c = 1.8288 \text{ m}$
 $t = 0.1262 \text{ in}$
 Tebal plat standar = 0.1875 in (tebal minimum)
 $= 4.7625 \text{ mm}$

Referensi Tabel 5-8 Brownell, $sf = 1.5 - 2.25$

Diambil panjang $sf = 2$

$OD = ID + 2t = 72 \text{ in}$
 $a = ID/2 = 35.8125 \text{ in}$



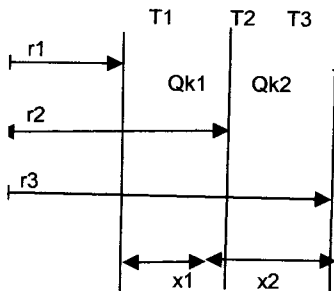
Tabel 5-7 Brownell

untuk $t = 0.1875$ in,	OD =	72 in,	maka:	diambil OD = 72 in
icr =	4.375 in			
r =	72 in			
AB =	a - icr =	31.4375 in		
BC =	r - icr =	67.625 in		
AC =	$((BC^2)-(AB^2))^{0.5}$	59.8734 in		
b =	r - AC =	12.1266 in		
OA =	t + b + sf =	14.2528 in		

BAL ISOLATOR

isi :

perpindahan panas konduksi terjadi dalam keadaan ajeg (steady state).
 sifat-sifat bahan tidak berubah terhadap suhu.



Keterangan:

- r1 = jari-jari dalam shell
- r2 = jari-jari luar shell
- r3 = jari-jari isolator luar+isolator
- Qk1 = Perp. panas konduksi melalui shell
- Qk2 = Perp. panas konduksi melalui isolator
- Qc = Perp. panas konveksi
- Qr = Perp. panas radiasi
- T1 = Suhu dinding dlm shell
- T2 = Suhu dinding luar shell
- T3 = Suhu isolator luar
- Tu = Suhu udara luar
- x1 = tebal shell
- x2 = tebal isolator

101.0000 C = 213.8000 F
 460.0000 R

 70 C = 158 F
 460 R
 30 C = 86 F
 546 R
 0.1875 in = 0.0156 ft

jenis isolator yang dipakai adalah asbestos.

asbestos mempunyai konduktivitas thermal cukup rendah, ketahanan terhadap air sangat baik dan maximum tensile strength yang tinggi.

asbestos dapat digunakan pada rentang suhu antara 33-750°F (Rase and Barrow, 1957).

Sifat Fisis :

Asbestos :

k2 =	0.117 Btu/j.ft.F	(Holman)
ε =	0.96	
ρ =	36 lb/ft ³	576.665 kg/m ³

Carbon steel :

k1 =	21 Btu/j.ft.F
ρ =	490 lb/ft ³

Konveksi

$$h_c = 0,19 \cdot (T_3 - T_u)^{1/3} \quad (\text{Kern})$$

$$h_c = 0.0000 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$q_c = h_c \cdot A \cdot (T_3 - T_u) \quad (\text{Kern})$$

$$Q_c = 0.0000 \text{ Btu/j.ft}^2$$

Radiasi

$$\zeta = 1.71\text{E-}09 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{R}^4$$

$$q_r = \tau \cdot A \cdot \varepsilon \cdot (T_3^4 - T_u^4) \quad (\text{Kern})$$

$$Q_r = -72.5192 \text{ Btu/j.ft}^2$$

Konduksi

$$q_{k1} = \frac{k_1 \cdot A}{x_1} (T_2 - T_1) \quad (\text{Kern})$$

$$q_{k2} = \frac{k_2 \cdot A}{x_2} (T_3 - T_2) \quad (\text{Kern})$$

perpindahan panas konduksi secara seri :

$$q_k = \frac{T_1 - T_{31}}{\frac{x_1}{k_1 \cdot A} + \frac{x_2}{k_2 \cdot A}} \quad (\text{Kern})$$

$$Q_k = Q_c + Q_r$$

maka :

$$\begin{aligned} x_2 &= 0.0000 \text{ ft} \\ &= 0.0000 \text{ cm} \end{aligned}$$

Jadi, tebal isolator 1.3184 cm

HECK STRESS

Analysis of weight

Dead weight vessel (Wv), kN

$$\begin{aligned} C_v &= 1.15 \text{ (untuk menara distilasi)} \\ W_v &= 240 \cdot C_v \cdot D_m \cdot (H_v + 0,8 \cdot D_m) \cdot T_s \quad (\text{pers. 13.76 Coulson}) \\ D_m &= D + T_s = 1.8383 \text{ m} \\ H_v &= \text{height of vessel} = 20.12 \text{ m} \\ W_v &= 52.1811 \text{ kN} \end{aligned}$$

Berat plate (Wp), kN

$$W_p = 1,2 \cdot A_t \cdot \Sigma N, \text{ dengan :}$$

$$A_t = \text{luas area total plate} = 2.6254 \text{ m}^2$$

$$W_p = 88.2148 \text{ kN}$$

at isolasi (Ws), kN

$$W_s = \pi \cdot \rho_s \cdot g \cdot D \cdot H_v \cdot X_{is} / 1000, \text{ dengan :}$$

$$\rho_s = \rho \text{ isolasi} = 576.665 \text{ kg/m}^3$$

$$X_{is} = \text{tebal isolasi} = 0.0000 \text{ m}$$

$$\text{Approximate volume of insulation} = \pi \cdot D \cdot H_v \cdot X_{is}$$

$$= 0 \text{ m}^3$$

$$g = 9.81 \text{ m/s}^2$$

$$W_s = 0.0000 \text{ N}$$

$$W_s = 0.0000 \text{ kN}$$

at total (Tw), kN

$$T_w = W_v + W_p + 2 \cdot W_s$$

$$T_w = 140.3959 \text{ kN}$$

d Loading

$$\text{diambil dinamic wind pressure (Dwp)} = 1280 \text{ N/m}^2$$

$$\text{Mean diameter, termasuk isolasi} = 1.8383 \text{ m}$$

$$\text{Loading (per linier metre) } F_w = 2353.0560 \text{ N/m} \quad (\text{pers. 13.81 Coulson})$$

ng moment of bottom tangent line (Mx) :

$$M_x = F_w \cdot H_v^2 / 2 \quad (\text{pers. 13.77 Coulson})$$

$$M_x = 476466.7819 \text{ Nm}$$

sis of stresses

ssure stress

itudinal stress (σ_L), N/mm²

$$\sigma_L = P_d \cdot D / (4 \cdot T_s) = 47.57805791 \text{ N/mm}^2 \quad (\text{pers. 13.64 Coulson})$$

iferential stress (σ_h), N/mm²

$$\sigma_h = P_d \cdot D / (2 \cdot T_s) = 95.15611581 \text{ N/mm}^2 \quad (\text{pers. 13.63 Coulson})$$

ad weight stress (σ_w), N/mm²

$$\sigma_w = W_v / (\pi \cdot (D + T_s) \cdot T_s) = 1.9031 \text{ N/mm}^2 \quad (\text{pers. 13.65 Coulson})$$

ading stresses

$$OD = D + 2 \cdot T_s = 1838.3250 \text{ mm}$$

$$L_v = \pi / 64 \cdot (OD^4 - D^4) = 5.6032E+11 \text{ mm}^4 \quad (\text{pers. 13.67 Coulson})$$

$$\sigma_b = M_x / L_v \cdot (0,5D + T_s) = 0.7816 \text{ N/mm}^2 \quad (\text{pers. 13.66 Coulson})$$

al stress

$$\sigma_z = 1,5 \cdot \sigma_L + \sigma_w + \sigma_b = 74.0518 \text{ N/mm}^2 \quad 0.7308 \text{ atm}$$

$$10.7433 \text{ psig}$$

hell aman karena $\sigma_z < f$ sehingga tebal shell bisa diterima

1 atm =	101325 kN/m ²
	101.325 N/mm ²

METER PIPA PEMASUKAN DAN PENGLUARAN

menentukan diameter pipa yang berhubungan dari dan ke menara distilasi akan persamaan:

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot q_f^{0.45} \cdot \rho_f^{0.13} \quad (\text{pers. 45 Peters})$$

dengan :

$$D_i \text{ opt} = \text{diameter optimum, in}$$

$$q_f =$$

$\rho_f = \text{densitas fluida, lb/ft}^3$

Daftar umpan

suhu = 363 K
 P = 1.01 atm = 102338.25 Pa

Komp.	BM	kg/jam	x, berat	ρ , kg/m ³	vol / 1000 kg
Aseton	58	2692.3658	0.2919	705.7000	0.4137
Isopropanol	60	1856.8020	0.2013	713.8000	0.2821
air	18	3094.6720	0.3356	1218.0000	0.2755
Argon prxd	34	1578.2828	0.1711	1366.1000	0.1253
Σ	170	9222.1226	1.0000		1.0966

$\rho_f = 911.9470 \text{ kg/m}^3$
 = 56.9310 lb/cuft
 $q_f = \text{Flow rate} / \rho_f$
 = 0.0992 cuft/s
 $D_{i,opt} = 2.3318 \text{ in}$

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 2.5 in
 ID = 2.465 in
 OD = 2.88 in
 Schedule number = 40

Pipa hasil atas menuju condensor (plate 2)

V = 7263.3403 kg/jam
 suhu = 358 K
 P = 1.2 atm
 R = 0.08206 m³.atm/kgmol.K

Komp.	x, mol	BM	x*BM
Aseton	0.2851	58	16.5339
Isopropanol	0.1868	60	11.2088
air	0.5281	18	9.5060
Argon prxd	0.0000	34	0.000
Σ	1.0000		37.2490

$\rho_f = \text{BM} \cdot P / R \cdot T$
 = 1.5215 kg/m³
 = 0.0950 lb/cuft

$q_f = \text{Flow rate} / \rho_f$
 = 46.8283 cuft/s
 $D_{i,opt} = 16.2140 \text{ in}$

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 18 in
 ID = 15.25 in
 OD = 16 in
 Schedule number = 30

Pipa refluks distilat

$L_o = 1197.7566 \text{ kg/j}$
 suhu = 358 K

Komp.	kg/j	BM	kgmol/jam	x, mol	x, berat	ρ , kg/m ³	vol / 1000 kg
Aseton	531.6552	58	30835.99956	0.5320	0.4439	711.3000	0.6240
opropanol	360.4251	60	21625.50808	0.3731	0.3009	719.6963	0.4181
air	305.6710	18	5502.0781	0.0949	0.2552	970.7260	0.2629
irgen prxd	0.0053	34	0.1799	0.0000	0.0000	1372.2610	0.0000
Σ	1197.7566		57963.76569	1.0000	1.0000		1.3051

$$pf = 766.2522 \text{ kg/m}^3$$

$$= 47.8356 \text{ lb/cuft}$$

$$qf = \text{Flow rate} / pf$$

$$= 0.0153 \text{ cuft/s}$$

$$Di, \text{opt} = 0.9840 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1.049 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1.32 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

Da pengeluaran bottom (plate Np)

$$L' = 10178.4919 \text{ kgmol/j}$$

$$\text{suhu} = 390 \text{ K}$$

Komp.	kg/j	BM	kgmol/jam	x, mol	x, berat	ρ , kg/m ³	vol / 1000 kg
Aseton	0.0000	58	0	0.0000	0	666.4387	0
opropanol	31.5657	60	1893.942	0.0227	0.0100	680.5983	0.0147
air	1546.7172	18	27840.9096	0.3338	0.4900	938.3755	0.5222
irgen prxd	1578.2560	34	53660.704	0.6434	0.5000	1332.8029	0.3751
Σ							
	3156.5389		83395.5556	1.0000	1		0.9120

$$pf = 1096.4641 \text{ kg/m}^3$$

$$= 68.4500 \text{ lb/cuft}$$

$$qf = \text{Flow rate} / pf$$

$$= 0.0282 \text{ cuft/s}$$

$$Di, \text{opt} = 1.9461 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 2 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2.067 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 2.38 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

ipa refluks bottom

$$V' = 7021.9530 \text{ kgmol/jam} \quad 0.0000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{suhu} = 390 \text{ K}$$

$$P = 1.3 \text{ atm}$$

$$R = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kgmol} \cdot \text{K}$$

Komp.	x, mol	BM	x*BM
Aseton	0.0000	58	0.0000
propanol	0.0116	60	0.6945
air	0.9020	18	16.2369
rgen prxd	0.0867	34	2.9467
Σ	1.0003		19.8781

$$\rho_f = \frac{BM \cdot P}{R \cdot T}$$

$$= 0.8075 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0.0504 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = \frac{\text{Flow rate}}{\rho_f}$$

$$= 85.3077 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,opt} = 19.5584 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\begin{aligned} \text{Nominal pipe size} &= 20 \text{ in} \\ \text{ID} &= 19.25 \text{ in} \\ \text{OD} &= 20 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 20 \end{aligned}$$

Spesifikasi menara distilasi

- | | | |
|--------------------------------|---|---------------------------|
| 1 Tinggi menara | = | 20.12 m |
| 2 Diameter menara | = | 1.8288 m |
| 3 Tebal shell | = | 4.7625 mm |
| 4 Jenis head | = | Torispherical dished head |
| 5 Tebal head | = | 4.7625 mm |
| 6 Tebal isolator | = | 1.3184 m |
| 7 Pipa umpan | = | 2.5 in(IPS) |
| 8 Pipa hasil atas ke condenser | = | 16 in(IPS) |
| 9 Pipa refluks distilat | = | 1 in(IPS) |
| 10 Pipa pengeluaran bottom | = | 2 in(IPS) |
| 11 Pipa refluks bottom | = | 20 in(IPS) |

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 رابعة الأقسام الإسلامية
 الجامعة الإسلامية

$$\ln \text{SITAS} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

	A	B	n	Tc	ρ
H ₂ O	0.27728	0.2576	0.29903	508.2	
iC ₄ H ₁₀	0.26785	0.26475	0.243	508.31	
nC ₄ H ₁₀	0.3471	0.274	0.28571	647.13	
CO ₂	0.43776	0.24982	0.2877	730.15	

$$\ln p = A (1-T/T_c)^n \quad (\text{kJ/kmol})$$

	A	Tc	n	ΔH_{vap}
H ₂ O	58.982	508.31	0.326	39212.9836
iC ₄ H ₁₀	49.244	508.2	0.481	26956.0711
nC ₄ H ₁₀	52.053	647.13	0.321	39966.5323
CO ₂	61.9	730.15	0.325	49505.7756

$$\ln \text{liquid} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

	A	B	C	D	CP
H ₂ O	46.878	6.27E-01	-2.08E-03	2.96E-08	2.15E+00
iC ₄ H ₁₀	72.525	7.96E-01	-2.63E-03	3.65E-06	1.89E+02
nC ₄ H ₁₀	92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07	7.53E+01
CO ₂	-15.248	6.77E-01	-1.49E-03	1.20E-06	9.10E+01

$$\ln p_{\text{span}} = 363 K$$

$$\ln p = 10^{A + (B/T) + (C \cdot T) + (D \cdot T^2)}$$

	A	B	C	D
Water	-7.2126	9.0305E+02	1.8385E-02	-2.0353E-05
Propanol	-0.7009	8.4150E+02	-8.6068E-03	8.2964E-06
Acetone	-10.2156	1.7925E+03	1.7730E-02	-1.2631E-05
Diethyl ether	-1.615	5.0380E+02	3.5010E-04	-1.1680E-06

ra Distilasi 02

s : Memisahkan aseton sebagai hasil bawah dari menara distilasi 1 (Md-01)
Sieve tray

r pressure of inorganic and organic Liquids
= $10^{(A+(B/T)+(C*\text{LOG}(T))+(D*T)+(E*T^2))}$

ame	Formula	BM	A	B	C	D	E
on	(CH ₃) ₂ CO	58	28.5884	-2.47E+03	-7.35E+00	2.80E-10	2.74E-06
opropanol	(CH ₃) ₂ CHOH	60	38.2363	-3.55E+03	-1.00E+01	-3.47E-10	1.74E-06
	H ₂ O	18	29.8605	-3.15E+03	-7.30E+00	2.42E-09	1.81E-06
en prxd	H ₂ O ₂	34	33.3222	-3.74E+03	-8.35E+00	-1.24E-10	1.69E-06
		170					

ndisi operasi umpan

an masuk ke dalam menara distilasi pada keadaan bubble point (cair jenuh)
itungan suhu bubble point umpan:

nan = 9.30E+02 mmhg = 1.2E+00 atm
t = 358.0000 K = 85.0000 C

omp.	kg/jam	kmol/jam	Zi	Po,mmhg	ki	yi=ki*zi
seton	2692.3658	46.4201	0.2851	1.86E+03	1.9958E+00	5.6895E-01
opropanol	1825.2363	30.4206	0.1868	9.27E+02	9.9613E-01	1.8609E-01
air	1547.9548	85.9975	0.5281	4.31E+02	4.6326E-01	2.4465E-01
gen prxd	0.0268	0.0008	0.0000	6.19E+01	6.6551E-02	3.2695E-07
Σ	6065.5837	162.8390	1.0000			1.00E+00

u umpan = 358.0000 K = 85.0000 C

pesifikasi Hasil

il yang diinginkan adalah :

Comp.	Distilat				Bottom			
	kg/jam	BM	kmol/jam	Xdi	kg/jam	BM	kmol/jam	Xbi
seton	2692.3658	58	46.4201	0.4229	0.0000	58	0.0000	0.0000
opropanol	1800.6500	60	30.0108	0.2734	24.5863	60	0.4098	0.0077
air	600.2580	18	33.3477	0.3038	947.6968	18	52.6498	0.9923
rgn prxd	0.0000	34	0.0000	0.0000	0.0268	34	0.0008	0.0000
	5093.2738		109.7786	1.0000	972.3099		53.0604	1.0000

isi operasi distilat

tekanan = 9.30E+02 mmhg 1.2E+00 atm

Suhu = 351 K = 78 C

Comp.	kg/jam	kmol/jam	xi	Po, mmhg	Ki=Po/Pt	yi=ki*xi
aseton	2692.3658	46.4201	0.4229	1.51E+03	1.6271	0.6880
isopropanol	1800.6500	30.0108	0.2734	7.00E+02	0.7530	0.2058
air	600.2580	33.3477	0.3038	3.25E+02	0.3491	0.1060
hidrogen prxd	0.0000	0.0000	0.0000	4.42E+01	0.0475	0.0000
	5093.2738	109.7786	1.0000			1.00

distilat = 78 C = 351 K

isi operasi bottom

tekanan = 1.4E+03 mmhg 1.8E+00 atm

Suhu = 390.6000 K 118 C

Comp.	kg/jam	kmol/jam	Xi	Po, mmhg	Ki=Po/Pt	Yi=Ki*Xi
aseton	0.0000	0.0000	0.0000	4.30E+03	3.0679	0.0000
isopropanol	24.5863	0.4098	0.0077	2.87E+03	2.0522	0.0158
air	947.6968	52.6498	0.9923	1.37E+03	0.9795	0.9719
hidrogen prxd	0.0268	0.0008	0.0000	2.44E+02	0.1745	0.0000
	972.3099	53.0604	1.0000			1.0

bottom = 391 K = 118 C

pengambilan LK dan HK

kai persamaan Shiras et. al

$$*D/z_j, f^*F) = (\alpha_j - 1) * x_{lk} * D / \{(\alpha_{lk} - 1) * z_{lk} * f^*F\} + (\alpha_{lk} - \alpha_j) * x_{hk} * D / \{(\alpha_{lk} - 1) * z_{hk} * f^*F\} \text{ (pers. 9.164 Treybal)}$$

komponen LK dan HK diantara nilai $-0,01 \leq (x_j, d^*D/z_j, f^*F) \leq 1,01$

Contoh Titik didih, C : *aseton ; isopropanol ; air ; hidrogen peroxida*

56 ; 82.5 ; 100 ; 150.2

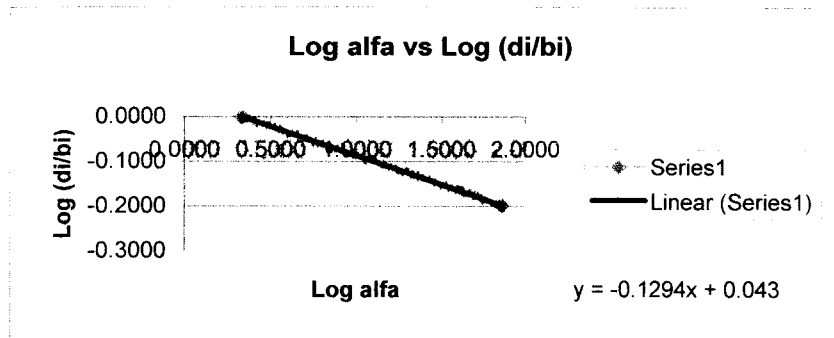
LK = isopropanol

HK = air

Comp.	α_D	α_B	α_{av}	$x_j, d.D/(z_j, f.F)$	Keterangan
aseton	4.6612	3.1323	3.8210	1.887969076	Hasil atas
isopropanol	2.1571	2.0952	2.1259	0.986529961	terdistribusi
air	1.0000	1.0000	1.0000	0.387774838	terdistribusi
hidrogen prxd	0.1362	0.1782	0.1558	-0.061173684	hasil bawah

Perhitungan Distribusi Nonkey Component

	di	bi	α	log α	log (di/bi)
1. LK	30.0108	0.4098	2.1503	0.3325	1.8647
2. HK	33.3477	52.6498	1.0000	0.0000	-0.1983



$di/bi = A + C \cdot \log \alpha$ (pers. 11.63 Coulson) $\log(di/bi) = 0.043 - 0.1294 \cdot \log \alpha$
 $A = 0.043$ $di = fi / (bi/di + 1)$
 $C = -0.1294$ $bi = fi / (di/bi + 1)$

omp.	feed	log (di/bi)	di/bi	di	xid	bi	xbi
seton	46.4201	-0.0323	9.2825E-01	22.3464	0.2702	24.0737	3.0038E-01
ropanol	30.4206	0.0006	1.0014E+00	15.2211	0.1841	15.1995	1.8965E-01
air	85.9975	0.0430	1.1041E+00	45.1257	0.5457	40.8718	5.0997E-01
gen prxd	0.0008	0.1475	1.4044E+00	0.0005	0.0000	0.0003	4.1515E-06
	162.8390	0.1588		82.6937	1.0000	80.1453	1.0000

Penyehitng Refluks Minimum
 an dalam cair jenuh, maka $q = 1$
 $\Phi = 1.658000$

omp.	zif	ai	ai*zif	$\frac{ai \cdot zi \cdot F}{ai - \theta}$
seton	0.2851	4.3083	1.2281	0.4634
ropanol	0.1868	2.1503	0.4017	0.8160
air	0.5281	1.0000	0.5281	-0.8026
gen prxd	0.0000	0.1437	0.0000	0.0000
				0

$$1 - q = \frac{ai \cdot zi \cdot F}{ai - \theta}$$

oleh $\Phi = 1.6580$

oleh $\Phi = 1.6580$

omp.	Xid	ai	ai*xid	$\frac{ai \cdot xdi}{ai - \Phi}$
seton	0.4229	4.6612	1.9710	0.6563
ropanol	0.2734	2.1571	0.5897	1.1816
air	0.3038	1.0000	0.3038	-0.4617
gen prxd	0.0000	0.1362	0.0000	0.0000
				1.3762

$$R_{m+1} = \frac{\sum ai \cdot Xi \cdot D}{ai - \Phi}$$

$$\begin{aligned}
 R_{m+1} &= 1.3762 \\
 R_m &= 0.3762 \\
 R_m/(R_m + 1) &= 0.2734
 \end{aligned}$$

Rop berkisar antara 1.2 - 1.5 Rm

$$\text{ambil } R_{op} = 1.2 R_m = 0.4515$$

Untuk menghitung jumlah stage ideal dengan korelasi Erbar-Maddox :

Fig. 11.11 Coulson

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk } R/(R+1) &= 0.3110 \\
 \text{diperoleh } N_m/N &= 0.5700
 \end{aligned}$$

Perhitungan Jumlah Plate Minimum

Untuk menentukan plate minimum menggunakan persamaan Fenske :

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right]_D \left[\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right]_B}{\log \alpha_{lk}} \quad (\text{pers. 11.58 Coulson})$$

$$(X_{lk}/X_{hk})_D = 0.8999$$

$$(X_{hk}/X_{lk})_B = 128.4858$$

$$N_m = 6.2986$$

Jumlah stage ideal

$$N = 11.0501$$

$$= 12 \text{ stage}$$

Tentukan Letak Feed

$$\left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\frac{B}{D} \right] \left[\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right] \left[\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right]^2 \quad (\text{Pers. 11.62 Coulson})$$

A	B	C	D	log E
B/D	$x_{f,hk}/x_{f,lk}$	$x_{b,lk}/x_{d,hk}$	$\log(a*b*c^2)$	$0.206*D$
0.4833	2.8269	0.0254	-3.053981686	-0.6291

$$\frac{N_r}{N_s} = 0.2349$$

$$N_r = 0.2349 N_s$$

$$N_r + N_s = 12 \text{ (termasuk reboiler)}$$

$$(0.2349 * N_s) + N_s = 12$$

$$N_s = 15.0000$$

$$N_r = 15$$

Maka :

$$N_r = 3 \text{ feed plate} = 4$$

Umpan masuk pada plate ke 4 dari atas.

Efisiensi

Hitung dengan persamaan empiris O'Connell :

$$E_o = 51 - 32.5 \log (\mu_{avg} * \alpha_{lk})$$

(Pers. 11.67 Coulson)

Komp.	kgmol/j, feed	xi	μ_i, cp	$x_i \mu_i, cp$
Aseton	46.4201	0.2851	1.9195E-01	5.47E-02
Isopropanol	30.4206	0.1868	4.2828E-01	8.00E-02
air	85.9975	0.5281	3.3104E-01	1.75E-01
Hdrgen prxd	0.0008	0.0000	5.8601E-01	2.88E-06
	162.8390	1.0000		3.10E-01

$\mu_{avg} = 0.3096 \text{ cp}$
 $= 0.3096 \text{ mNs/m}^2$
 $\alpha_{LK \text{ avg}} = 2.1259$

$E_o = 51 - 32.5 \cdot \log(0.309558404508388 \cdot 2.12591437601935)$
 $= 56.9056 \%$

$E_o = N_i/N$

aka jumlah real stage = 17.6610 stage
 $N = 18 \text{ stage}$

RE DESIGN

fat-sifat Fisis

density pada suhu atas = 351 K 78 C

cair

Komp.	kg/j	x berat	$\rho, \text{ kg/m}^3$	vol/1000 kg
Aseton	2692.3658	0.5286	720.6262463	0.7335
Isopropanol	1800.6500	0.3535	727.7267328	0.4858
air	600.2580	0.1179	977.6618609	0.1205
Hdrgen prxd	0.0000	0.0000	1380.795204	0.0000
	5093.2738	1.0000		1.3399

$\rho_L = 746.3252 \text{ kg/m}^3$

$P = 1.2 \text{ atm}$

$R = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kgmol} \cdot \text{K}$

gas

Komp.	kmol/j	x	BM	$\rho = MP/RT$	$x \cdot \rho$
Aseton	46.4201	0.4229	58	2.46456985	1.0421
Isopropanol	30.0108	0.2734	60	2.54955502	0.6970
air	33.3477	0.3038	18	0.76486651	0.2323
Hdrgen prxd	0.0000	0.0000	34	1.44474784	0.0000
jumlah	109.7786	1.0000			1.9715

$\rho_v = 1.9715 \text{ kg/m}^3$

density pada suhu bawah 390.6000 K 118 C

cair

Komp.	kg/j	x berat	$\rho, \text{ kg/m}^3$	vol/1000 kg
Aseton	0.0000	0.0000	665.5506437	0.0000
Isopropanol	24.5863	0.0253	679.8151316	0.0372
air	947.6968	0.9747	937.7530168	1.0394
Hdrgen prxd	0.0268	0.0000	1332.04957	0.0000
jumlah	972.3099	1.0000		1.0766

$\rho_L = 928.8490 \text{ kg/m}^3$

$P = 1.8 \text{ atm}$

$R = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kgmol} \cdot \text{K}$

gas

Komp.	kmol/j	x	BM	$\rho = MP/RT$	x^*p
Aseton	0.0000	0.0000	58	3.33333287	0.0000
Isopropanol	0.4098	0.0077	60	3.44827539	0.0266
air	52.6498	0.9923	18	1.03448262	1.0265
Hdrgen prxd	0.0008	0.0000	34	1.95402272	0.0000
jumlah	53.0604	1.0000			1.0531

$$\rho_v = 1.0531 \text{ kg/m}^3$$

Flow Rate

TAS Top Product =	D =	5093.2738 kg/j
Vapour Rate =	V = (1+R).D =	7392.6831 kg/j
Liquid Rate =	L = R . D =	2299.4093 kg/j
WAH Bottom Prod. =	B = F - D =	972.3099 kg/j
Liquid Rate =	L' = F * q + L =	8364.9930 kg/j
Vapour Rate =	V' = L' - B =	7392.6831 kg/j

Physical Properties

Number of real stage = 18 stage

di atas

$$\rho_L = 746.3252 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v = 1.9715 \text{ kg/m}^3$$

di bawah

$$\rho_L = 928.8490 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v = 1.0531 \text{ kg/m}^3$$

COLUMN DIAMETER

did - Vapour flow factor

$$Fl_v = \left(\frac{L}{V}\right) * \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

(Pers. 11.82 Coulson)

$$Fl_v \text{ top} = 0.0160$$

$$Fl_v \text{ bottom} = 0.0381$$

kecepatan maksimum uap

$$U_f = K_v * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

(Pers. 11.81 Coulson)

Tray spacing = 0.6 m

Nilai Kv dapat diperoleh dari Fig. 11.27 Coulson :

$$K_v \text{ top} = 0.12$$

$$K_v \text{ bottom} = 0.13$$

Maka :

$$Uf \text{ top} = 2.3317 \text{ m/s}$$

$$Uf \text{ bottom} = 3.8586 \text{ m/s}$$

$$\text{sign flooding velocity} = (0,8 - 0,85) * Uf \quad (\text{Coulson hal.459})$$

$$\text{Design flooding} = 0.8$$

$$Uf \text{ top} = 1.8654 \text{ m/s}$$

$$Uf \text{ bottom} = 3.0869 \text{ m/s}$$

patan volume uap

$$Qv = V/pv$$

$$Qv \text{ top} = 1.0416 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Qv \text{ bottom} = 1.9499 \text{ m}^3/\text{s}$$

area

$$An = Qv/Uf$$

$$An \text{ top} = 0.5584 \text{ m}^2$$

$$An \text{ bottom} = 0.6317 \text{ m}^2$$

downcomer cross-sectioned area

$$\text{take \%downcomer area of total} = 0.12 \quad \text{Nilai downcomer} = 0.05 - 0.19 \quad (\text{Fig11.31Coulson})$$

$$Ac = An / (1 - \%downcomer)$$

$$Ac \text{ top} = 0.6345 \text{ m}^2$$

$$Ac \text{ bottom} = 0.7178 \text{ m}^2$$

downcomer diameter

$$D = \sqrt{\frac{Ac * 4}{\pi}}$$

$$D \text{ top} = 1.7981 \text{ m} = 70.7932 \text{ in}$$

$$D \text{ bottom} = 1.9125 \text{ m} = 75.2955 \text{ in}$$

$$\text{Dipakai diameter yg besar} = 1.9125 \text{ m}$$

$$\text{Diambil ukuran yg ada di pasaran} = 76 \text{ in}$$

$$= 1.9304 \text{ m}$$

LIQUID FLOW PATTERN

$$\text{Maximum volume liquid rate} = 0.0025 \text{ m}^3/\text{s}$$

dari fig. 11.28 Coulson maka alirannya adalah single pass

PROVISIONAL PLATE DESIGN

$$\text{Column diameter} = Dc = 1.9304 \text{ m}$$

$$\text{Column area} = Ac = 2.9253 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer area} = Ad = 0.3510 \text{ m}^2, \text{ pada } 12 \%$$

$$\text{Net area (An)} = Ac - Ad = 2.5742 \text{ m}^2$$

Active area (Aa) = Ac-2Ad = 2.2232 m²
 Hole area = Ah = 0.2223 m², pada 10% nilai = 6%-15% (Coulson, 473)

length (fig 11.31Coulson)

(Ad/Ac)*100 = 12 didpt Lw/Dc = 0.74

Lw = 1.4285 m

ambil tinggi weir = hw = 50 mm nilai = 40-90 mm (Coulson, 463)

diameter hole = dh = 5 mm nilai = 2.5-12 mm (Coulson, 465)

tebal plate = 5 mm Carbon steel (Coulson, 465)

IECK WEEPING

Max liquid rate = 2.3236 kg/s

percent of turn down = 0.8

Min liquid rate = 1.8589 kg/s

how = $750[L/\rho L * Lw]^2/3$ (pers. 11,85 Coulson)

Max how = 12.6076 mm liquid

Min how = 10.8649 mm liquid

min. rate (ho + how) = 60.8649 mm liquid

Fig 11.30 Coulson :

K2 = 30.2

uh` = $[K2 - 0,9(25,4-dh)] / \rho v^{0,5}$ (pers. 11,84 Coulson)

uh` (min) = 8.4325 m/s

al min vapour velocity = Min vap. rate / Ah

= 3.7482 m/s

LATE PRESSURE DROP

plate drop (hd)

vapour velocity through hole

uh` = 4.6852 m/s

Fig. 11.34 Coulson dgn tebal plate/diameter hole

dan nilai Ah / Ap = Ah / Aa = 0.1

maka Co = 0.84

hd = $51[uh/Co]^2[pv/\rho L]$ (pers. 11,88 Coulson)

hd = 4.1912 mm liquid

idual head

hr = $12,5 * 1000/\rho L$ (pers. 11,89 Coulson)

hr = 16.7487 mm liquid

al plate pressure drop,

ht = hd + (hw + how) +hr

= 83.5475 mm liquid

ressure drop per plate = 83.5475 mm liquid

Column pressure drop = 611.6887 Pa

= 0.0061 atm

DOWNCOMER LIQUID BACK UP

wncomer pressure loss

Ambil hap = hw - 10 = 40 mm

Area under apron, Aap = hap * Lw = 0.0571 m²

Ad = 0.3510 m²

karena Aap < Ad maka dipakai Aap pada persamaan 11,92

$$h_{dc} = 166[l_{wd}/\rho L \cdot A_m]^2 \quad (\text{pers. 11.92 Coulson})$$

$$h_{dc} = 0.4928 \text{ mm}$$

ambil $h_{dc} = 1 \text{ mm}$

up in downcomer

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{pers. 11.91 Coulson})$$

$$= 146.6479 \text{ mm}$$

$$= 0.1466 \text{ m}$$

Syarat, $h_b < 1/2 \cdot (\text{plate spacing} + h_w)$

$$2 \cdot (\text{plate spacing} + h_w) = 0.3250 \text{ m}$$

Jadi, tray spacing dapat diterima

k residense time

$$t_r = A_d \cdot h_b \cdot \rho L / L_{wd} \quad (\text{pers. 11.95 Coulson})$$

$$= 16.5343 \text{ s}$$

> 3 s satisfactory

k entrainment

Actual percentage flooding for design area

$$u_v = 0.7575 \text{ m/s} = \text{maximum flow rate bottom / net area}$$

$$\text{percent flooding} = 19.6309 \% = U_v / U_f$$

$$F_{lv} = 0.0381$$

29 Coulson didapat $\psi = 0.0013$

< 0,1 , satisfactory

PERFORATED AREA

$$11.32 \text{ Coulson, } L_w/D_c = 0.74$$

didapatkan, $\theta_c = 98 \text{ derajat}$

angle subtended at plate edge by unperforated strip = 82 derajat

mean length, unperforated edge strips = 2.6898 m

area of unperforated edge strips = 0.1345 m²

area of calming zone = 0.1328 m²

Total area available for perforations, $A_p = 1.9559 \text{ m}^2$

$A_h / A_p = 0.1137 \text{ m}^2$

Dari Fig.11.33 Coulson, didapat : $l_p/d_h = 2.8138$ satisfactory : 2.5 - 4

NUMBER OF HOLE

$$\text{Area of one hole} = 1.964E-05 \text{ m}^2$$

$$\text{Number of hole} = 11319.7382$$

$$= 11320$$

PLATE SPESIFICATION

Jumlah Plate	=	18 Plate
Plate ID	=	1.9304 m
Hole size	=	5 mm
Hole pitch	=	14.0692 mm
Active hole	=	11320 buah
Turn down	=	0.8 max rate
Plate material	=	Carbon steel
Downcomer material	=	Carbon steel
Plate spacing	=	0.6 m
Plate thickness	=	5 mm
Plate pressure (=	83.5475 mm liquid = 0.3314 atm

**MECHANICAL DESIGN
SPEKIFIKASI KOLOM**

Tinggi = (Σ actual stage +1) . tray spacing + disengagement + tinggi ruang cairan di bawah
 = 14.11 m
 Diameter kolom = Dc = 1.9304 m = 76 in
 R = 0.9652 m = 38 in

DETERMINATION OF DESIGN CONDITIONS

for design

Td = 97.7667 C

for design

P = Pdesign - Pudara luar
 Pudara = 1 atm
 Pop = 1.532894737 atm
 Pdesign = Pop*1.2 = 1.839473684 atm
 P = 0.839473684 atm = 12.3403 psig

Material: Carbon Steel SA 283 Grade C

Maximum allowable stress, f = 12650 psig
 Joint efficiency, E = 0.8
 Allowable corrosion, c = 0.125

DETERMINATION OF SHELL THICKNESS (ts, mm)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{F \cdot E - 0.6 \cdot P} + C$$

ts tebal dinding :

t = 0.1714 in
 Tebal plat standar = 0.1875 in (tebal minimum)
 = 4.7625 mm

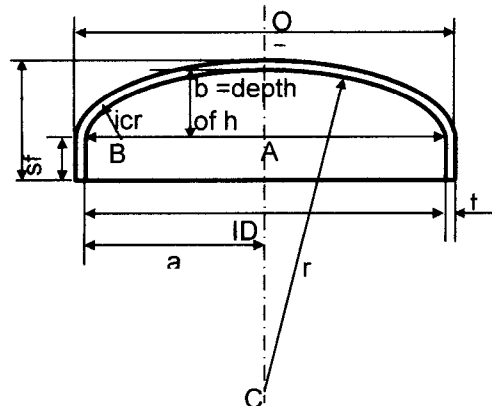
DETERMINATION OF TYPE AND THICKNESS OF HEAD (th, mm)

jenis Torispherical Dished Head

th Head :

$$t_h = \frac{0.885 \cdot P \cdot R_c}{F \cdot E - 0.1 \cdot P} + C$$

diambil Rc = Dc = 1.9304 m
 t = 0.1271 in
 Tebal plat standar = 0.1875 in (tebal minimum)
 = 4.7625 mm



Label 5-8 Brownell, sf = 1.5 - 2.25

Diambil panjang sf = 2

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t = 76 \text{ in} \\ a &= \text{ID}/2 = 37.8125 \text{ in} \end{aligned}$$

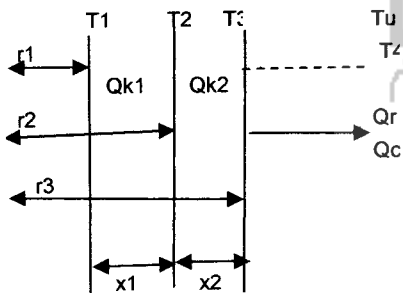
Label 5-7 Brownell

$$\begin{aligned} \text{untuk } t &= 0.1875 \text{ in, OD} = 76 \text{ in, maka: diambil OD} = 102 \text{ in} \\ \text{icr} &= 6.125 \text{ in} \\ r &= 96 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - \text{icr} = 31.6875 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} = 89.875 \text{ in} \\ \text{AC} &= ((\text{BC}^2) - (\text{AB}^2))^{0.5} = 84.1036 \text{ in} \\ b &= r - \text{AC} = 11.8964 \text{ in} \\ \text{OA} &= t + b + \text{sf} = 14.0235 \text{ in} \end{aligned}$$

ISOLATOR

Asumsi :

Perpindahan panas konduksi terjadi dalam keadaan ajeg (steady state).
Sifat-sifat bahan tidak berubah terhadap suhu.



Keterangan:

r1 = jari-jari dalam shell
r2 = jari-jari luar shell
r3 = jari-jari isolator luar+isolator

Qk1 = Perp. panas konduksi melalui shell
Qk2 = Perp. panas konduksi melalui isolator
Qc = Perp. panas konveksi
Qr = Perp. panas radiasi

T1 = Suhu dinding dlm shell 97.7667 C = 207.9577 F 207.9801
667.9801 R
T2 = Suhu dinding luar shell
T3 = Suhu isolator luar 70 C = 158 F
460 R
Tu = Suhu udara luar 30 C = 86 F
546 R
x1 = tebal shell 0.1875 in = 0.0156 ft
x2 = tebal isolator

Bahan isolator yang dipakai adalah asbestos.

Asbestos mempunyai konduktivitas thermal cukup rendah, ketahanan terhadap air sangat baik dan maximum tensile strength cukup tinggi.

Asbestos dapat digunakan pada rentang suhu antara 33-750°F (Rase and Barrow, 1957).

Sifat Fisis : Asbestos :

$$\begin{aligned}
 k_2 &= 0.117 \text{ Btu/j.ft.F} && \text{(Holman)} \\
 \epsilon &= 0.96 \\
 \rho &= 36 \text{ lb/ft}^3 && 576.665 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Carbon steel :

$$\begin{aligned}
 k_1 &= 21 \text{ Btu/j.ft.F} \\
 \rho &= 490 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Konveksi

$$h_c = 0,19.(T_3 - T_u)^{1/3} \quad \text{(Kern)}$$

$$h_c = 0.0000 \text{ Btu/j.ft}^2.F$$

$$q_c = h_c . A . (T_3 - T_u) \quad \text{(Kern)}$$

$$Q_c = 0.0000 \text{ Btu/j.ft}^2$$

Radiasi

$$\zeta = 1.71E-09 \text{ Btu/j.ft}^2.R^4$$

$$q_r = \tau . A . \epsilon . (T_3^4 - T_u^4) \quad \text{(Kern)}$$

$$Q_r = -72.5192 \text{ Btu/j.ft}^2$$

Konduksi

$$q_{k1} = \frac{k_1 . A}{x_1} (T_2 - T_1) \quad \text{(Kern)}$$

$$q_{k2} = \frac{k_2 . A}{x_2} (T_3 - T_2) \quad \text{(Kern)}$$

perpindahan panas konduksi secara seri :

$$q_k = \frac{T_1 - T_{31}}{\frac{x_1}{k_1 . A} + \frac{x_2}{k_2 . A}} \quad \text{(Kern)}$$

$$Q_k = Q_c + Q_r$$

maka :

$$\begin{aligned}
 x_2 &= -0.3355 \text{ ft} \\
 &= -10.2275 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

Jadi, tebal isolator 1.1801 cm

HECK STRESS

Analysis of weight

Lead weight vessel (Wv), kN

$$\begin{aligned}
 C_v &= 1.15 \text{ (untuk menara distilasi)} \\
 W_v &= 240 \cdot C_v \cdot D_m \cdot (H_v + 0,8 \cdot D_m) \cdot T_s && \text{(pers. 13.76 Coulson)} \\
 D_m &= D + T_s = 1.9399 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$H_v = \text{height of vessel} = 14.11 \text{ m}$$

$$W_v = 39.9430 \text{ kN}$$

at plate (W_p), kN

$$W_p = 1,2 \cdot A_t \cdot \Sigma N, \text{ dengan :}$$

$$A_t = \text{luas area total plate} = 2.9253 \text{ m}^2$$

$$W_p = 63.1856 \text{ kN}$$

at isolasi (W_s), kN

$$W_s = \pi \cdot p_s \cdot g \cdot D \cdot H_v \cdot X_{is} / 1000, \text{ dengan :}$$

$$p_s = \text{p isolasi} = 576.665 \text{ kg/m}^3$$

$$X_{is} = \text{tebal isolasi} = -0.1023 \text{ m}$$

$$\text{Approximate volume of insulation} = \pi \cdot D \cdot H_v \cdot X_{is}$$

$$= -8.748766525 \text{ m}^3$$

$$g = 9.81 \text{ m/s}^2$$

$$W_s = -49492.4663 \text{ N}$$

$$W_s = -49.4925 \text{ kN}$$

at total (T_w), kN

$$T_w = W_v + W_p + 2 \cdot W_s$$

$$T_w = 4.1437 \text{ kN}$$

and Loading

$$\text{diambil dinamic wind pressure (Dwp)} = 1280 \text{ N/m}^2$$

$$\text{Mean diameter, termasuk isolasi} = 1.7354 \text{ m}$$

$$\text{Loading (per linier metre) } F_w = 2221.2802 \text{ N/m} \quad (\text{pers. 13.81 Coulson})$$

$$\text{Bending moment of bottom tangent line (Mx) :}$$

$$M_x = F_w \cdot H_v^2 / 2 \quad (\text{pers. 13.77 Coulson})$$

$$M_x = 221194.6494 \text{ Nm}$$

Analysis of stresses

Pressure stress

$$\text{Longitudinal stress } (\sigma_l), \text{ N/mm}^2$$

$$\sigma_l = P_d \cdot D / (4 \cdot T_s) = 85.06666667 \text{ N/mm}^2 \quad (\text{pers. 13.64 Coulson})$$

$$\text{Circumferential stress } (\sigma_h), \text{ N/mm}^2$$

$$\sigma_h = P_d \cdot D / (2 \cdot T_s) = 170.1333333 \text{ N/mm}^2 \quad (\text{pers. 13.63 Coulson})$$

$$\text{Dead weight stress } (\sigma_w), \text{ N/mm}^2$$

$$\sigma_w = W_v / (\pi \cdot (D + T_s) \cdot T_s) = 1.3803 \text{ N/mm}^2 \quad (\text{pers. 13.65 Coulson})$$

Bending stresses

$$OD = D + 2 \cdot T_s = 1939.9250 \text{ mm}$$

$$L_v = \pi / 64 \cdot (OD^4 - D^4) = 6.9485E+11 \text{ mm}^4 \quad (\text{pers. 13.67 Coulson})$$

$$\sigma_b = M_x / L_v \cdot (0,5D + T_s) = 0.3088 \text{ N/mm}^2 \quad (\text{pers. 13.66 Coulson})$$

Total stress

$$\sigma_z = 1,5 \cdot \sigma_l + \sigma_w + \sigma_b = 129.2890 \text{ N/mm}^2 \quad 1.2760 \text{ atm}$$

$$18.7570 \text{ psig}$$

Shell aman karena $\sigma_z < f$ sehingga tebal shell bisa diterima

1 atm =	101325 kN/m ²
	101.325 N/mm ²

METER PIPA PEMASUKAN DAN PENGELUARAN

menentukan diameter pipa yang berhubungan dari dan ke menara distilasi akan persamaan:

$$Di_{opt} = 3.9 * qf^{0.45} * \rho f^{0.13} \quad (\text{pers. 45 Peters})$$

ngan :
 Di_{opt} = diameter optimum, in
 qf =
 ρf = densitas fluida, lb/ft³

ia umpan

$$= 360 \text{ K}$$

$$P = 1.3E+00 \text{ atm} = 133739.5104 \text{ Pa}$$

mp.	BM	kg/jam	x, berat	ρ , kg/m ³	vol / 1000 kg
eton	58	2692.3658	0.44388	708.6143	0.6264
opropanol	60	1825.2363	0.3009	717.3884	0.4195
air	18	1547.9548	0.2552	968.7500	0.2634
gen prxd	34	0.0268	0.0000044	1369.8341	0.0000
Σ	170	6065.5837			1.3093

$$\rho f = 763.7670 \text{ kg/m}^3$$

$$= 47.6804 \text{ lb/cuft}$$

$$qf = \text{Flow rate} / \rho f$$

$$= 0.0779 \text{ cuft/s}$$

$$Di_{opt} = 2.0439 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 2.5 \text{ in}$$

$$ID = 2.469 \text{ in}$$

$$OD = 2.88 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

ipa hasil atas menuju condensor (plate 2)

$$V = 12156.2268 \text{ kg/jam}$$

$$\text{suhu} = 351 \text{ K}$$

$$P = 1.2E+00 \text{ atm}$$

$$R = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kgmol} \cdot \text{K}$$

omp.	x, mol	BM	x*BM
seton	0.4229	58	24.5254
opropanol	0.2734	60	16.4026
air	0.3038	18	5.4679
gen prxd	0.0000	34	0.0000
Σ	1		46.3959

$$\rho f = \text{BM} * P / R / T$$

$$= 1.9716 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0.1231 \text{ lb/cuft}$$

$$qf = \text{Flow rate} / \rho f$$

$$= 60.4823 \text{ cuft/s}$$

$$Di_{opt} = 18.8158 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 20 \text{ in}$$

$$ID = 19.25 \text{ in}$$

$$OD = 20 \text{ in}$$

Schedule number = 20

Pipa refluks distilat

$L_0 = 7062.9530 \text{ kg/j}$

suhu = 351 K

komponen	kg/j	BM	kgmol/jam	x, mol	x, berat	ρ , kg/m ³	vol / 1000 kg
metanol	3733.5619	58	216546.5903	0.5678	0.5286	720.6588	0.7335
isopropanol	2497.0003	60	149820.0187	0.3929	0.3535	727.7547	0.4858
air	832.3908	18	14983.0336	0.0393	0.1179	977.6862	0.1205
total	0.0000	34	0.0000	0.0000	0.0000	1380.8251	0.0000
Σ	7062.9530		381349.6426				1.3398

$\rho_f = 746.3558 \text{ kg/m}^3$

= 46.5935 lb/cuft

$q_f = \text{Flow rate} / \rho_f$

= 0.0928 cuft/s

$D_{i,opt} = 2.2050 \text{ in}$

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 2.5 in

ID = 2.469 in

OD = 2.88 in

Schedule number = 40

Pipa pengeluaran bottom (plate N_p)

$L' = 13128.5367 \text{ kgmol/j}$

suhu = 413 K

komponen	kg/j	BM	kgmol/jam	x, mol	x, berat	ρ , kg/m ³	vol / 1000 kg
metanol	0.0000	58	0	0.0000	0	630.0770	0
isopropanol	24.5863	60	1475.178	0.0796	0.0253	648.2251	0.0390
air	947.6968	18	17058.5424	0.9204	0.9747	913.5588	1.0669
total	0.0268	34	0.9112	0.0000	0.0000	1302.9607	0.0000
Σ	972.3099		18534.6316	1.0000	1		1.1059

$\rho_f = 904.2074 \text{ kg/m}^3$

= 56.4478 lb/cuft

$q_f = \text{Flow rate} / \rho_f$

= 0.0105 cuft/s

$D_{i,opt} = 1.2185 \text{ in}$

Dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 1.25 in

ID = 1.38 in

OD = 1.66 in

Schedule number = 40

Pipa refluks bottom

$$V' = 12156.2268 \text{ kgmol/jam}$$

$$\text{suhu} = 413 \text{ K}$$

$$P = 1.8 \text{ atm}$$

$$R = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kgmol} \cdot \text{K}$$

i.	x_i , mol	BM	$x_i \cdot \text{BM}$
n	0.0000	58	0.0000
anol	0.0077	60	0.4634
	0.9923	18	17.8607
orxd	0.0000	34	0.0005
Σ	1.0000		18.3246

$$\rho_f = \text{BM} \cdot P / R \cdot T$$

$$= 0.9827 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0.0613 \text{ lb/cuft}$$

$$q_f = \text{Flow rate} / \rho_f$$

$$= 121.3459 \text{ cuft/s}$$

$$D_{i,\text{opt}} = 23.5121 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 24 \text{ in}$$

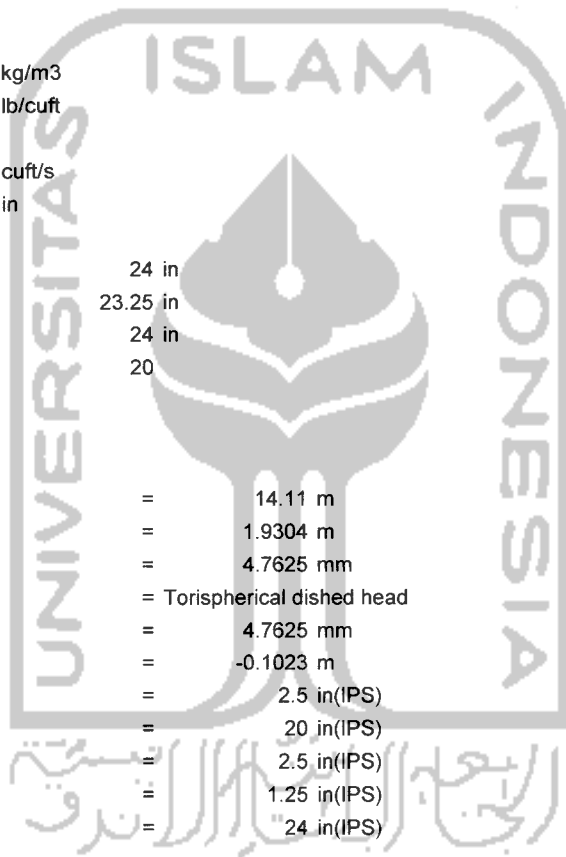
$$\text{ID} = 23.25 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 24 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 20$$

kasi menara distilasi

- | | | |
|--------------------------------|---|---------------------------|
| 1 Tinggi menara | = | 14.11 m |
| 2 Diameter menara | = | 1.9304 m |
| 3 Tebal shell | = | 4.7625 mm |
| 4 Jenis head | = | Torispherical dished head |
| 5 Tebal head | = | 4.7625 mm |
| 6 Tebal isolator | = | -0.1023 m |
| 7 Pipa umpan | = | 2.5 in(IPS) |
| 8 Pipa hasil atas ke condenser | = | 20 in(IPS) |
| 9 Pipa refluks distilat | = | 2.5 in(IPS) |
| 10 Pipa pengeluaran bottom | = | 1.25 in(IPS) |
| 11 Pipa refluks bottom | = | 24 in(IPS) |



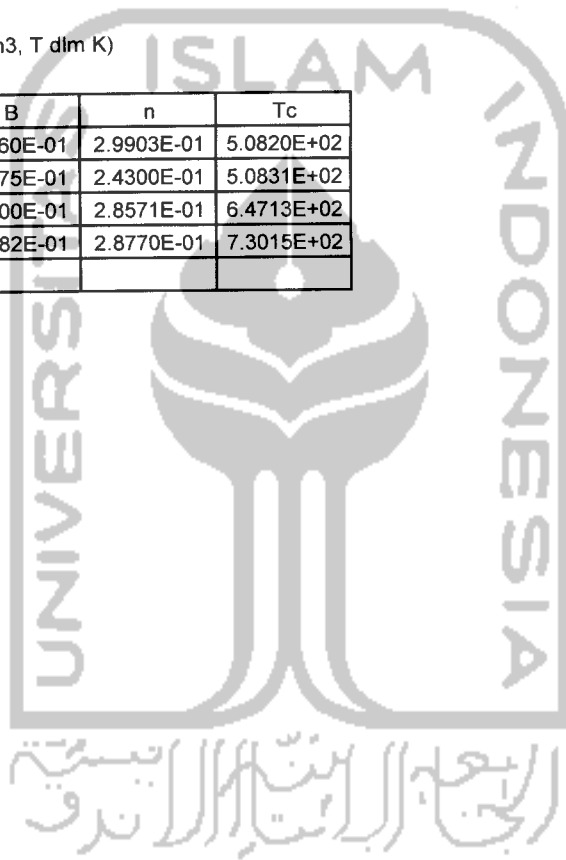
$$T_1 = 358.0000 \text{ K}$$

$$\rho = (A + (B/T) + (C \cdot T) + (D \cdot T^2))$$

	A	B	C	D
	-7.2126	9.0305E+02	1.8385E-02	-2.0353E-05
anol	-0.7009	8.4150E+02	-8.6068E-03	8.2964E-06
	-10.2156	1.7925E+03	1.7730E-02	-1.2631E-05
prxd	-1.615	5.0380E+02	3.5010E-04	-1.1680E-06

persamaan Densitas cairan (ρ dlm kg/m³, T dlm K)

komponen	A	B	n	Tc
CH ₃) ₂ CO	2.7728E-01	2.5760E-01	2.9903E-01	5.0820E+02
H ₃) ₂ CHOH	2.6785E-01	2.6475E-01	2.4300E-01	5.0831E+02
H ₂ O	3.4710E-01	2.7400E-01	2.8571E-01	6.4713E+02
H ₂ O ₂	4.3776E-01	2.4982E-01	2.8770E-01	7.3015E+02



CONDENSER (CD-01)

- : Mengembunkan uap keluar top Menara Distilasi (MD-01)
- : Double Pipe Condenser

tungan Suhu masuk dan Suhu Keluar Aliran Proses

Persamaan Tekanan Uap (Po dlm mmHg, T dlm K)

komponen	A	B	C	D	E
(3)2CO	28.5884	-2.47E+03	-7.35E+00	2.80E-10	2.74E-06
(2)2CHOH	38.2363	-3.55E+03	-1.00E+01	-3.47E-10	1.74E-06
H2O	29.8605	-3.15E+03	-7.30E+00	2.42E-09	1.81E-06
H2O2	33.3222	-3.74E+03	-8.35E+00	-1.24E-10	1.69E-06

persamaan tekanan uap : $10^{(A+(B/T)+(C*\text{LOG}(T))+(D*T)+(E*T^2))}$

Masuk

uap dari top MD-01 masuk ke kondenser (CD-01) dalam kondisi uap jenuh, sehingga suhu masuk dapat dihitung dengan Dew Point campuran.

$$P = 0.83 \text{ atm} = 6.33E+02 \text{ mmHg}$$

$$G = 162.8390 \text{ kmol/j} = 6065.5837 \text{ kg/j}$$

$$Th1 = 85 \text{ C} = 358 \text{ K}$$

komponen	Di, kg/j	BM	Di, kmol/j	yi	Pi ^o	Ki	yi/Ki
Etanol	3224.0210	58.0000	55.5866	0.2851	1857.0665	2.9348	0.0971
Etanol	2185.6611	60.0000	36.4277	0.1868	926.8707	1.4648	0.1275
	1853.6260	18.0000	102.9792	0.5281	431.0485	0.6812	0.7753
Etanol prxd	0.0326	34.0000	0.0010	0.0000	61.9237	0.0979	0.0001
	7263.3407	170.0000	194.9944	1.0000			1.0000

Keluar

cairan keluar kondenser (CD-01) dalam kondisi cair jenuh, sehingga suhu keluar dapat dihitung dengan Bubble Point campuran.

$$P = 0.97 \text{ atm} = 7.35E+02 \text{ mmHg}$$

$$G = 162.8390 \text{ kmol/j} = 6065.5837 \text{ kg/j}$$

$$Th2 = 78 \text{ C} = 351 \text{ K}$$

komponen	Di, kg/j	BM	Di, kmol/j	xi	Pi ^o	Ki	xi/Ki
Etanol	3224.0210	58.0000	55.5866	0.2851	1516.1763	2.0636	0.5883
Etanol	2185.6611	60.0000	36.4277	0.1868	702.1648	0.9557	0.1785
	1853.6260	18.0000	102.9792	0.5281	325.5256	0.4431	0.2340
Etanol prxd	0.0326	34.0000	0.0010	0.0000	44.3577	0.0604	0.0000
	7263.3407	170.0000	194.9944	1.0000			1.001

Arif Panas :	Uap Keluar Top ST	
	Alokasi	Inner pipe side
tekanan	P =	0.97 atm
suhu masuk	Th1 =	85.0000 oC
suhu keluar	Th2 =	78.0000 oC
suhu rata-rata	Th, avg = (Th1 + Th2) / 2 =	81.5000 oC
perbedaan suhu	ΔTh = Th2 - Th1 =	-7.0000 oC
aliran fluida	Wh =	7263.3407 kg/jam

Fisis

	Uap Jenuh		Cair Jenuh
Kapasitas panas	Cph = 1643.0981 j/kg.K	Kapasitas panas	Cph = 3057.6209 j/kg.K
Konduktifitas	kh = 0.0200 W/m.K	Konduktifitas	kh = 0.7492 W/m.K
Densitas	ph = 1.3716 kg/m ³	Densitas	ph = 36178.8428 kg/m ³
Viskositas	ηh = 9.7636E-06 Pa.s	Viskositas	ηh = 3.3203E-04 Pa.s

Arif Dingin :

	Cooling Water pada tekanan 1.2 atm	
	Alokasi	annulus Side
tekanan	P =	1.2 atm
suhu masuk	Tc1 =	27 oC
suhu keluar	Tc2 =	37 oC
suhu rata-rata	Tc, avg = (Tc1 + Tc2) / 2 =	32 oC
perbedaan suhu	ΔTc = Tc2 - Tc1 =	10 oC

Fisis (pada suhu rata-rata)

Kapasitas panas	Cpc = 4183.0679 j/kg.K
Konduktifitas	kc = 0.6154 W/m.K
Densitas	pc = 992.3681 kg/m ³
Viskositas	ηc = 7.9712E-04 Pa.s

Arif Panas

perhitungan neraca panas, diperoleh :

$$Q_c = 5.6648E+08 \text{ J/jam} = 537458.024 \text{ Btu/jam}$$

Arif Alir Medium Pendingin

$$W_c = Q_c / (C_{pc} \Delta T_c) = 13542.23194 \text{ kg/jam}$$

Arif n Temperature Difference

* Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})} \right)} = 49.4848 \text{ oC}$$

* Parameter rasio suhu (R & S)

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = 0.70 \quad ; \quad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = 0.17$$

* Faktor koreksi untuk LMTD (Ft)

untuk jenis HE, nilai R dan S tertentu, maka nilai Ft dapat diperoleh dari fig. 18, 19, 20, 21, 22, dan 23 (Kern, 1950)

Diperoleh : $F_t = 0.9$

* Mean Temperature Difference (MTD)

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 44.5364 \text{ } ^\circ\text{C} = 112.1654485 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dan $U_D = 75\text{-}150 \text{ Btu/ft}^2/\text{F}$, dari tabel 8 Kern (1950)
 $U_D = 75 \text{ Btu/ft}^2/\text{F}$

Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 5.9353 \text{ m}^2 = 63.8887 \text{ ft}^2$$

Perancangan Pipa

Spesifikasi Pipa Dalam

Lihat pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Kern, 1950: hal 844) :

Nominal Pipe Size	NPS =	0.250 in
Schedule Number	Sch.N. =	40
Diameter luar	OD =	0.54 in
	=	0.013716 m
Diameter dalam	ID =	0.364 in
	=	0.0092456 m
Flow area	Af =	0.104 in ²
	=	0.0026416 m ²
Inside surface	Ais =	0.095 ft ² /ft
	=	0.028960907 m ² /m
Outside surface	Aos =	0.141 ft ² /ft
	=	0.042984083 m ² /m

Spesifikasi Pipa Luar

Lihat pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Kern, 1950: hal 844) :

Nominal Pipe Size	NPS =	4 in
Schedule Number	Sch.N. =	40
Diameter luar	OD =	4.5 in
	=	0.1143 m
Diameter dalam	ID =	4.026 in
	=	0.1022604 m
Flow area	Af =	12.7 in ²

	=	0.32258 m ²
Inside surface	A _{is} =	1.055 ft ² /ft
	=	0.321618494 m ² /m
Outside surface	A _{os} =	1.178 ft ² /ft
	=	0.359115247 m ² /m
ng Pipa	L _p =	12 ft
	=	3.657599883 m

tungan Jumlah Hairpin

Luas permukaan perpindahan panas	As = L _p .A _{os} (inner pipe) =	0.15721858 m ²
Jumlah Hairpin	Nh = A / (2As) =	18.8758295
Dpilih :	Nh =	19

ksi A dan Ud	Luas permukaan	A _{kor} = Nh.(2As) =	5.974305936 m ²	=	64.306898 ft ²
--------------	----------------	-------------------------------	----------------------------	---	---------------------------

Overall Coefficient	$U_{d, kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$	=	5.9140E+02 W/m ² .C
---------------------	--	---	--------------------------------

tungan Koefisien Transfer Panas

Side Coefficient

Fluks massa aliran di pipa	G _p = W _h / A _f =	2.75E+06 kg/jam.m ²
Kecepatan linier aliran di pipa	u _p = G _p / ρ _h =	7.60E+01 m/jam
	=	0.021111164 m/dtk
Bilangan Reynold	Re _p = ρ _h .u _p .ID / η _h =	2.1268E+04
Bilangan Prandtl	Pr _p = c _{ph} .η _h / k _h =	1.3550E+00

amaan umum untuk perancangan exchanger (persamaan Sieder and Tate) :

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 537})$$

ina :	C =	0.021 (untuk gas)
	=	0.023 (untuk cairan encer)
	=	0.027 (untuk cairan kental)

$$\left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} = 1 \quad (\text{untuk gas dan cairan encer})$$

ngga diper	Nusselt	Nu _p =	73.69701944
------------	---------	-------------------	-------------

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad \text{Nusselt}$$

$$h_i = Nu_p.k_h / ID = 5.9721E+03 \text{ W/m}^2.K$$

Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar

$$h_{io} = h_i.ID / OD = 4.0257E+03 \text{ W/m}^2.K$$

ulus Side Coefficient

Diameter ekuivalen	$d_e = \frac{ID_{op}^2 - OD_{ip}^2}{ID_{op}}$	=	0.100420698 m
--------------------	---	---	---------------

Luas tampang aliran	A _{fa} = 3.14/4 d _e ² =	0.007916189 m ²
Fluks massa aliran di annulus	G _a = W _c / A _{fa} =	1710701.039 kg/jam.m ²
Kecepatan linier aliran di annulus	u _a = G _a / ρ _c =	1723.857289 m/jam

$$= 0.478849247 \text{ m/dtk}$$

naan untuk koefisien transfer panas akibat aliran air dapat menggunakan persamaan :

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg}) \frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 540})$$

gga diperoleh :

$$\text{Koefisien transfer panas annulus side} \quad h_o = 1844.576905 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

$$\text{Overall Coefficient (Uc)} \quad U_c = h_{io} \cdot h_o / (h_{io} + h_o) = 1.2650\text{E}+03 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

Factor Minimum

Table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 216), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid
 $h_{id, \max} = 5000 \text{ W/m}^2\text{.K}$
 Sehingga :
 $R_{di} = 1 / h_{id, \max} = 0.0002 \text{ m}^2\text{-K/W}$
 $R_{dio} = R_{di} \cdot OD / ID = 0.000296703 \text{ m}^2\text{-K/W}$

Koefisien Fouling Factor Coolings Water
 $h_{od, \max} = 5000 \text{ W/m}^2\text{.K}$
 $R_{do} = 1 / h_{od, \max} = 0.000200 \text{ m}^2\text{-K/W}$

Minimum Dirt Factor
 $R_{d, \min} = R_{dio} + R_{do} = 0.000497 \text{ m}^2\text{-K/W}$

Factor Design

$$R_d = (U_c - U_{d, \text{kor}}) / (U_c \cdot U_{d, \text{kor}}) = 0.000900 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

(Syarat : $R_d > R_{d, \min}$, terpenuhi)

Perhitungan Pressure Drop

Side Pressure Drop

Bilangan Reynold Inside Pipe $Re_p = 2.1268\text{E}+04$
 Faktor friksi Inside Pipe $J_f = 0.0035 + 0.264 / Re_p^{0.43} = 0.007136487$
 Pressure Drop
$$\Delta P_p = 8J_f \left(\frac{2N_h L_p}{ID_{ip}} \right) \frac{\rho_h u_p^2}{2} = 6.92\text{E}+03 \text{ Pa}$$

 $= 1.004097938 \text{ Psi}$
 $< 2 \text{ psi}$
 (Syarat : $\Delta P < 2 \text{ psi}$, terpenuhi)

Annulus Side Pressure Drop

Diameter ekivalen untuk Pressure Drop

$$d_e' = ID_{op} - OD_{ip} = 0.0885444 \text{ m}$$

Luas tampang aliran $A_{fa} = 3.14/4 d_e'^2 = 0.006154487 \text{ m}^2$
 Fluks massa aliran di annulus $G_a = W_c / A_{fa} = 2200383.564 \text{ kg/jam.m}^2$
 Kecepatan linier aliran di annulus $u_a = G_a / \rho_c = 2217.305748 \text{ m/jam}$
 $= 0.615918263 \text{ m/dtk}$
 Bilangan Reynold Annulus Side $Re_a = 6.7894\text{E}+04$
 Faktor friksi Annulus Side $J_f = 0.0035 + 0.264 / Re_a^{0.43} = 0.005707582$

$$\Delta P_t = N_{pt} \left(8J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) + \Delta P_a \right) = 8J_f \left(\frac{2N_h L_p}{d_e} \right) \frac{\rho_c u_a^2}{2} = 1.35\text{E}+04 \text{ Pa}$$

 $= 1.957752011 \text{ Psi}$
 $< 10 \text{ psi}$
 (Syarat : $\Delta P < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)

g/kmol

komponen	BM	kg/jam	x	BM.x
CH ₃ CO	58	3224.0210	0.4439	25.7448
CH ₃ CHOH	60	2185.6611	0.3009	18.0550
H ₂ O	18	1853.6260	0.2552	4.5937
H ₂ O ₂	34	0.0326	0.0000	0.0002
		7263.3407	1.0000	48.3936

Data Persamaan Kapasitas Panas Gas (Cp dlm j/kmol.K, T dlm K)

komponen	85.0000					C		358
	A	B	C	D	E	cp	cp.x / BM	
CH ₃ CO	3.5918E+01	9.3896E-02	1.8730E-04	-2.1643E-07	6.3174E-11	84645.1867	647.7922	
CH ₃ CHOH	2.5535E+01	2.1203E-01	5.3492E-05	-1.4727E-07	4.9406E-11	102351.8852	513.3233	
H ₂ O	3.3933E+01	-8.4186E-03	2.9906E-05	-1.7825E-08	3.6934E-12	33994.8223	481.9766	
H ₂ O ₂	3.6181E+01	8.2657E-03	6.6420E-05	-6.9944E-08	2.0951E-11	44787.6944	0.0059	
							1643.0981	

Persamaan konduktivitas thermal gas (W/mK)

komponen	85.0000					C	358
	A	B	C	κ	κ . x		
CH ₃ CO	-8.4000E-04	8.7475E-06	1.0678E-07	0.0160	7.0918E-03		
CH ₃ CHOH	7.7750E-02	-3.6017E-04	5.7593E-07	0.0226	6.8075E-03		
H ₂ O	5.3000E-04	4.7093E-05	4.9551E-08	0.0237	6.0585E-03		
H ₂ O ₂	-8.5800E-03	8.6933E-05	-6.2970E-09	0.0217	9.7466E-08		
					1.9958E-02		

Persamaan Viskositas Gas (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

komponen	85.0000					C	358
	A	B	C	μ	μ . x		
CH ₃ CO	-4.0550E+00	2.6655E-01	-5.6936E-06	0.00000906	4.0233E-06		
CH ₃ CHOH	-1.0859E+01	3.0873E-01	-4.8098E-05	0.00000935	2.8136E-06		
H ₂ O	-3.6826E+01	4.2900E-01	-1.6200E-05	0.00001147	2.9267E-06		
H ₂ O ₂	8.0390E+00	2.7000E-01	8.2900E-05	0.00001153	5.1715E-11		
					9.7636E-06		

BM, kg/kmol

Komponen	BM
H2O	18

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (C_p dlm $\text{J/kmol}\cdot\text{K}$, T dlm K)

Komponen	32 C					305 K
	A	B	C	D	E	c_p
H2O	2.7637E+05	-2.0901E+03	8.1250E+00	-1.4116E-02	9.3701E-06	75295.2222

Data Persamaan konduktivitas thermal cairan (W/mK)

Komponen	32 C					305 K
	A	B	C	D	E	κ
H2O	-4.2670E-01	5.6900E-03	-8.0065E-06	1.8150E-09	0.0000E+00	0.6154

Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kg/m^3 , T dlm K)

Komponen	32 C					305 K
	A	B	C	D	E	ρ
H2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	55.1316

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

Komponen	32 C					305 K
	A	B	C	D	E	μ
H2O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0008

CONDENSER (CD-02)

- : Mengembunkan uap keluar top Menara Distilasi (MD-02)
- : Double Pipe Condenser

Temperatur Suhu masuk dan Suhu Keluar Aliran Proses

Perhitungan Tekanan Uap (Po dlm mmHg, T dlm K)

komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	28.5884	-2.47E+03	-7.35E+00	2.80E-10	2.74E-06
EtOH	38.2363	-3.55E+03	-1.00E+01	-3.47E-10	1.74E-06
H ₂	29.8605	-3.15E+03	-7.30E+00	2.42E-09	1.81E-06
O ₂	33.3222	-3.74E+03	-8.35E+00	-1.24E-10	1.69E-06

tekanan uap : $10^{(A+(B/T)+(C \cdot \log(T))+(D \cdot T)+(E \cdot T^2))}$

Masuk

Uap dari top MD-01 masuk ke kondenser (CD-01) dalam kondisi uap jenuh, sehingga suhu dihitung dengan Dew Point campuran.

$$P = 0.82 \text{ atm} = 6.24 \times 10^2 \text{ mmHg}$$

$$G = 109.7786 \text{ kmol/j} = 5093.2738 \text{ kg/j}$$

$$T_{h1} = 78 \text{ C} = 351 \text{ K}$$

komponen	Di, kg/j	BM	Di, kmol/j	yi	Pi°	Ki	yi/Ki
H ₂ O	3907.8612	58.0000	67.3769	0.4229	1516.1763	2.4280	0.1742
EtOH	2613.5714	60.0000	43.5595	0.2734	702.1648	1.1244	0.2431
H ₂	871.2505	18.0000	48.4028	0.3038	325.5256	0.5213	0.5827
O ₂	0.0000	34.0000	0.0000	0.0000	44.3577	0.0710	0.0000
Total	7392.6831	170.0000	159.3392	1.0000			1.0000

Keluar

Uap keluar kondenser (CD-01) dalam kondisi cair jenuh, sehingga suhu dihitung dengan Bubble Point campuran.

$$P = 0.81 \text{ atm} = 6.18 \times 10^2 \text{ mmHg}$$

$$G = 109.7786 \text{ kmol/j} = 5093.2738 \text{ kg/j}$$

$$T_{h2} = 66 \text{ C} = 339 \text{ K}$$

komponen	Di, kg/j	BM	Di, kmol/j	xi	Pi°	Ki	xi.Ki
H ₂ O	3907.8612	58.0000	67.3769	0.4229	1047.4942	1.6956	0.7170
EtOH	2613.5714	60.0000	43.5595	0.2734	421.8736	0.6829	0.1867
H ₂	871.2505	18.0000	48.4028	0.3038	195.0061	0.3157	0.0959
O ₂	0.0000	34.0000	0.0000	0.0000	24.1197	0.0390	0.0000
Total	7392.6831	170.0000	159.3392	1.0000			0.9996

Panas : Uap Keluar Top ST

	Alokasi	<i>Inner side</i>	
tekanan		P =	0.81 atm
suhu masuk		Th1 =	78 oC
suhu keluar		Th2 =	66 oC
suhu rata-rata		Th, avg = (Th1 + Th2) / 2 =	72.0000 oC
perubahan suhu		ΔTh = Th2 - Th1 =	-12.0000 oC
aliran fluida		Wh =	7392.6831 kg/jam

Properti

	<u>Uap Jenuh</u>		<u>Cair Jenuh</u>
Kapasitas panas	Cph = 1578.4508 j/kg.K	Kapasitas panas	Cph = 2801.7868 j/kg.K
Konduktifitas	kh = 0.0187 W/m.K	Konduktifitas	kh = 0.4183 W/m.K
Densitas	ρh = 1.5402 kg/m ³	Densitas	ρh = 40379.6594 kg/m ³
Viskositas	ηh = 9.2490E-06 Pa.s	Viskositas	ηh = 3.9932E-04 Pa.s

Media Dingin :

	<i>Cooling Water pada tekanan 1.2 atm</i>	
	Alokasi	<i>Annulus Side</i>
Tekanan		P = 0.81 atm
Suhu masuk		Tc1 = 27 oC
Suhu keluar		Tc2 = 37 oC
Suhu rata-rata		Tc, avg = (Tc1 + Tc2) / 2 = 32 oC
Kenaikan suhu		ΔTc = Tc2 - Tc1 = 10 oC

Properti (pada suhu rata-rata)

Kapasitas panas	Cpc = 12075.2262 j/kg.K
Konduktifitas	kc = 0.6154 W/m.K
Densitas	ρc = 992.3681 kg/m ³
Viskositas	ηc = 7.9712E-04 Pa.s

Aliran Panas

Perhitungan neraca panas, diperoleh :

$$Q_c = 3.3431E+08 \text{ J/jam} = 3.1719E+05 \text{ Btu/jam}$$

Aliran Medium Pendingin

$$W_c = Q_c / (C_{pc} \cdot \Delta T_c) = 2768.601455 \text{ kg/jam}$$

Log Mean Temperature Difference

* Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})} \right)} = 39.9917 \text{ oC}$$

* Parameter rasio suhu (R & S)

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = 1.20 ; \quad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = 0.20$$

* Faktor koreksi untuk LMTD (Ft)

untuk jenis HE, nilai R dan S tertentu, maka nilai Ft dapat diperoleh dari fig. 18, 19, 20, 21, 22, dan 23 (Kern, 1950)

Diperoleh : Ft = 1

* Mean Temperature Difference (MTD)

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 39.9917 \text{ oC} = 103.984997 \text{ F}$$

in UD = 75-150 Btu/ft²/F, dari tabel 8 Kern (1950)

UD = 75 Btu/ft²/F

Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 3.7783 \text{ m}^2 = 40.6708 \text{ ft}^2$$

ancangan Pipa

ifikasi Pipa Dalam

1 pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Kern, 1950: hal 844) :

Nominal Pipe Size	NPS =	0.250 in
Schedule Number	Sch.N. =	40
Diameter luar	OD =	0.54 in
	=	0.013716 m
Diameter dalam	ID =	0.364 in
	=	0.0092456 m
Flow area	Af =	0.104 in ²
	=	0.0026416 m ²
Inside surface	Ais =	0.095 ft ² /ft
	=	0.028960907 m ² /m
Outside surface	Aos =	0.141 ft ² /ft
	=	0.042984083 m ² /m

ifikasi Pipa Luar

1 pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Kern, 1950: hal 844) :

Nominal Pipe Size	NPS =	2 in
Schedule Number	Sch.N. =	40
Diameter luar	OD =	2.38 in
	=	0.060452 m
Diameter dalam	ID =	2.067 in
	=	0.0525018 m

Flow area	Af =	3.35 in ²
	=	0.08509 m ²
Inside surface	Ais =	0.542 ft ² /ft
	=	0.165229596 m ² /m
Outside surface	Aos =	0.622 ft ² /ft
	=	0.189617728 m ² /m
Long Pipa	Lp =	12 ft
	=	3.657599883 m

Perhitungan Jumlah Hairpin

Luas permukaan perpindahan panas	As = Lp.Aos (inner pipe) =	0.157218577 m ²
Jumlah Hairpin	Nh = A / (2As) =	12.01614099
Dipilih :	Nh =	13

Luas A dan Ud	Luas permukaan	A _{d, kor} = Nh.(2As) =	4.08768301 m ²	=	43.99945653 ft ²
---------------	----------------	----------------------------------	---------------------------	---	-----------------------------

Overall Coefficient	$U_{d, kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$	=	5.6808E+02 W/m ² .C
---------------------	--	---	--------------------------------

Perhitungan Koefisien Transfer Panas

Side Coefficient

Fluks massa aliran di pipa	Gp = Wh / Af =	2.80E+06 kg/jam.m ²
Kecepatan linier aliran di pipa	up = Gp / ρh =	6.93E+01 m/jam
	=	0.019251735 m/dtk
Bilangan Reynold	Rep = ρh.up.ID / ηh =	1.7999E+04
Bilangan Prandtl	Prp = cph.ηh / kh =	2.6747E+00

Formula umum untuk perancangan exchanger (persamaan Sieder and Tate) :

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 537})$$

Constant C :	C =	0.021 (untuk gas)
	=	0.023 (untuk cairan encer)
	=	0.027 (untuk cairan kental)

$$\left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} = 1 \quad (\text{untuk gas dan cairan encer})$$

Number Nup :	Nu = C Re ^{0.8} Pr ^{0.33} $\left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14}$ Nusselt	Nup =	80.70862748
--------------	---	-------	-------------

	hi = Nup.kh / ID =	3.6515E+03 W/m ² .K
--	--------------------	--------------------------------

Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar

hio = hi.ID / OD =	2.4614E+03 W/m ² .K
--------------------	--------------------------------

Equivalent Side Coefficient

Diameter ekivalen

$$d_e = \frac{ID_{op}^2 - OD_{ip}^2}{ID_{op}} = 0.04891852 \text{ m}$$

Luas tampang aliran

Afa = 3.14/4 de ² =	0.001878522 m ²
--------------------------------	----------------------------

Fluks massa aliran di annulus

Ga = Wc / Afa =	1473819.063 kg/jam.m ²
-----------------	-----------------------------------

Kecepatan linier aliran di annulus

$$ua = Ga / \rho c = 1485.153559 \text{ m/jam} \\ = 0.412542655 \text{ m/dtk}$$

naan untuk koefisien transfer panas akibat aliran air dapat menggunakan persamaan :

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg}) \frac{u_s^{0.8}}{d_c^{0.2}} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 540})$$

uga diperoleh :

Koefisien transfer panas annulus side $ho = 1890.526602 \text{ W/m}^2\text{.K}$

Overall Coefficient (Uc)

$$Uc = hio \cdot ho / (hio + ho) = 1.0693E+03 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

Factor Minimum

table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 216), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid

$$hid, \max = 5000 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

Sehingga :

$$Rdi = 1 / hid, \max = 0.0002 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

$$Rdio = Rdi \cdot OD / ID = 0.000296703 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

Koefisien Fouling Factor Coolings Water

$$hod, \max = 5000 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

$$Rdo = 1 / hod, \max = 0.000200 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

Minimum Dirt Factor

$$Rd, \min = Rdio + Rdo = 0.000497 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

Factor Design

$$Rd = (Uc - Ud, \text{kor}) / (Uc \cdot Ud, \text{kor}) = 0.000825 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

(Syarat : $Rd > Rd \text{ Min}$, terpenuhi)

Perhitungan Pressure Drop

Side Pressure Drop

Bilangan Reynold Inside Pipe

$$Rep = 1.7999E+04$$

Faktor friksi Inside Pipe

$$Jf = 0.0035 + 0.264 / Rep^{0.43} = 0.007407061$$

Pressure Drop

$$\Delta P_p = 8J_f \left(\frac{2N_h L_p}{ID_{ip}} \right) \frac{\rho_h u_p^2}{2} = 4.56E+03 \text{ Pa}$$

$$= 0.661836432 \text{ Psi}$$

$$< 2 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 2 \text{ psi}$, terpenuhi)

Annulus Side Pressure Drop

Diameter ekuvalen untuk Pressure Drop

$$d'_e = ID_{op} - OD_{ip} = 0.0387858 \text{ m}$$

Luas tampang aliran

$$Afa = 3.14/4 d_e'^2 = 0.001180906 \text{ m}^2$$

Fluks massa aliran di annulus

$$Ga = Wc / Afa = 2344473.233 \text{ kg/jam.m}^2$$

Kecepatan linier aliran di annulus

$$ua = Ga / \rho c = 2362.503547 \text{ m/jam}$$

$$= 0.656250985 \text{ m/dtk}$$

Bilangan Reynold Annulus Side

$$Rea = 3.1688E+04$$

Faktor friksi Annulus Side

$$Jf = 0.0035 + 0.264 / Rep^{0.43} = 0.006563526$$

$$\Delta P_t = Npt \left(8J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) \right) + \Delta P_a = 8J_f \left(\frac{2N_h L_p}{d_e} \right) \frac{\rho_c u_a^2}{2} = 2.75E+04 \text{ Pa}$$

$$= 3.99 \text{ Psi}$$

$$< 10 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)

J/kmol

komponen	BM	kg/jam	x	BM.x
3)2CO	58	3907.8612	0.5286	30.6595
3)2CHOH	60	2613.5714	0.3535	21.2121
2)2O	18	871.2505	0.1179	2.1214
2)2O2	34	0.0000	0.0000	0.0000
		7392.6831	1.0000	53.9929

Persamaan Kapasitas Panas Gas (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

$$J = \quad 78 \quad C = \quad 351 \text{ K}$$

komponen	A	B	C	D	E	cp	cp.x / BM
3)2CO	3.5918E+01	9.3896E-02	1.8730E-04	-2.1643E-07	6.3174E-11	83550.7273	761.4814
3)2CHOH	2.5535E+01	2.1203E-01	5.3492E-05	-1.4727E-07	4.9406E-11	100929.228	594.7001
H2O	3.3933E+01	-8.4186E-03	2.9906E-05	-1.7825E-08	3.6934E-12	33947.7644	222.2694
2)2O2	3.6181E+01	8.2657E-03	6.6420E-05	-6.9944E-08	2.0951E-11	44558.6487	0.0000
							1578.4508

Persamaan konduktivitas thermal gas (W/mK)

$$J = \quad 78 \quad C = \quad 351 \text{ K}$$

komponen	A	B	C	κ	κ . x
3)2CO	-8.4000E-04	8.7475E-06	1.0678E-07	1.5386E-02	8.1331E-03
3)2CHOH	7.7750E-02	-3.6017E-04	5.7593E-07	2.2285E-02	7.8787E-03
H2O	5.3000E-04	4.7093E-05	4.9551E-08	2.3164E-02	2.7300E-03
H2O2	-8.5800E-03	8.6933E-05	-6.2970E-09	2.1158E-02	0.0000E+00
					1.8742E-02

Persamaan Viskositas Gas (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

$$U = \quad 78 \quad C = \quad 351 \text{ K}$$

komponen	A	B	C	μ	μ . x
3)2CO	-4.0550E+00	2.6655E-01	-5.6936E-06	8.8803E-06	4.6942E-06
3)2CHOH	-1.0859E+01	3.0873E-01	-4.8098E-05	9.158E-06	3.2377E-06
H2O	-3.6826E+01	4.2900E-01	-1.6200E-05	1.1176E-05	1.3171E-06
H2O2	8.0390E+00	2.7000E-01	8.2900E-05	1.1302E-05	0.0000E+00
					9.2490E-06

j/kmol

iponen BM

H2O 18

Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm j/kmol.K, T dlm K)

suhu	=	32	C	=	305 K	
iponen	A	B	C	D	E	cp
H2O	2.7637E+05	-2.0901E+03	8.1250E+00	-1.4116E-02	9.3701E-06	217354.0722

Persamaan konduktivitas thermal cairan(W/mK)

suhu	=	32	C	=	305 K	
iponen	A	B	C	D	E	κ
H2O	-4.2670E-01	5.6900E-03	-8.0065E-06	1.8150E-09	0.0000E+00	0.6154

Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kmol/m3, T dlm K)

suhu	=	32	C	=	305 K	
iponen	A	B	C	D	E	ρ
H2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	55.1316

Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

suhu	=	32	C	=	305 K	
iponen	A	B	C	D	E	μ
H2O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0008

BOILER (RB-01)

: Menguapkan Bottom Liquid Menara Distilasi (MD-01)
 : HE 1-1 , Vertical Thermosyphon Reboiler

Angka Suhu masuk dan Suhu Keluar Aliran Proses

Persamaan Tekanan Uap (Po dlm Pa, T dlm K)

Komponen	A	B	C	D	E
(CH3)2CO	28.5884	-2.47E+03	-7.35E+00	2.80E-10	2.74E-06
(CH3)2CHOH	38.2363	-3.55E+03	-1.00E+01	-3.47E-10	1.74E-06
H2O	29.8605	-3.15E+03	-7.30E+00	2.42E-09	1.81E-06
H2O2	33.3222	-3.74E+03	-8.35E+00	-1.24E-10	1.69E-06

persamaan tekanan uap : $10^{(A+(B/T)+(C*\text{LOG}(T))+(D*T)+(E*T^2))}$

Suhu keluar

suhu keluar reboiler sama dengan suhu bottom product MD-01 sehingga suhu dihitung dengan Bubble Point campuran bottom product.

diketahui : Tekanan P = 1.91E+00 atm = 1.45E+03 mmhg
 Suhu Tc2 = 130 oC = 403 K

Komponen	I	x	Po	K	K.x
	kmol/jam		mmHg	Po / P	
(CH3)2CO	0.0000	0.0000	5683.5425	3.9099	0.0000
(CH3)2CHOH	0.5261	0.0040	4161.7629	2.8630	0.0113
H2O	85.9287	0.6467	2014.1702	1.3856	0.8961
H2O2	46.4193	0.3493	385.1255	0.2649	0.0926
	132.8741	1.0000		8.4234	1.000

Suhu masuk

suhu masuk dari base MD-01 masuk ke reboiler (RB-02) dalam kondisi cair jenuh, sehingga suhu dihitung dengan Bubble Point campuran.

diketahui : Tekanan P = 1.3 atm = 4.24E+03 mmhg
 Suhu Tc1 = 117.0000 oC = 390.0000 K

Komponen	b	y	Po	K	y/K
	kmol/jam		mmHg	Po / P	
(CH3)2CO	0.0000	0.0000	4235.2179	1.0000	0.0000
(CH3)2CHOH	0.5261	0.0040	2819.8408	0.6658	0.0040
H2O	85.9287	0.6467	1345.0151	0.3176	0.6467
H2O2	46.4193	0.3493	238.8237	0.0564	0.3493
	132.8741	1.0000			1.0000

Panas :

Steam Jenuh pada Tekanan 9.90atm

	Alokasi	Shell Side		
an		P =	9.90 atm	1002.7 kPa
masuk		Th1 =	140 oC	
eluar		Th2 =	130 oC	
rata-rata		Th, avg = (Th1 + Th2) / 2 =	135 oC	
man suhu		$\Delta Th = Th2 - Th1 =$	-10 oC	

Fisis

as
sitas
laten
molekul

Uap Jenuh

$\rho_{vh} =$	5.3203 kg/m ³
$\eta_{vh} =$	1.3583E-05 Pa.s
$\lambda_h =$	3.91E+07 J/kmol
BMh =	18 kg/kmol

Densitas
Viskositas

Cair Jenuh

$\rho_{lh} =$	960.9130049 kg/m ³
$\eta_{lh} =$	0.0002 Pa.s

Dingin :

an
masuk
keluar
rata-rata
kan suhu

Bottom Liquid MD
Alokasi

Tube Side

P =	1.3 atm
Tc1 =	117.0000 oC
Tc2 =	130 oC
Tc, avg = (Tc1 + Tc2) / 2 =	123.5 oC
$\Delta Tc = Tc2 - Tc1 =$	13.0000 oC

Fisis

sitas panas
uktifitas
itas
sitas

Cair Jenuh

Cplc =	3467.5226 j/kg.K
klc =	2.5712E+00 W/m.K
$\rho_{lc} =$	341.8577 kg/m ³
$\eta_{lc} =$	3.3430E-04 Pa.s

Densitas
Viskositas

Uap Jenuh

$\rho_{vc} =$	1.0386 kg/m ³
$\eta_{vc} =$	1.3159E-05 Pa.s

erhitungan neraca panas, diperoleh :

$$Q = Q_h = Q_b = 834177.9222 \text{ Btu/jam} = 8.7922E+08 \text{ J/jam}$$

lir Medium Pendingin

aliran sirkulasi Ws = 0 kg/jam
 aliran meninggalkan plate terakhir WI = 10178.49195 kg/jam
 volume produk Wb = 3156.5389 kg/jam
 Air Fluida
 dingin Wc = Ws + WI = 10178.4919 kg/jam
 panas

$$W_h = \frac{Q}{(\lambda h / BMh)} = 4.05E+02 \text{ kg/jam}$$

Temperature Difference

Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_m = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{T_{h1} - T_{c2}}{T_{h2} - T_{c1}} \right)} = 11.4345 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Koreksi

$$F_t = 1$$

Temperature Difference

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 11.4345 \text{ } ^\circ\text{C} = 52.58207131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Overall Coefficient (Ud)

Ud = 500-1000 W/m².C, dari tabel 8 Kern (1950)

Ud =

$$500 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q/3600}{U_d \Delta T_m} = 42.7179 \text{ m}^2 = 459.8120 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi Bagian Tube

Spesifikasi Tube

Spesifikasi tube dengan spesifikasi sebagai berikut (Perry, 1984: hal 11-10) :

Diameter luar	OD =	0.75 in
	=	19.05 mm
	=	0.01905 m
Birmingham Wire Gage (BWG)	=	18 BWG
Diameter dalam	ID =	0.652 in
	=	0.0165608 m
Tebal tube	t =	0.049 in
	=	0.0012446 m
Panjang tube	Lt =	12 ft
	=	3.657599883 m

Spesifikasi tube standar : 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, dan 20 ft (Perry, 1980 : hal 11-11)

Spesifikasi Tube Sheet

Tebal

tts =

25 mm =

0.025 m

Perhitungan Jumlah Tube

g tube efektif	Lt,eff = Lt - 2 tts =	3.607599883 m
permukaan 1 buah tube	As1 = phi.Lt.OD =	0.215795802 m ²
tube yang diperlukan	Nt = A / As1 =	197.9553445
arkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih :	Nt =	198

si A dan Ud	Luas permukaan	A,kor = Nt.As1 =	42.72756884 m ²
		=	459.9157527 ft ²

Overall Coefficient	$U_{d,kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$	=	4.9989E+02 W/m ² .C
---------------------	---	---	--------------------------------

ancangan Tube Bundle Diameter	Tube Arrangement	Triangular Pitch	
:	Tube Pass =	1	Pt = 1.25 OD
	Shell Pass =	1	Pt = 0.0238125 m

abel 12.4 C & R (hal 523) diperoleh :	K1 =	0.3189
	n1 =	2.1419

uga :	Db =	0.383603364 m	=	15.10250282 in
-------	------	---------------	---	----------------

ancangan Bagian Shell			
eter Shell		IDs =	16 in
isarkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih :		=	0.406399781 m

ancangan Baffle	Jenis	Single Segmental Baffle
1 :	Baffle Cut	25 % Baffle Diameter
	Clearance Between Tube Hole in Baffle dan Tube	
	Baffle Spacing (Lb) =	1 IDs
	Lb =	0.406399781 m
	Jml Baffle	Nb = 9

Side Coefficient	Luas tampang 1 buah tube	Af1 = phi/4 OD ² =	0.000215294 m ²
	Jumlah tube per pass	Ntp = Nt / (tube pass) =	198
	Luas tampang total tiap pass di tube	Aft = Ntp.Af1 =	0.010657062 m ²
	Fluks massa aliran di tube	Gt = Wh / Aft =	9.5509365E+05 kg/jam.m ²
	Kecepatan linier aliran di tube	ut = Gt / ph =	2793.834198 m/jam
		=	0.776065055 m/dtk
	Bilangan Reynold	Ret = ph.ut.ID / ηh =	1.3143E+04
	Bilangan Prandtl	Prs = cph.ηh / kh =	4.5083E-01

gan persamaan Sieder-Tate, diperoleh :			
	Bilangan Nusselt	Nut =	3.4782E+01
	Koefisien transfer panas	hi' = Nut.klc / ID =	5.4002E+03 W/m ² .K

Evaporasi parsial di dalam Thermosyphon dapat koefisien transfer panas yang diperoleh dikoreksi karena adanya aliran 2 fasa (Convective Boiling Coefficient) :

Fraksi massa uap yang terbentuk
Fraksi uap rata - rata di dalam tube

$$x = (W1 - Wb) / Wc = 0.689881476$$

$$x_{avg} = x / Lt,eff = 0.191230042$$

Water Lockhart - Martinelli untuk aliran 2 fasa dimana kedua fasa adalah aliran turbulen :

$$\frac{1}{X_H} = \left(\frac{x}{1-x} \right)^{0.9} \left(\frac{\rho_{lh}}{\rho_{vh}} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu_{vh}}{\mu_{lh}} \right)^{0.1} = 3.5857E+00$$

(Coulson and Richardson, 1983 : hal 596)

Koreksi 2 fasa (fc) diperoleh dari fig. 12.56 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 595)

fc = 6.3617

Koefisien transfer panas terkoreksi hi = fc.hi' = 3.4354E+04 W/m².K

Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar hio = hi.ID / OD = 2.9865E+04 W/m².K

Side Coefficient

Keperluan perancangan, kondensasi total steam dapat diperkirakan mempunyai koefisien hantaran panas sekitar 8000 W/m².K (Coulson and Richardson, 1983 : hal 576)

Koefisien transfer panas outside tube ho = 8000 W/m².K

Factor Minimum

Table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 216), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid

hid, max = 5000 W/m².K

Sehingga : Rdi = 1 / hid,max = 0.0002 m².K/W

Rdio = Rdi.OD / ID = 0.000230061 m².K/W

Koefisien Fouling Factor Steam - Condensate

hod, max = 3000 W/m².K

Rdo = 1 / hod,max = 0.000333333 m².K/W

Minimum Dirt Factor

Rd, min = Rdio + Rdo = 5.63E-04 m².K/W

Overall Coefficient (Uc)

Uc = hio.ho / (hio + ho) = 6.3098E+03 W/m².K

Factor Design

Rd = (Uc - Ud,kor) / (Uc.Ud,kor) = 9.2098E-04 m².K/W

(Uc.Ud,kor = Rd + Rd,Min, terpenuhi)

Perhitungan Pressure Drop

Side Pressure Drop

tekanan fluida hasil penguapan

$$\rho_{out} = \frac{1}{\left(\frac{x}{\rho_{vc}} + \frac{1-x}{\rho_{lc}} \right)} = 1.50338901 \text{ kg/m}^3$$

tekanan rata - rata

$$\rho_m = \frac{(\rho_{out} + \rho_{lc})}{2} = 171.6805 \text{ kg/m}^3$$

kecepatan linier aliran di tube

ut = Gt / ρm = 5563.203074 kg/jam

= 1.545334187 kg/dtk

bilangan Reynolds

Re = ut.pm.ID / μlc = 1.3143E+04

Fig. 12.24 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 541), diperoleh :

koefisien friksi Inside Tube

Jf = 0.0032

Pressure Drop (Pers. 12.20, Coulson and Richardson, 1983 : hal 542)

$$= N_{pt} \left(8J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_h u_t^2}{2} = 20.37111669 \text{ Pa}$$

$$= 0.002956125 \text{ Psi} \quad < 2 \text{ psi}$$

(Catatan: 10 = 0 psi, terpenuhi)

Side Pressure Drop
ter ekuivalen

$$d_e = \frac{1.1}{OD} (p_t^2 - 0.917 OD^2) = 0.013526453 \text{ m}$$

ampang aliran

$$A_{fs} = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b = 0.033032156 \text{ m}^2$$

massa aliran di shell
atan linier aliran di shell
an Reynold

$$G_s = W_h / A_{fs} = 1.23E+04 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

$$u_s = G_s / \rho_c / 3600 = 0.640516905 \text{ m/dtk}$$

$$Res = \rho_h \cdot u_s \cdot d_e / \eta_l = 3.3935E+03$$

Fig. 12.30 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 547), diperoleh :
frikasi Outside Tube (Shell)
Side Pressure Drop (Pers. 12.26, Coulson and Richardson, 1983 : hal 548)

$$J_f = 0.0036$$

$$= 8J_f \left(\frac{ID_s}{d_e} \right) \left(\frac{L_t}{L_b} \right) \frac{\rho_c u_s^2}{2}$$

$$= 4.249531829 \text{ Pa}$$

$$= 6.1666E-04 \text{ Psi} \quad < 2 \text{ psi}$$

(Catatan: 10 = 0 psi, terpenuhi)

Perancangan Sistem Pemipaan

Parameter Pipa Inlet Reboiler

Aliran Fluida Turbulen
Laju Alir Massa $G = 10178.4919 \text{ kg/jam}$

$$= 2.827358874 \text{ kg/dtk}$$

$$\text{Densitas } \rho = 341.8577 \text{ kg/m}^3$$

Bahan Stainless Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :
Diameter Optimum

$$D_{i,opt} = 226 * G^{0.5} * \rho^{-0.35} \quad (\text{Coulson and Richardson, hal 161})$$

$$D_{i,opt} = 49.31204833 \text{ mm} = 1.941419226 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel	
Nominal Pipe Size	NPS	2.5 in
Schedule Number	Sch.N	40
Inside Diameter	ID	2.469 in
		0.0627126 m
Outside Diameter	OD	2.875 in

Parameter Pipa Outlet Reboiler

Aliran Fluida Turbulen
Laju Alir Massa $G = 10178.4919 \text{ kg/jam} =$

$$2.827358874 \text{ kg/dtk}$$

Densitas $\rho = 1.5034 \text{ kg/m}^3$
 Bahan Stainless Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :
 Diameter Optimum

$$D_{i, opt} = 226 * G^{0.5} * \rho^{-0.35} \quad (\text{Coulson and Richardson, hal 161})$$

$D_{i, opt} = 329.4761083 \text{ mm} = 12.97150033 \text{ in}$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel
Nominal Pipe Size	NPS 12 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 12 in 0.3048 m
Outside Diameter	OD 12.75 in

Velocity Head

Velocity Head	$\frac{v_2^2}{2g} =$	0.002549709 m
Laju Alir Massa	$G_2 =$	10178.4919 kg/jam
Luas Tampang Aliran di Outlet Reboiler	$A_{f2} =$	0.072928886 m ²
Fluks Massa	$G_{f2} =$	139567.3573 kg/m ² .jam
Densitas	$\rho_2 =$	171.6805 kg/m ³
Kecepatan Linier	$v_2 =$	0.225818912 m/dtk

Friction Head

Friction Head Inlet reboiler (F1)	$F_1 =$	2.3119E-01 m
Laju Alir Massa	$G_1 =$	10178.4919 kg/jam
Luas Tampang Aliran di Outlet Reboiler	$A_{f1} =$	0.003087303 m ²
Fluks Massa	$G_{f1} =$	3296887.8 kg/m ² .jam
Densitas	$\rho_1 =$	341.8577 kg/m ³
Kecepatan Linier	$v_1 =$	2.678898992 m/dtk
Viskositas	$\eta_1 =$	3.3430E-04 Pa.s
Bilangan Reynold	$Re_1 =$	1.7180E+05
Faktor friksi	$f_{f1} =$	1.6162E-02
Panjang ekuivalen total	$L + L_e =$	2.5
Inlet reboiler friction head	$F_1 =$	2.3119E-01 m

Friction Head Outlet reboiler (F2)

Friction Head Outlet reboiler (F2)	$F_2 =$	0.000165697 m
Laju Alir Massa	$G_2 =$	10178.4919
Luas Tampang Aliran di Outlet Reboiler	$A_{f2} =$	0.072928886 m ²
Fluks Massa	$G_{f2} =$	139567.3573 kg/m ² .jam
Densitas	$\rho_2 =$	171.6805 kg/m ³
Kecepatan Linier	$v_2 =$	0.2258 m/dtk
Viskositas	$\eta_2 =$	0.000173728 Pa.s
Bilangan Reynold	$Re_2 =$	68018.40425
Faktor friksi	$f_{f2} =$	0.019807889
Panjang ekuivalen total	$L + L_e =$	1 m
Outlet reboiler friction head	$F_2 =$	0.000165697 m

Pressure Drop Reboiler (F3)

Pressure Drop Reboiler (F3)	$F_3 =$	0.011865712 m
Tube side pressure drop	$\Delta p_m =$	20.37111669 Pa
Densitas rata-rata	$\rho_m =$	171.68053 kg/m ³
Tube friction head	$F_3 =$	0.011865712 m

Total Friction Head $\Sigma F = 2.4322E-01 \text{ m}$

ing : Beda tinggi $\Delta z =$ 0.245773457 m
 Beda tinggi $\Delta z =$ 1 m



Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

Komponen	117.0000 c 390.0000 k				μ	$\mu \cdot X$
	A	B	C	D		
(CH ₃)CO	-7.2126E+00	9.0305E+02	1.8385E-02	-2.0353E-05	0.000150443	0.0000E+00
(CH ₃) ₂ CHOH	-7.0090E-01	8.4150E+02	-8.6068E-03	8.2964E-06	0.000230156	2.3016E-06
H ₂ O	-1.0216E+01	1.7925E+03	1.7730E-02	-1.2631E-05	0.000236526	1.1590E-04
H ₂ O ₂	-1.6150E+00	5.0380E+02	3.5010E-04	-1.1680E-06	0.000432196	2.1610E-04
						3.3430E-04



BM, kg/kmol

Komponen	BM
H2O	18

Persamaan Viskositas Gas (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

Komponen	A	135 C		408 K		E	μ
		B	C	D	E		
H2O	2.6986E-06	4.9800E-01	1.2577E+03	-1.9570E+04	0.0000E+00	1.3583E-05	

Persamaan Panas Laten (λ dlm j/kmol, T dlm K)

Komponen	A	135 C		408 K		E	Tc, K	Tr
		B	C	D	E			
H2O	5.2053E+07	3.1990E-01	-2.1200E-01	2.5800E-01	0.0000E+00	647.35	0.630261837	

Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kmol/m³, T dlm K)

Komponen	A	135 C		408 K		E	ρ
		B	C	D	E		
H2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	53.3841	

Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

Komponen	A	B	C	135 C		E	μ
				D	E		
H2O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0002	

BOILER (RB-02)

: Menguapkan Bottom Liquid Menara Distilasi (MD-02)
 : HE 1-1 , Vertical Thermosyphon Reboiler

ingan Suhu masuk dan Suhu Keluar Aliran Proses

ersamaan Tekanan Uap (Po dlm Pa, T dlm K)

Komponen	A	B	C	D	E
(CH3)2CO	28.5884	-2.47E+03	-7.35E+00	2.80E-10	2.74E-06
(CH3)2CHOH	38.2363	-3.55E+03	-1.00E+01	-3.47E-10	1.74E-06
H2O	29.8605	-3.15E+03	-7.30E+00	2.42E-09	1.81E-06
H2O2	33.3222	-3.74E+03	-8.35E+00	-1.24E-10	1.69E-06

naan tekanan uap : $10^{(A+(B/T)+(C*\text{LOG}(T))+(D*T)+(E*T^2))}$

Masuk

dari base MD-02 masuk ke reboiler (RB-03) dalam kondisi cair jenuh, sehingga suhu dihitung dengan Bubble Point campuran.

huhui : Tekanan P = 1.8 atm = 1381.68 mmhg
 Suhu Tc1 = 118.0000 oC = 391 K

Komponen	I	x	Po	K	K.x
	kmol/jam		mmHg	Po / P	
(CH3)2CO	0.0000	0.0000	4293.9105	3.1077	0.0000
(CH3)2CHOH	0.4098	0.0077	2871.9662	2.0786	0.0161
H2O	52.6498	0.9923	1370.7152	0.9921	0.9844
H2O2	0.0008	0.0000	244.2371	0.1768	0.0000
	53.0604	1.0000			1.0004

Keluar

keluar reboiler sama dengan suhu bottom product MD-02 sehingga suhu t dihitung dengan Bubble Point campuran bottom product.

ahui : Tekanan P = 2.3 atm = 1737.411302 mmhg
 : Suhu Tc2 = 125.0000 oC = 398 K

Komponen	b	y	Po	K	y/K
	kmol/jam		mmHg	Po / P	
(CH3)2CO	0.0000	0.0000	5088.0485	2.9285	0.0000
(CH3)2CHOH	0.4098	0.0077	3596.7195	2.0702	0.0037
H2O	52.6498	0.9923	1730.5626	0.9961	0.9962
H2O2	0.0008	0.0000	321.8442	0.1852	0.0001
	53.0604	1.0000			1.0000

Panas :

Steam Jenuh pada Tekanan 9.90atm

	Alokasi	Shell Side	
n		P =	9.90 atm
masuk		Th1 =	140 oC
keluar		Th2 =	130 oC
rata-rata		Th, avg = (Th1 + Th2) / 2 =	135 oC
man suhu		$\Delta Th = Th2 - Th1 =$	-10 oC

Uap

	<u>Uap Jenuh</u>		<u>Cair Jenuh</u>
mas	$\rho_{vh} = 5.3203 \text{ kg/m}^3$	Densitas	$\rho_{lh} = 960.913005$
itas	$\eta_{vh} = 1.3583E-05 \text{ Pa.s}$	Viskositas	kg/m^3
laten	$\lambda_h = 3.91E+07 \text{ J/kmol}$		$\eta_{lh} = 0.0002$
molekul	$BM_h = 18 \text{ kg/kmol}$		Pa.s

Dingin :

	Bottom Liquid MD	Tube Side
	Alokasi	
an		P =
masuk		Tc1 =
keluar		Tc2 =
rata-rata		Tc, avg = (Tc1 + Tc2) / 2 =
kan suhu		$\Delta Tc = Tc2 - Tc1 =$

Cair

	<u>Cair Jenuh</u>		<u>Uap Jenuh</u>
asitas panas	$C_{p_{lc}} = 4205.4892 \text{ j/kg.K}$	Densitas	$\rho_{vc} = 1.3343$
ktifitas	$k_{lc} = 2.5976E+00 \text{ W/m.K}$		kg/m^3
itas	$\rho_{lc} = 307.8793 \text{ kg/m}^3$		$\eta_{vc} = 1.3067E-05$
itas	$\eta_{lc} = 2.3510E-04 \text{ Pa.s}$	Viskositas	Pa.s

Perhitungan neraca panas, diperoleh :

$Q = Q_h = Q_b = 556835.446 \text{ Btu/jam} = 5.86905E+08 \text{ J/jam}$

Air Medium Pendingin

cairan sirkulasi	$W_s =$	0 kg/jam
cairan meninggalkan plate terakhir	$W_l =$	8364.992974 kg/jam
bottom produk	$W_b =$	972.3099 kg/jam

Alir Fluida

$W_c = W_s + W_l = 8364.9930 \text{ kg/jam}$

$W_h = \frac{Q}{(\lambda_h / BM_h)} = 270.5038 \text{ kg/jam}$

Temperature Difference

Logarithmic Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln\left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})}\right)} = 13.4443 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Koreksi

$$F_t = 1$$

Temperature Difference

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 13.4443 \text{ } ^\circ\text{C} = 56.19968864 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Overall Coefficient (Ud)

Ud = 500 - 1000 W/m².C, dari tabel 8 Kern (1950)

$$U_d = 500 \text{ W/M}^2.\text{C}$$

Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 24.2526 \text{ m}^2 = 261.0527 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi Bagian Tube

Spesifikasi Tube

Spesifikasi tube dengan spesifikasi sebagai berikut (Perry, 1984: hal 11-10) :

Diameter luar	OD =	0.75 in
	=	19.05 mm
	=	0.01905 m
Birmingham Wire Gage (BWG)	=	18 BWG
Diameter dalam	ID =	0.652 in
	=	0.0165608 m
Tebal tube	t =	0.049 in
	=	0.0012446 m
Panjang tube	Lt =	12 ft
	=	3.657599883 m

Panjang tube standar : 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, dan 20 ft (Perry, 1980 : hal 11-11)

Spesifikasi Tube Sheet Tebal t_{ts} = 25 mm = 0.025 m

Perhitungan Jumlah Tube

Panjang tube efektif

$$L_{t,eff} = L_t - 2 t_{ts} = 3.607599883 \text{ m}$$

Luas permukaan 1 buah tube

$$A_{s1} = \pi \cdot L_{t,eff} \cdot OD = 0.215795802 \text{ m}^2$$

Jumlah tube yang diperlukan

$$N_t = A / A_{s1} = 112.3867396$$

Dasarkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih :

$$N_t = 113$$

Luas A dan U_d

Luas permukaan

$$A_{kor} = N_t \cdot A_{s1} =$$

$$24.38492565 \text{ m}^2 = 262.477172 \text{ ft}^2$$

$$\text{Overall Coefficient } U_{d,kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m} = 497.2864583 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Penentuan Tube Bundle Diameter

Tube Arrangement	Triangular Pitch		
Tube Pass =	1	Pt =	1.25 OD
Shell Pass =	1	Pt =	0.0238125 m

Table 12.4 C & R (hal 523) diperoleh :

K1 =	0.3189
n1 =	2.1419

Diameter :

$$D_b = 0.29522817 \text{ m} = 11.6231626 \text{ in}$$

Penentuan Bagian Shell

Clearance Shell

Penentuan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih :

IDs =	12 in
=	0.304799835 m

Penentuan Baffle

Jenis Baffle Cut	Single Segmental Baffle
Baffle Cut	25 % Baffle Diameter
Clearance Between Tube Hole in Baffle dan Tube	
Baffle Spacing (Lb) =	1 IDs
Lb =	0.30479984 m
Jml Baffle	Nb = 12

Penentuan Side Coefficient

Luas tampang 1 buah tube	$A_{f1} = \phi/4 \text{ OD}^2 =$	0.000215294 m ²
Jumlah tube per pass	$N_{tp} = N_t / (\text{tube pass}) =$	113
Luas tampang total tiap pass di tube	$A_{ft} = N_{tp} \cdot A_{f1} =$	0.00608206 m ²
Fluks massa aliran di tube	$G_t = W_h / A_{ft} =$	1.3753551E+06 kg/jam.m ²
Kecepatan linier aliran di tube	$u_t = G_t / \rho_h =$	4467.189024 m/jam
	=	1.24088584 m/dtk
Bilangan Reynold	$Re_t = \rho_h \cdot u_t \cdot ID / \eta_h =$	2.6912E+04
Bilangan Prandtl	$Pr_s = c_{ph} \cdot \eta_h / k_h =$	3.8062E-01

Penentuan persamaan Sieder-Tate, diperoleh :

Bilangan Nusselt	Nut =	5.8324E+01
Koefisien transfer panas	$h_i' = Nut \cdot k_{lc} / ID =$	9.1484E+03 W/m ² ·K

Perhitungan penguapan parsial di dalam Thermosyphon dapat koefisien transfer panas yang diperoleh dikoreksi karena adanya aliran 2 fasa (Convective Boiling Coefficient) :

Fraksi massa uap yang terbentuk

$$x = (W_l - W_b) / W_c = 0.88376441$$

Fraksi uap rata - rata di dalam tube $x, \text{ avg} = x / L_{t,\text{eff}} = 0.24497296$
 ter Lockhart - Martinelli untuk aliran 2 fasa dimana kedua fasa adalah aliran turbulen :

$$\frac{1}{X_H} = \left(\frac{x}{1-x} \right)^{0.9} \left(\frac{\rho_{lh}}{\rho_{vh}} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu_{vh}}{\mu_{lh}} \right)^{0.1} = 4.1314E+00$$

(Coulson and Richardson, 1983 : hal 596)

koreksi 2 fasa (fc) diperoleh dari fig. 12.56 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 595)

$$\begin{aligned} fc &= 7.0455 \\ \text{Koefisien transfer panas terkoreksi } hi &= fc \cdot hi' = 64454.85882 \text{ W/m}^2\cdot\text{K} \\ \text{Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar } hio &= hi \cdot ID / OD = 56032.75727 \text{ W/m}^2\cdot\text{K} \end{aligned}$$

Side Coefficient

keperluan perancangan, kondensasi total steam dapat diperkirakan mempunyai koefisien tahanan panas sekitar 8000 W/m².K (Coulson and Richardson, 1983 : hal 576)

$$\text{Koefisien transfer panas outside tube } ho = 8000 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Factor Minimum

table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 216), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid

$$hid, \text{ max} = 5000 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

$$\text{Sehingga : } Rdi = 1 / hid, \text{ max} = 0.0002 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

$$Rdio = Rdi \cdot OD / ID = 0.000230061 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

Koefisien Fouling Factor Steam - Condensate

$$hod, \text{ max} = 3000 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

$$Rdo = 1 / hod, \text{ max} = 0.000333333 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

Minimum Dirt Factor

$$Rd, \text{ min} = Rdio + Rdo = 0.000563395 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

Overall Coefficient (Uc)

$$Uc = hio \cdot ho / (hio + ho) = 7000.51157 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Factor Design

$$Rd = (Uc - Ud, \text{ kor}) / (Uc \cdot Ud, \text{ kor}) = 0.000934033 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

(Syarat : $Rd > Rd \text{ Min}$, terpenuhi)

itungan Pressure Drop

Side Pressure Drop

itas fluida hasil penguapan

$$\rho_{\text{out}} = \frac{1}{\left(\frac{x}{\rho_{vc}} + \frac{1-x}{\rho_{lc}} \right)} = 1.508932214 \text{ kg/m}^3$$

sitas rata - rata

$$\rho_m = \frac{(\rho_{\text{out}} + \rho_{lc})}{2} = 154.6941 \text{ kg/m}^3$$

tan linier aliran di tube	$ut = Gt / \rho m =$	8890.803767 kg/jam
	$=$	2.469667713 kg/dtk
n Reynolds	$Re = ut.\rho m.ID / \mu c =$	2.6912E+04

Fig. 12.24 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 541), diperoleh :
 friksi Inside Tube $J_f = 0.0029$

Pressure Drop (Pers. 12.20, Coulson and Richardson, 1983 : hal 542)

$$\Delta P = N_{pt} \left(8J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_h u_t^2}{2} = 50.95416503 \text{ Pa}$$

$$= 0.007394138 \text{ Psi} < 2 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 2 \text{ psi}$, terpenuhi)

Side Pressure Drop
 ter ekuivalen

$$d_e = \frac{1.1}{OD} (p_t^2 - 0.917 OD^2) = 0.013526453 \text{ m}$$

luasampang aliran

$$A_{fs} = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b = 0.018580588 \text{ m}^2$$

massa aliran di shell
 kecepatan linier aliran di shell
 number Reynolds

$$Gs = Wh / A_{fs} = 14558.40732 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$$

$$us = Gs / \rho c / 3600 = 0.760109658 \text{ m/dtk}$$

$$Res = \rho h.us.de / \eta l = 4.0271E+03$$

Fig. 12.30 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 547), diperoleh :
 friksi Outside Tube (Shell) $J_f = 0.0035$
 Pressure Drop (Pers. 12.26, Coulson and Richardson, 1983 : hal 548)

$$\Delta P = 8J_f \left(\frac{ID_s}{d_e} \right) \left(\frac{L_t}{L_b} \right) \frac{\rho_c u_s^2}{2} = 5.818324503 \text{ Pa}$$

$$= 0.0008 \text{ Psi} < 2 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 2 \text{ psi}$, terpenuhi)

Perancangan Sistem Pemipaan

Kecepatan Pipa Inlet Reboiler

Kecepatan : Aliran Fluida Turbulen

Laju Alir Massa $G = 8364.9930 \text{ kg/jam}$
 $= 2.323609159 \text{ kg/dtk}$
 Densitas $\rho = 307.8793 \text{ kg/m}^3$

Bahan Stainless Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :
 Diameter Optimum

$$Di, opt = 226 * G^{0.5} * \rho^{-0.35} \quad (\text{Coulson and Richardson, hal 161})$$

$$Di, opt = 46.3721037 \text{ mm} = 1.825673372 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (tabel 11 kern)(1950)

Bahan	Stainless Steel	=	
Nominal Pipe Size	NPS	=	2.5 in
Schedule Number	Sch.N	=	40
Inside Diameter	ID	=	2.469 in
		=	0.0627126 m
Outside Diameter	OD	=	2.875 in

Outlet Reboiler

Aliran Fluida Turbulen
 Laju Alir Massa $G = 8364.9930 \text{ kg/jam}$
 $= 2.323609159 \text{ kg/dtk}$
 Densitas $\rho = 1.5089 \text{ kg/m}^3$

Bahan Stainless Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :
 Diameter Optimum

$$Di, opt = 226 * G^{0.5} * \rho^{-0.35} \quad (\text{Coulson and Richardson, hal 161})$$

$$Di, opt = 298.301594 \text{ mm} = 11.74415723 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel	=	
Nominal Pipe Size	NPS	=	18 in
Schedule Number	Sch.N	=	20
Inside Diameter	ID	=	17.25 in
		=	0.43815 m
Outside Diameter	OD	=	18 in

city Head

Laju Alir Massa	$G_2 = 8364.9930 \text{ kg/jam}$
Luas Tampang Aliran di Outlet Reboiler	$Af_2 = 0.15070 \text{ m}^2$
Fluks Massa	$Gf_2 = 55507.3241 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$
Densitas	$\rho_2 = 154.6941 \text{ kg/m}^3$
Kecepatan Linier	$v_2 = 0.09967 \text{ m/dtk}$

h : Velocity Head $\frac{v_2^2}{2g} = 0.0005 \text{ m}$

Friction Head

Inlet reboiler (F1)

Laju Alir Massa	G1 =	8364.9930 kg/jam
Luas Tampang Aliran di Outlet Reboiler	Af1 =	0.00309 m ²
Fluks Massa	Gf1 =	2709482.252 kg/m ² .jam
Densitas	ρ1 =	307.8793 kg/m ³
Kecepatan Linier	v1 =	2.444574586 m/dtk
Viskositas	η1 =	2.3510E-04 Pa.s
Bilangan Reynold	Re1 =	2.0077E+05
Faktor friksi	Jf1 =	1.5649E-02
Panjang ekivalen total	L + Le =	2.5
Inlet reboiler friction head	F1 =	1.8640E-01 m

Outlet reboiler (F2)

Laju Alir Massa	G2 =	8364.9930
Luas Tampang Aliran di Outlet Reboiler	Af2 =	0.15070 m ²
Fluks Massa	Gf2 =	55507.32415 kg/m ² .jam
Densitas	ρ2 =	154.6941 kg/m ³
Kecepatan Linier	v2 =	0.0997 m/dtk
Viskositas	η2 =	0.000124082 Pa.s
Bilangan Reynold	Re2 =	54445.53451
Faktor friksi	Jf2 =	0.020856752
Panjang ekivalen total	L + Le =	1 m
Outlet reboiler friction head	F2 =	2.36451E-05 m

Pressure Drop reboiler (F3)

Tube side pressure drop	=	50.95416503 Pa
Densitas rata-rata	ρm =	154.69413 kg/m ³
Tube friction head	F3 =	0.032938655 m

Friction Head

Total Friction Head	ΣF =	2.1936E-01 m
Beda tinggi	Δz =	2.1986E-01 m

Net Head

Beda tinggi	Δz =	1 m
-------------	------	-----

persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

	118	C	=	391	K	
jenis	A	B	C	D	μ	$\mu \cdot x$
CO	-7.2126E+00	9.0305E+02	1.8385E-02	-2.0353E-05	0.00014975	0.0000E+00
CHOH	-7.0090E-01	8.4150E+02	-8.6068E-03	8.2964E-06	0.00022778	5.7598E-06
0	-1.0216E+01	1.7925E+03	1.7730E-02	-1.2631E-05	0.00023528	2.2933E-04
02	-1.6150E+00	5.0380E+02	3.5010E-04	-1.1680E-06	0.00042994	1.1850E-08
						2.3510E-04



BM, kg/kmol

Komponen	BM
H2O	18

Data Persamaan Viskositas Gas (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

135 C = 408 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ
H2O	2.6986E-06	4.9800E-01	1.2577E+03	-1.9570E+04	0.0000E+00	1.3583E-05

Data Persamaan Panas Laten (λ dlm j/kmol, T dlm K)

135 C = 408 K

Komponen	A	B	C	D	E	Tc, K
H2O	5.2053E+07	3.1990E-01	-2.1200E-01	2.5800E-01	0.0000E+00	647.35

Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kmol/m³, T dlm K)

135 C = 408 K

Komponen	A	B	C	D	E	ρ
H2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	53.3841

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

135 C = 408 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ
H2O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0002

UNIVERSITAS ISLAM
AL-JAMAAH AL-ISLAMIAH
AL-AZHAR

LAMPIRAN D ALAT KECIL



1 - 01

Memompakan umpan isopropanol dari tank truck ke TP -01

	= (CH ₃) ₂ CHOH	Volum Fluida dalam T-01 =	21024.2622	m ³
	V = 15 m ³	kapasitas tangki =	21024262.23	liter
Loading	tL = 15 menit	kapasitas tank truck =	15000	liter
	= 0.25 jam	jumlah tank truck =	1401.6175	buah
		=	1402.0000	buah
sis :		np =	10	buah
is	ρ = 264.9514899 kg/m ³	volume untuk 10 pompa =	150000	liter
tas	μ = 1.7493E-03 Pa.dtk	jumlah pengiriman =	140.1617	kali
		=	141	kali

Perhitungan Kapasitas Pompa

Aliran Volumetris	Q = V / tL =	60 m ³ /jam	waktu pengisian full =	2115	menit
Angka Faktor Keamanan :	Faktor Keamanan =	20 %	=	35.25	jam
	Over Design =	20 %			
Kapasitas Pompa	Qp = (1.2) ² *Q =	86.4 m ³ /jam			

Determine Ukuran Pipa Standar

Aliran Fluida Turbulen

Aliran Massa G = Qp * ρ = 22891.80872 kg/jam = 6.35883576 kg/dtk

Bahan Stainless Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

Diameter Optimum

$$D_{i, opt} = 226 * G^{0.5} * \rho^{-0.35} \quad (\text{Coulson and Richardson, hal 161})$$

Di, opt = 80.8516738 mm = 3.18313676 in

Referensi : Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel
Nominal Pipe Size	NPS 4 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 4.026 in
Outside Diameter	OD 4.5 in

Bilangan Reynold

Cross Sectional Area

Af = π/4 * ID² = 0.00820889 m²

Kecepatan Linier

V = Qp/Af = 2.92365828 m/dtk

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} = 4.5283E+04$$

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

Langkah Ekuivalen Pipa
da Sistem Pemipaan :

Komponen	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le m
		ft	m	
rus Horizontal	-	-	-	10
Vertikal	-	-	-	10
Standar Ellbow 90 o	3	8	2.43839992	7.31519977
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	4.5	1.37159996	1.37159996
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	8	2.43839992	2.43839992
			L + Le =	31.1251996

g Ekuivalen Pipa :

entukan Friction Head
 atan gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}$$

Friksi

$$f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 2.1783E-02$$

n Head

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 2.88947234 \text{ m}$$

entukan Static Head

Fluida dalam Tank Truck
 pipa pemasukan di T-01
 Head

$$z1 = 1 \text{ m}$$

$$z2 = 18.2880 \text{ m}$$

$$\Delta z = z2 - z1 = 17.2880 \text{ m}$$

entukan Velocity Head

urunya perm. fluida di Tank Truck
 fluida di ujung pipa pemasukan T-01
 ity Head

$$V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

$$V2 = V = 2.9237 \text{ m/dtk}$$

$$\Delta V^2 / 2g = 0.4358 \text{ m}$$

entukan Pressure Head

dalam Tank Truck
 dalam T-01
 sure Head

$$P1 = 1 \text{ atm}$$

$$P2 = 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P / \rho g = 0 \text{ m}$$

otal Head

l Head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

diperoleh : $(-Ws) = 20.6133 \text{ m}$

inaga Pompa

isiensi pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

erkirakan Efisiensi Pompa

$$\epsilon_p = 75 \%$$

Pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * Sg * H}{3960 * \epsilon p}$$

: Kapasitas Q = 220.1082 GPM
Specific Gravity S.g = 0.264646266
Head Pompa H = 67.62884784 ft

seh : BHP = 1.32640922 Hp = 0.989103183 kW

Daya Motor

Daya Motor tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ullrich, hal 87)

Efisiensi Motor $\epsilon m = 76 \%$
Daya Motor $P = BHP / \epsilon m = 1.745275289 \text{ Hp}$
Daya Motor Standar = 2 Hp

Specific Speed

Head (-Ws) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari

(Coulson and Richardson, hal 155)

: Actual Pump Speed N = 1450 rpm

Specific Pump Speed

Karakteristik pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari

persamaan :

$$Ns = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

oleh : Ns = 912.193812

Berdasarkan Chart Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

Ns < 400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers

400 < Ns < 7000, pilih Mixed Flow Impellers

Ns > 7000, pilih Axial Flow Impellers

Rekomendasi Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk Ns < 1000, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal multi stage, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Spesifikasi Pompa

Jenis	:	Multi Stage Centrifugal Pump
Impeller	:	Radial Flow
Daya Motor	:	Motor Elektrik 2 Hp

rsamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

	30		c		303 K			
INEN	A	B	C	D	E	μ		
CO	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000	0.00029325		
CHOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000	0.001789663	9.8000E-01	5.4759E+02
	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	10.0000	0.000831104	2.0000E-02	2.4064E+01
	-1.1986E+01	2.6260E+01	-1.7740E-01	-4.4000E-16	10.0000	0		
								1.7493E-03



Memompakan umpan oksigen cair dari tank truck ke TP -02

	=	O2	Volum Fluida dalam T-02 =	28.1381	m ³
	V =	15	kapasitas tangki =	28138.0569	liter
loading	tL =	15	kapasitas tank truck =	15000	liter
	=	0.25	jumlah tank truck =	1.8759	buah
			=	2.0000	buah
sis :			np =	2	buah
s	ρ =	395.934376	volume untuk 2 pompa =	30000	liter
as	μ =	1.3969E-04	jumlah pengiriman =	0.9379	kali
			=	1	kali

Perhitungan Kapasitas Pompa

Flow Volumetris	Q = V / tL =	60	m ³ /jam	waktu pengisian full =	15	menit
Margin : Faktor Keamanan	=	20	%	=	0.25	jam
	Over Design =	20	%			
Kapasitas Pompa	Qp = (1.2) ² * Q =	86.4	m ³ /jam			

Tentukan Ukuran Pipa Standar

Flow : Aliran Fluida Turbulen					
Flow Massa	G = Qp * ρ =	34208.7301	kg/jam =	9.50242503	kg/dtk
Bahan Stainless Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :					
Diameter Optimum					
	$D_{i, opt} = 226 * G^{0.5} * \rho^{-0.35}$	(Coulson and Richardson, hal 161)			
	Di, opt =	85.8731792	mm =	3.380833826	in

Referensi : Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel
Nominal Pipe Size	NPS 4 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 4.026 in
Outside Diameter	OD 4.5 in

Perhitungan Reynold

Cross Sectional Area	Af = π/4 * ID ² =	0.008208894	m ²
Kecepatan Linier	V = Qp/Af =	2.923658281	m/dtk
Angka Reynold	$Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu}$	=	8.4740E+05

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

Langkah 4: Menentukan Panjang Ekuivalen Pipa

4.1 Sistem Pemipaan :

Komponen	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le m
		ft	m	
Bus Horizontal	-	-	-	10
Bus Vertikal	-	-	-	10
Standar Ellbow 90 o	3	8	2.43839992	7.31519977
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	4.5	1.37159996	1.37159996
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	8	2.43839992	2.43839992
j Ekuivalen Pipa :		L + Le =		31.1251996

Langkah 5: Menentukan Friction Head

5.1 Menentukan gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}$$

5.2 Menentukan koefisien friksi

$$f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 1.1938E-02$$

5.3 Menentukan Friction Head

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 1.583576117 \text{ m}$$

Langkah 6: Menentukan Static Head

6.1 Menentukan Fluida dalam Tank Truck

$$z1 = 1 \text{ m}$$

6.2 Menentukan pipa pemasukan di T-02

$$z2 = 3.6576 \text{ m}$$

6.3 Menentukan Head

$$\Delta z = z2 - z1 = 2.6576 \text{ m}$$

Langkah 7: Menentukan Velocity Head

7.1 Menentukan kecepatan perm. fluida di Tank Truck

$$V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

7.2 Menentukan kecepatan fluida di ujung pipa pemasukan T-02

$$V2 = V = 2.9237 \text{ m/dtk}$$

7.3 Menentukan Velocity Head

$$\Delta V^2 / 2g = 0.4358 \text{ m}$$

Langkah 8: Menentukan Pressure Head

8.1 Menentukan tekanan dalam Tank Truck

$$P1 = 1 \text{ atm}$$

8.2 Menentukan tekanan dalam T-02

$$P2 = 4.665551744 \text{ atm}$$

8.3 Menentukan Pressure Head

$$\Delta P / \rho g = 95.628956 \text{ m}$$

Langkah 9: Menentukan Total Head

9.1 Menentukan Head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

oleh : $(-Ws) = 100.3059 \text{ m}$

Langkah 10: Menentukan Daya Pompa

10.1 Menentukan efisiensi pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

10.2 Menentukan Efisiensi Pompa

$$\epsilon_p = 75 \%$$

Pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * Sg * H}{3960 * \epsilon_p}$$

: Kapasitas Q = 220.1082 GPM
 Specific Gravity S.g = 0.39547826
 Head Pompa H = 329.0877137 ft

seh : BHP = 9.64526259 Hp = 7.192471063 kW

Ukuran Daya Motor

BHP tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ullrich, hal 87)

Efisiensi Motor $\epsilon_m = 75 \%$
 Daya Motor $P = BHP / \epsilon_m = 12.86035013 \text{ Hp}$
 Daya Motor Standar = 13 Hp

Kecepatan Pompa

Head (-Ws) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari (Coulson and Richardson, hal 155)

: Actual Pump Speed N = 2900 rpm

Kecepatan Spesifik Pompa

Karakteristik pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari persamaan :

$$Ns = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

seh : Ns = 556.842478

Menurut Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

= 400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers

= 1500 - 7000, pilih Mixed Flow Impellers

> 7000, pilih Axial Flow Impellers

Menurut Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk Ns < 1000, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal single stage, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Spesifikasi Pompa

:	Multi Stage Centrifugal Pump
jenis	Radial Flow
Daya	Motor Elektrik 13 Hp

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

KOMPONEN	-165 c 108 K					μ
	A	B	C	D	E	
O2	-1.7270E+01	2.8750E+02	1.2290E+00	-1.0400E-22	10.0000	0.000139691
						0.000139691



Mengalirkan cairan umpan dari T-01 ke R-01

Massa Pompa $F_m = 7736.68 \text{ kg/jam}$
 Pompa $n_p = 1 \text{ buah}$
 Densitas $\rho = 264.95149 \text{ kg/m}^3$
 Viskositas $\mu = 1.7493E-03 \text{ Pa.dtk}$

Perhitungan Kapasitas Pompa

Aliran Volumetris $Q = F_m / \rho = 29.2003642 \text{ m}^3/\text{jam}$
 Faktor Keamanan = 20 %
 Over Design = 20 %
 Kapasitas Pompa $Q_p = (1.2)^2 \cdot Q = 42.0485245 \text{ m}^3/\text{jam}$

Pemilihan Ukuran Pipa Standar

Jenis Aliran Fluida Turbulen
 Berat Massa $G = Q_p \cdot \rho = 11140.8192 \text{ kg/jam} = 3.094672 \text{ kg/dtk}$

Bahan Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

Diameter Optimum $D_{i, opt} = 282 \cdot G^{0.52} \cdot \rho^{-0.37}$ (Coulson and Richardson, hal 161)

$$D_{i, opt} = 64.386847 \text{ mm} = 2.53491524 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Carbon Steel
Nominal Pipe Size	NPS 2 1/2 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 2.469 in
Outside Diameter	OD 2.88 in

Bilangan Reynold

Cross Sectional Area $A_f = \pi/4 \cdot ID^2 = 0.0030873 \text{ m}^2$
 Kecepatan Linier $V = Q_p/A_f = 3.7832844 \text{ m/dtk}$

$$Re = \frac{\rho \cdot V \cdot ID}{\mu} = 3.5935E+04$$

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

Langkah 4: Menentukan Panjang Ekuivalen Pipa

4.1 Sistem Pemipaan :

Jenis	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le m
		ft	m	
Horizontal	-	-	-	14
Vertikal	-	-	-	6
Standar Elbow 90 o	4	3.5	1.06679997	4.26719986
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	2	0.60959998	0.60959998
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	4	1.21919996	1.21919996
j Ekuivalen Pipa :			L + Le =	26.0959998

Langkah 5: Menentukan Friction Head

5.1.1 Berat gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}$$

5.1.2 Koefisien Friksi

$$f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 2.3026E-02$$

5.1.3 Head

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 6.99218918 \text{ m}$$

Langkah 6: Menentukan Static Head

6.1.1 Fluida dalam T-01

$$z1 = 0 \text{ m}$$

6.1.2 pipa pemasukan di R-01

$$z2 = 5.8613 \text{ m}$$

6.1.3 Head

$$\Delta z = z2 - z1 = 5.8613 \text{ m}$$

Langkah 7: Menentukan Velocity Head

7.1.1 Kecepatan perm. fluida di T-01

$$V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

7.1.2 Kecepatan di ujung pipa pemasukan R-01

$$V2 = V = 3.7833 \text{ m/dtk}$$

7.1.3 Velocity Head

$$\Delta V^2 / 2g = 0.7297 \text{ m}$$

Langkah 8: Menentukan Pressure Head

8.1.1 Tekanan dalam T-01

$$P1 = 1 \text{ atm}$$

8.1.2 Tekanan dalam R-01

$$P2 = 1 \text{ atm}$$

8.1.3 Pressure Head

$$\Delta P / \rho g = 0 \text{ m}$$

Langkah 9: Menentukan Total Head

9.1 Head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

oleh : $(-Ws) = 13.5832 \text{ m}$

a Pompa

pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

efisiensi Pompa $\epsilon_p = 60 \%$

Pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * S_g * H}{3960 * \epsilon_p}$$

Kapasitas $Q = 107.12066 \text{ GPM}$
Specific Gravity $S.g = 0.26464627$
Head Pompa $H = 44.5644218 \text{ ft}$

sehingga : $BHP = 0.53171737 \text{ Hp} = 0.39650158 \text{ kW}$

b Daya Motor

Daya HP tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ullrich, hal 87)

efisiensi Motor $\epsilon_m = 72 \%$

Daya Motor $P = BHP / \epsilon_m = 0.73849635 \text{ Hp}$

Daya Motor Standar $= 1 \text{ Hp}$

c Specific Speed

Head (-Ws) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari (Coulson and Richardson, hal 155)

Actual Pump Speed $N = 1450 \text{ rpm}$

d Specific Speed

Karakteristik pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari persamaan :

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

sehingga : $N_s = 870.088474$

Dari Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

$N_s = 400 - 1000$, pilih Radial Flow Impellers

$N_s = 1500 - 7000$, pilih Mixed Flow Impellers

$N_s > 7000$, pilih Axial Flow Impellers

Rekomendasi Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk $N_s < 1000$, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal single stage, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Rekomendasi Pompa

jenis Pompa :	Multi Stage Centrifugal Pump
Impeller :	Radial Flow
Daya Motor :	Motor Elektrik 1 Hp

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

Jenis	30 °C					μ		
	A	B	C	D	E			
CO ₂	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000	0.00029325		
CH ₃ OH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000	0.001789663	9.8000E-01	547.589116
H ₂ O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	10.0000	0.000831104	2.0000E-02	24.0643853
CO ₂	-1.1986E+01	2.6260E+01	-1.7740E-01	-4.4000E-16	10.0000	0		0.00174931



Mengalirkan cairan umpan dari R-01 KE SP-01

Massa Pompa : $F_m = 9964.8434 \text{ kg/jam}$
 Jumlah Pompa : $n_p = 1 \text{ buah}$
 Densitas : $\rho = 1698.10738 \text{ kg/m}^3$
 Viskositas : $\mu = 0.00050176 \text{ Pa.dtk}$

Perhitungan Kapasitas Pompa

Aliran : Volumetris $Q = F_m / \rho = 5.8682057 \text{ m}^3/\text{jam}$
 Faktor Keamanan : $= 20 \%$
 Over Design : $= 20 \%$
 Kapasitas Pompa : $Q_p = (1.2)^2 * Q = 8.45021622 \text{ m}^3/\text{jam}$

Penentuan Ukuran Pipa Standar

Aliran Fluida : Turbulen
 Berat Massa : $G = Q_p * \rho = 14349.3745 \text{ kg/jam} = 3.98593736 \text{ kg/dtk}$
 Bahan Stainless Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :
 Diameter Optimum

$$D_{i, opt} = 226 * G^{0.5} * \rho^{-0.35} \quad (\text{Coulson and Richardson, hal 161})$$

$$D_{i, opt} = 33.4107228 \text{ mm} = 1.31538279 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel
Nominal Pipe Size	NPS 2 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 2.067 in
Outside Diameter	OD 2.38 in

Bilangan Reynold

Cross Sectional Area : $A_f = \pi/4 * ID^2 = 0.0021638 \text{ m}^2$
 Kecepatan Linier : $V = Q_p/A_f = 1.08479401 \text{ m/dtk}$

Bilangan Reynold : $Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} = 192746.763$

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

Langkah Ekuivalen Pipa

1. Sistem Pemipaan :

Jenis	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le m
		ft	m	
Bus Horizontal	-	-	-	11
Bus Vertikal	-	-	-	10
Standar Ellbow 90 o	3	4.5	1.37159996	4.11479987
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	2.5	0.76199998	0.76199998
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	4.5	1.37159996	1.37159996
Ekuivalen Pipa :		L + Le =		27.2483998

Determine Friction Head

dan gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}$$

Fraksi

$$f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 0.01578062$$

Head

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 0.49138195 \text{ m}$$

Determine Static Head

Fluida dalam R-01
pipa pemasukan di SP-01
Head

$$z1 = 0 \text{ m}$$

$$z2 = 0.795811 \text{ m}$$

$$\Delta z = z2 - z1 = 0.795811 \text{ m}$$

Determine Velocity Head

Arusnya perm. fluida di R-01
fluida di ujung pipa pemasukan SP-01
Velocity Head

$$V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

$$V2 = V = 1.0848 \text{ m/dtk}$$

$$\Delta V^2 / 2g = 0.0600 \text{ m}$$

Determine Pressure Head

dalam R-01
dalam SP-01
Pressure Head

$$P1 = 1 \text{ atm}$$

$$P2 = 2.54 \text{ atm}$$

$$\Delta P / \rho g = 9.36761088 \text{ m}$$

Total Head

Head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

oleh : $(-Ws) = 10.7148 \text{ m}$

Daya Pompa

Efisiensi pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

Perkiraan : Efisiensi Pompa $\epsilon_p = 60 \%$

Pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * Sg * H}{3960 * \epsilon p}$$

: Kapasitas Q = 21.5273366 GPM
 Specific Gravity S.g = 1.69615116
 Head Pompa H = 35.1535466 ft

seh : BHP = 0.540228591 Hp = 0.40284839 kW

Ukuran Motor

HP tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ulrich, hal 87)

η Motor = 72 %
 P = BHP/η = 0.75031749 Hp
 Daya Motor Standar = 1 Hp

Specific Speed

Head (-Ws) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari (Coulson and Richardson, hal 155)

Actual Pump Speed N = 3500 rpm

Ukuran Pump Speed

Karakteristik pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari persamaan :

$$Ns = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

seh : Ns = 1124.82856

Menurut Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers

1500 - 7000, pilih Mixed Flow Impellers

> 7000, pilih Axial Flow Impellers

Menurut Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk Ns < 1000, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal single stage, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Spesifikasi Pompa

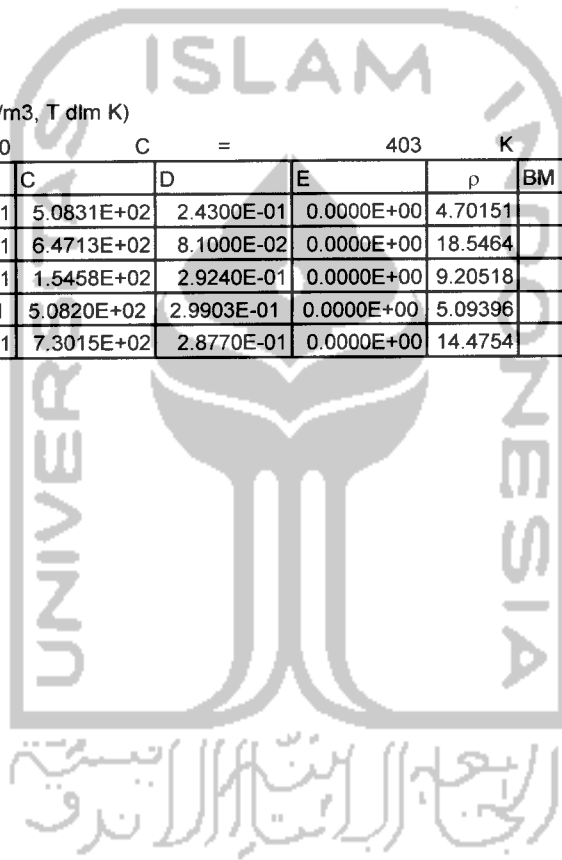
Ukuran	: Single Stage Centrifugal Pump
Jenis	: Radial Flow
Daya	: Motor Elektrik 1 Hp

persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

sen	130 c 403 K					μ	kg/jam	xi	xi / m
	A	B	C	D	E				
HOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.00E+00	0.00021	1856.802	0.186335	0.000100353
	-5.20E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.00E+01	0.00021	3.0947E+03	0.310559	0.000100353
	-1.73E+01	2.63E+01	-1.77E-01	-4.40E-16	1.00E+01	0	742.7208	0.074534	0.000100353
O	-1.4918E+01	1.02E+03	5.96E-01	0.00E+00	0.00E+00	0.00015	2692.3658	0.270186	0.000100353
	1.75E+01	2.47E+02	-4.41E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00025	1578.2828	0.158385	0.000100353
							9964.8434	1.0000	0.000501764

persamaan Densitas cairan (ρ dlm kg/m³, T dlm K)

sen	130 C = 403 K					ρ	BM	$\rho \cdot BM \cdot x$
	A	B	C	D	E			
2CHOH	1.1800E+00	2.6475E-01	5.0831E+02	2.4300E-01	0.0000E+00	4.70151	60	282.0907
2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	18.5464	18	333.836
2	3.9143E+00	2.8772E-01	1.5458E+02	2.9240E-01	0.0000E+00	9.20518	32	294.5658
CO	1.2298E+00	2.5760E-01	5.0820E+02	2.9903E-01	0.0000E+00	5.09396	58	295.4497
	3.1251E+00	2.4982E-01	7.3015E+02	2.8770E-01	0.0000E+00	14.4754	34	492.1652
								1698.107



Mengalirkan cairan umpam dari SP-01 ke MD-01

Massa $F_m = 9222.1226 \text{ kg/jam}$
Pompa $n_p = 1 \text{ buah}$
vis :
 $\rho = 1138.37138 \text{ kg/m}^3$
 $\mu = 0.00066145 \text{ Pa.dtk}$

Perhitungan Kapasitas Pompa

· Volumetris $Q = F_m / \rho = 8.10115465 \text{ m}^3/\text{jam}$
Faktor Keamanan = 20 %
Over Design = 20 %
Kapasitas Pompa $Q_p = (1.2)^2 * Q = 11.6656627 \text{ m}^3/\text{jam}$

Penentuan Ukuran Pipa Standar

· Aliran Fluida Turbulen
· Massa $G = Q_p * \rho = 9222.1226 \text{ kg/jam} = 2.56170072 \text{ kg/dtk}$
· Bahan Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :
· Diameter Optimum

$$D_{i,opt} = 282 * G^{0.52} * \rho^{-0.37} \quad (\text{Coulson and Richardson, hal 161})$$

$$D_{i,opt} = 34.0297535 \text{ mm} = 1.33975407 \text{ in}$$

· Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Carbon Steel
Nominal Pipe Size	NPS 1 1/2 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 1.61 in
Outside Diameter	OD 1.9 in

Perhitungan Reynold

Cross Sectional Area $A_f = \pi/4 * ID^2 = 0.00131277 \text{ m}^2$
Kecepatan Linier $V = Q_p/A_f = 2.46841441 \text{ m/dtk}$

$$Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} = 173725.16$$

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

Langkah Ekivalen Pipa

Sistem Pemipaan :

Jenis	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le m
		ft	m	
pipa Horizontal	-	-	-	19
pipa Vertikal	-	-	-	0
Standar Elbow 90 derajat	1	3.5	1.06679997	1.06679997
Entry Loss (Ordinary Entrance)	0	2	0.60959998	0
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	4	1.21919996	1.21919996
Ekivalen Pipa :			L + Le =	21.2859999

Determine Friction Head

percepatan gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}^2$$

koefisien friksi

$$f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 0.0161248$$

Head

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 2.60734697 \text{ m}$$

Determine Static Head

fluida dalam SP-01

$$z_1 = 0 \text{ m}$$

pipa pemasukkan ke MD-01

$$z_2 = 20.1240 \text{ m}$$

head

$$\Delta z = z_2 - z_1 = 20.1240 \text{ m}$$

Determine Velocity Head

runnynya perm. fluida di SP-01

$$V_1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

fluida di ujung pipa pemasukan MD-01

$$V_2 = V = 2.4684 \text{ m/dtk}$$

head

$$\Delta V^2 / 2g = 0.3106 \text{ m}$$

Determine Pressure Head

dalam SP-01

$$P_1 = 2.54 \text{ atm}$$

dalam MD-01

$$P_2 = 1.01 \text{ atm}$$

head

$$\Delta P / \rho g = -13.8829172 \text{ m}$$

Total Head

head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-W_s) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

$$\text{oleh : } (-W_s) = 9.1591 \text{ m}$$

Efficiency of Pump

efisiensi pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

efisiensi pompa

$$\epsilon_p = 60 \%$$

efisiensi pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * Sg * H}{3960 * \epsilon_p}$$

Kapasitas Q = 29.7188428 GPM
 Specific Gravity S.g = 1.13705998
 Head Pompa H = 30.0496073 ft

h : BHP = 0.42737354 Hp = 0.31869239 kW

ga Motor

HP tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ulrich, hal 87)

Motor $\epsilon_m = 72 \%$
 Motor P = BHP/ $\epsilon_m = 0.59357436$ Hp
 Daya Motor Standar = 1 Hp

ific Speed

Head (-Ws) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari (Coulson and Richardson, hal 155)

Actual Pump Speed N = 1450 rpm

ump Speed

Karakteristik pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari persamaan :

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

seh : Ns = 615.892406

Menurut Coulson dan Richardson (1956), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

- 400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers
- 1500 - 7000, pilih Mixed Flow Impellers
- 7000, pilih Axial Flow Impellers

Menurut Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk Ns < 1000, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal taged, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Rekomendasi Pompa

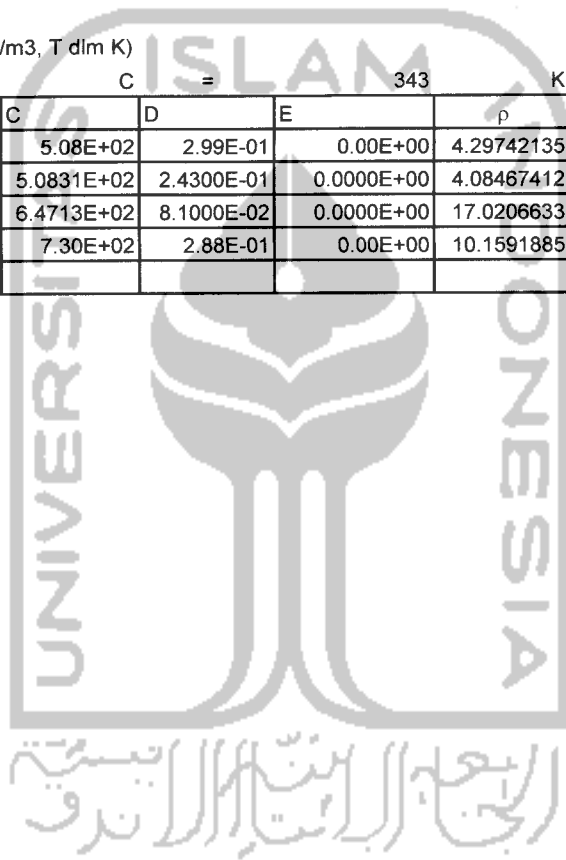
Rekomendasi :	Multi Stage Centrifugal Pump
Arus :	Radial Flow
Daya :	Motor Elektrik 1 Hp

samaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

	30	c	303	K				
en	A	B	C	D	E	μ	xi	
O	-1.49E+01	1.02E+03	5.96E-01	0.00E+00	0.00E+00	2.9325E-04	0.29194643	995.555803
HOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.00E+00	0.0017897	2.0134E-01	112.502827
	-5.20E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.00E+01	0.0008311	3.3557E-01	403.764852
	-1.1986E+01	2.6260E+01	-1.7740E-01	-4.4000E-16	10.0000	0.0000	0.17114095	0
								0.00066145

samaan Densitas cairan (ρ dlm kg/m³, T dlm K)

	70	C	=	343	K			
en	A	B	C	D	E	ρ	BM	ρ .BM.x
O	1.23E+00	2.58E-01	5.08E+02	2.99E-01	0.00E+00	4.29742135	60	257.845281
HOH	1.1800E+00	2.6475E-01	5.0831E+02	2.4300E-01	0.0000E+00	4.08467412	56	228.741751
O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	17.0206633	18	306.371939
	3.22E+00	2.65E-01	7.30E+02	2.88E-01	0.00E+00	10.1591885	34	345.412409
								1138.37138



Mengalirkan cairan umpan dari hasil bawah MD-01 ke T-03

Laju Alir Massa	Fm = 3156.5389 kg/jam
Jumlah Pompa	np = 1 buah
<u>Sifat Fisis :</u>	
Densitas	$\rho = 965.712108 \text{ kg/m}^3$
Viskositas	$\mu = 0.02352827 \text{ Pa.dtk}$

Perhitungan Kapasitas Pompa

Flow Volumetris	$Q = Fm / \rho = 3.26861274 \text{ m}^3/\text{jam}$
Factor of Safety	= 20 %
Over Design	= 20 %
Capacity of Pump	$Qp = (1.2)^2 * Q = 4.70680235 \text{ m}^3/\text{jam}$

Determination of Standard Pipe Size

Flow Condition: Aliran Fluida Turbulen
 Mass Flow Rate: $G = Qp * \rho = 4545.41602 \text{ kg/jam} = 1.26261556 \text{ kg/dtk}$
 Material Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :
 Diameter Optimum

$$D_{i,opt} = 282 * G^{0.52} * \rho^{-0.37} \quad (\text{Coulson and Richardson, hal 161})$$

$$D_{i, opt} = 25.0332052 \text{ mm} = 0.98555926 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Material	Carbon Steel
Nominal Pipe Size	NPS 1 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 1.049 in
Outside Diameter	OD 1.32 in

Reynolds Number

Cross Sectional Area	$Af = \pi/4 * ID^2 = 0.0005573 \text{ m}^2$
Velocity	$V = Qp/Af = 2.3460399 \text{ m/dtk}$
Reynolds Number	$Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} = 2565.67913$

Re < 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

Langkah Ekivalen Pipa
Sistem Pemipaan :

Jenis	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le m
		ft	m	
Horizontal	-	-	-	7
Vertikal	-	-	-	12.8016
Standar Ellbow 90 o	2	3.5	1.06679997	2.13359993
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	2	0.60959998	0.60959998
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	4	1.21919996	1.21919996
Ekivalen Pipa :			L + Le =	23.7639999

Tentukan Friction Head
 akibat gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}$$

Fraksi $f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 0.04615321$

Head $\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 11.5509281 \text{ m}$

Tentukan Static Head

Fluida dalam MD-01
 pipa pemasukan di T-03
 head

$$z1 = 0.00 \text{ m}$$

$$z2 = 12.8016 \text{ m}$$

$$\Delta z = z2 - z1 = 12.8016 \text{ m}$$

Tentukan Velocity Head

runnya perm. fluida di MD 01
 jada di ujung pipa pemasukan T-03
 y Head

$$V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

$$V2 = V = 2.3460 \text{ m/dtk}$$

$$\Delta V^2 / 2g = 0.2806 \text{ m}$$

Tentukan Pressure Head

dalam MD-01
 dalam T- 03
 jre Head

$$P1 = 1.01 \text{ atm}$$

$$P2 = 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P / \rho g = -0.10696103 \text{ m}$$

Total Head

Head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

oleh : $(-Ws) = 24.5262 \text{ m}$

Keefisienan Pompa

efisiensi pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

Keefisienan Pompa $\epsilon_p = 60 \%$

Pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * Sg * H}{3960 * \epsilon p}$$

: Kapasitas Q = 11.9908078 GPM
 Specific Gravity S.g = 0.96459961
 Head Pompa H = 80.466466 ft

h : BHP = 0.39170942 Hp = 0.29209766 kW

Pemilihan Motor

HP tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ullrich, hal 87)

Efisiensi Motor $\epsilon m = 72\%$
 Motor P = BHP/ $\epsilon m = 0.54404086$ Hp
 Daya Motor Standar = 1 Hp

Kecepatan Pompa

Head (-Ws) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari (Coulson and Richardson, hal 155)

Actual Pump Speed N = 3500 rpm

Kecepatan Pompa

Karakteristik pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari persamaan :

$$Ns = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

seh : Ns = 451.108561

Dit Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

< 400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers

= 1500 - 7000, pilih Mixed Flow Impellers

> 7000, pilih Axial Flow Impellers

Menurut Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk Ns < 1000, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal multi stage, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Spesifikasi Pompa

: Multi Stage Centrifugal Pump Tipe : Radial Flow Daya : Motor Elektrik 1 Hp
--

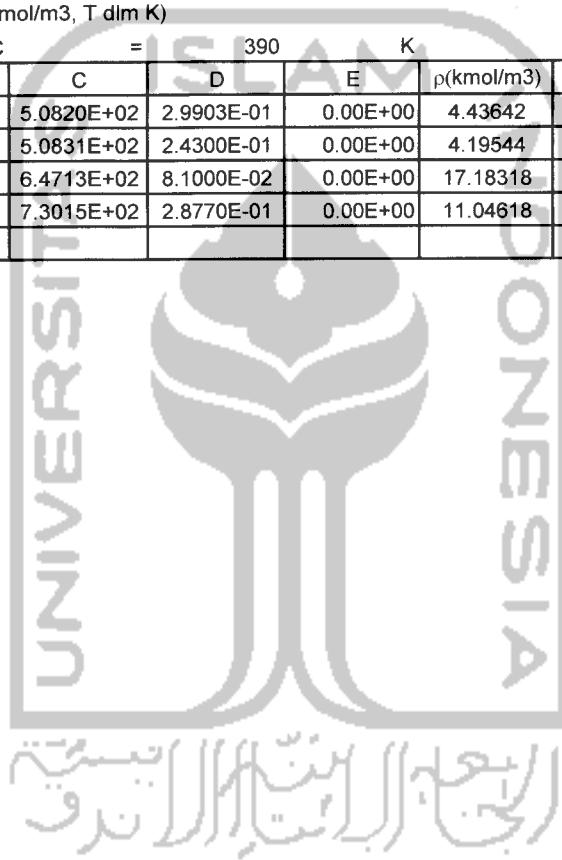
samaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

	117	c	390	K				
Spesies	A	B	C	D	E	μ		
O	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000	0.00016022	0	0
HOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.00E+00	0.0002588	0	0
	-5.20E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.00E+01	0.00023528	1.0000E-02	4.2502E+01
	-1.1986E+01	2.6260E+01	-1.7740E-01	-4.4000E-16	10.0000	0	0.49999574	0
								0.02352827

samaan Densitas cairan (ρ dlm kkmol/m³, T dlm K)

	117	C	=	390	K			
Spesies	A	B	C	D	E	ρ (kmol/m ³)		
2CO	1.2298E+00	2.5760E-01	5.0820E+02	2.9903E-01	0.00E+00	4.43642	0	0
CHOH	1.1800E+00	2.6475E-01	5.0831E+02	2.4300E-01	0.00E+00	4.19544	1.0000E-02	4.1955E-02
O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.00E+00	17.18318	4.9000E-01	8.4198E+00
O2	3.2151E+00	2.4982E-01	7.3015E+02	2.8770E-01	0.00E+00	11.04618	0.49999574	5.52304251

248.439241
2.6618E+02
7.5518E+01
375.570091



Memompa produk H₂O₂ dari T-03 ke tank truck pada setiap unloading storage

	=	H ₂ O ₂	Volum Fluida dalam T-03 =	6887.4466	m ³	
	V =	15	m ³	kapasitas tangki =	6887446.6435	liter
loading	tL =	15	menit	kapasitas tank truck =	15000	liter
	=	0.25	jam	jumlah tank truck =	459.1631	buah
				=	460	buah
ρ =	ρ =	329.978311	kg/m ³	np =	5	buah
μ =	μ =	1.6802E-03	Pa.dtk	volume untuk 5 pompa =	75000	liter
				jumlah pengiriman =	91.8326	kali
				=	92.0000	kali

Perhitungan Kapasitas Pompa

Volumetris	Q = V / tL =	60	m ³ /jam	waktu pengisian full =	1380	menit
Faktor Keamanan	=	20	%	=	23	jam
Over Design	=	20	%			
Kapasitas Pompa	Qp = (1.2) ² *Q =	86.4	m ³ /jam			

Determinasi Ukuran Pipa Standar

Aliran Fluida Turbulen

$$G = Q_p * \rho = 28510.126 \text{ kg/jam} = 7.91947946 \text{ kg/dtk}$$

Bahan Stainless Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

Diameter Optimum

$$D_{i, opt} = 226 * G^{0.5} * \rho^{-0.35} \text{ Coulson and Richardson, hal 161)}$$

$$D_{i, opt} = 83.5577754 \text{ mm} = 3.2896762 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel
Nominal Pipe Size	NPS 2.5 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 2.469 in
Outside Diameter	OD 2.88 in

Perhitungan Reynold

$$\text{Cross Sectional Area} \quad A_f = \pi/4 * ID^2 = 0.0030873 \text{ m}^2$$

$$\text{Kecepatan Linier} \quad V = Q_p/A_f = 7.7737751 \text{ m/dtk}$$

$$\text{Angka Reynold} \quad Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} = 9.5744E+04$$

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

Langkah Ekivalen Pipa

Sistem Pemipaan :

Komponen	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le
		ft	m	m
Horizontal	-	-	-	10
Vertikal	-	-	-	12.8016
Standar Ellbow 90 o	3	8	2.43839992	7.31519977
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	4.5	1.37159996	1.37159996
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	8	2.43839992	2.43839992
Ekivalen Pipa :			L + Le =	33.9267996

Determine Friction Head

Gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}$$

Friksi

$$f = 0.056 + \frac{0.5}{\text{Re}^{0.32}} = 1.8335\text{E-}02$$

Head

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 30.5616678 \text{ m}$$

Determine Static Head

Fluida dalam Tank Truck

$$z1 = 1 \text{ m}$$

Pipa pemasukan di T-03

$$z2 = 12.8016 \text{ m}$$

Head

$$\Delta z = z2 - z1 = 11.8016 \text{ m}$$

Determine Velocity Head

Alirannya perm. fluida di Tank Truck

$$V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

Aliran di ujung pipa pemasukan T-04

$$V2 = V = 7.7738 \text{ m/dtk}$$

Velocity Head

$$\frac{\Delta V^2}{2g} = 3.0810 \text{ m}$$

Determine Pressure Head

Fluida dalam Tank Truck

$$P1 = 1 \text{ atm}$$

Fluida dalam T-03

$$P2 = 1 \text{ atm}$$

Pressure Head

$$\frac{\Delta P}{\rho g} = 0 \text{ m}$$

Static Head

Head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-W_s) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

Diperoleh : $(-W_s) = 45.4443 \text{ m}$

Efficiency of Pump

Effisiensi pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

Estimasi : Efisiensi Pompa

$$\epsilon_p = 75 \%$$

Pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * Sg * H}{3960 * \epsilon_p}$$

Kapasitas Q = 220.1082 GPM
 Specific Gravity S.g = 0.32959818
 Head Pompa H = 149.095513 ft

h : BHP = 3.641909 Hp = 2.71577142 kW

Pemilihan Motor

HP tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ulrich, hal 87)

Motor $\epsilon_m =$ 77 %
 Motor P = BHP/ $\epsilon_m =$ 4.72975255 Hp
 Daya Motor Standar = 5 Hp

Specific Speed

Head (H) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari (Coulson and Richardson, hal 155)

Actual Pump Speed N = 2900 rpm

Pump Speed

Karakteristik pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari persamaan :

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

sehingga : $N_s = 1008.365$

Ditinjau dari Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

- > 400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers
- > 1500 - 7000, pilih Mixed Flow Impellers
- > 7000, pilih Axial Flow Impellers

Menurut Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk $N_s < 1000$, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal single stage, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Spesifikasi Pompa

	:	Single Stage Centrifugal Pump
	:	RadialFlow
	:	Motor Elektrik 5 Hp

samaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

30 c 303 K

n	A	B	C	D	E	μ	x i	
O	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000	0.00029325	0	0
HOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000	0.00178966	1.0000E-02	5.5877E+00
	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	10.0000	0.0008311	4.9000E-01	589.582448
	-1.1986E+01	2.6260E+01	-1.7740E-01	-4.4000E-16	10.0000	0	0.49999574	0
								0.00168019



Mengalirkan hasil dari Accumulator A-01 ke pipa pemasukan refluks MD-01 dan ke MD-02

Massa	Fm =	6065.5837 kg/jam
Pompa	np =	1 buah
<u>S:</u>		
	ρ =	992.368132 kg/m ³
is	μ =	0.00033203 Pa.dtk

hitung Kapasitas Pompa

Volumetris	Q = Fm / ρ =	6.11223144 m ³ /jam
ng :	Faktor Keamanan =	20 %
	Over Design =	20 %
is Pompa	Qp = (1.2) ² *Q =	8.8016 m ³ /jam

entukan Ukuran Pipa Standar

: Aliran Fluida Turbulen

dari Accumulator ke Tee pembagi arus

Massa	G = Qp * ρ =	8734.44053 kg/jam =	2.4262 kg/dtk
-------	-------------------	---------------------	---------------

Bahan Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

eter Optimum

$$D_{i,opt} = 282 * G^{0.52} * \rho^{-0.37} \text{ (Ison and Richardson, hal 161)}$$

$$D_{i, opt} = 34.8053 \text{ mm} = 1.3703 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Carbon Steel	
Nominal Pipe Size	NPS	1.5 in
Schedule Number	Sch.N	40
Inside Diameter	ID	1.61 in
Outside Diameter	OD	1.9 in

angan Reynold

Cross Sectional Area	Af = $\pi/4 * ID^2$ =	0.0013 m ²
atan Linier	V = Qp/Af =	1.8624 m/dtk
an Reynold		

$$Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} = 227628.587$$

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

a Refluks MD-01

dir Massa	G =	972.3099 kg/jam =	1.41479828 kg/dtk
-----------	-----	-------------------	-------------------

Bahan Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

eter Optimum

$$D_{i,opt} = 282 * G^{0.52} * \rho^{-0.37} \text{ (son and Richardson, hal 161)}$$

$$D_{i, opt} = 26.2931 \text{ mm} = 1.0352 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel	
Nominal Pipe Size	NPS	1 in
Schedule Number	Sch.N	40
Inside Diameter	ID	1.049 in
Outside Diameter	OD	1.32 in

Angka Reynold

Cross Sectional Area

$$A_f = \pi/4 * ID^2 = 0.0006 \text{ m}^2$$

Kecepatan Linier

$$V = G/\rho/A_f = 2.5582 \text{ m/dtk}$$

Angka Reynold

$$Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} = 8020573.164$$

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

Pemasukan MD-02

Massa

$$G = 5093.2738 \text{ kg/jam} = 1.4148 \text{ kg/dtk}$$

Pada bahan Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

Diameter Optimum

$$D_{i,opt} = 282 * G^{0.52} * \rho^{-0.37} \text{ (Brownell and Richardson, hal 161)}$$

$$D_{i,opt} = 26.2930714 \text{ mm} = 1.0352 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel	
Nominal Pipe Size	NPS	1 in
Schedule Number	Sch.N	40
Inside Diameter	ID	1.049 in
Outside Diameter	OD	1.32 in

Angka Reynold

Cross Sectional Area

$$A_f = \pi/4 * ID^2 = 0.0006 \text{ m}^2$$

Kecepatan Linier

$$V = G/\rho/A_f = 2.5582 \text{ m/dtk}$$

Angka Reynold

$$Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} = 8020573.164$$

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

g Ekuivalen Pipa

an dari Accumulator ke Refluks MD-01

Sistem Pemipaan :

Komponen	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le
		ft	m	m
Horizontal	-	-	-	12.5
Vertikal	-	-	-	20.3399
Standar Ellbow 90 o	5	2	0.60959998	3.0479999
Globe Valve	2	20	6.0959998	12.1919996
Gate Valve (Fully Open)	2	0.5	0.1524	0.30479999
Standard Tee	1	4.5	1.37159996	1.37159996
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	1.2	0.36575999	0.36575999
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	1.3	0.39623999	0.39623999

Ekivalen Pipa : L + Le = 50.5182806

aan dari Accumulator ke MD-02

Sistem Pemipaan :

Komponen	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le
		ft	m	m
Horizontal	-	-	-	46.25
Vertikal	-	-	-	0
Standar Ellbow 90 o	2	2	0.60959998	1.21919996
Globe Valve	2	20	6.0959998	12.1919996
Gate Valve (Fully Open)	2	0.5	0.1524	0.30479999
Standard Tee	1	4.5	1.37159996	1.37159996
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	1.2	0.36575999	0.36575999
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	1.3	0.39623999	0.39623999

Ekivalen Pipa : L + Le = 62.0995995

itungan Head Pompa

d berdasarkan Pemipaan dari Accumulator ke Refluks MD-01

ntukan Friction Head

atan gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}$$

Friksi $f = 0.056 + \frac{0.5}{\text{Re}^{0.32}} = 0.008687623$

n Head $\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 1.89786644 \text{ m}$

ntukan Static Head

hold up cairan di A-01

$$z1 = 0 \text{ m}$$

pipa Refluks MD-01

$$z2 = 20.3399 \text{ m}$$

Head

$$\Delta z = z2 - z1 = 20.3399 \text{ m}$$

ntukan Velocity Head

runnya hold up cairan A-01

$$V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

uida di pipa Refluks MD-01

$$V2 = V = 2.5582 \text{ m/dtk}$$

ity Head

$$\Delta V^2 / 2g = 0.333657677 \text{ m}$$

kan Pressure Head

P1	=	1 atm
MD-01	P2 =	1.01 atm
Head	$\Delta P / \rho g =$	0.1041 m

ad

ad diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

1 : $(-Ws)1 = 22.6755 \text{ m}$

berdasarkan Pemipaan dari Accumulator ke MD-02

kan Friction Head

tan gravitasi bumi	g =	9.807 m/dtk
--------------------	-----	-------------

rikisi $f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 0.015252892$

Head $\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 19.08801807 \text{ m}$

ukan Static Head

old up cairan di A-01	z1 =	0 m
ipa Pemasukan MD-02	z2 =	14.1124 m
lead	$\Delta z = z2 - z1 =$	14.1124 m

ukan Velocity Head

unnya hold up cairan A-04	V1 = V =	0 m/dtk
ida di pipa Pemasukan T-04	V2 = V =	2.5582 m/dtk
y Head	$\Delta V^2 / 2g =$	0.3337 m

ukan Pressure Head

A-01	P1 =	1 atm
lam MD-01	P2 =	1.01 atm
ire Head	$\Delta P / \rho g =$	0.1041 m

lead

lead diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

oleh : $(-Ws)2 = 33.6382 \text{ m}$

pompa yang dipakai sebagai dasar perancangan adalah head yang paling besar, sehingga yang dipakai adalah head berdasarkan pemipaan dari AC-01 ke MD-02

$(-Ws) = 33.6382 \text{ m}$

a Pompa

Pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

ε_p = 60 %

Pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * Sg * H}{3960 * \epsilon p}$$

Kapasitas Q = 22.4225377 GPM
Specific Gravity S.g = 0.99122492
Head Pompa H = 110.361407 ft

h : BHP = 1.032352 Hp = 0.76982469 kW

Motor

HP tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ullrich, hal 87)

ε_m = 72 %

P = BHP/ε_m = 1.43382211 Hp

Daya Motor Standar = 1.5 Hp

Specific Speed

Head (-Ws) dan Kapasitas (Q_p) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari (Coulson and Richardson, hal 155)

Actual Pump Speed N = 2900 rpm

Pump Speed

Karakteristik pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari

persamaan :

$$Ns = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

sehingga : Ns = 403.2993

Dit Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers

1500 - 7000, pilih Mixed Flow Impellers

> 7000, pilih Axial Flow Impellers

Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk Ns < 1000, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal taged, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Spesifikasi Pompa

jenis	:	Multi Stage Centrifugal Pump
jenis	:	Radial Flow
daya	:	Motor Elektrik 1.5 Hp

09

Mengalirkan hasil dari Accumulator A-02 ke pipa pemasukkan refluks MD-02 dan ke Tangki T-04

Massa $F_m = 5093.2738 \text{ kg/jam}$
 Pompa $n_p = 1 \text{ buah}$
 Sifat : $\rho = 992.368132 \text{ kg/m}^3$
 $\mu = 0.00039932 \text{ Pa.dtk}$

hitung Kapasitas Pompa

Volumetris $Q = F_m / \rho = 5.13244393 \text{ m}^3/\text{jam}$
 Faktor Keamanan = 20 %
 Over Design = 20 %
 Kapasitas Pompa $Q_p = (1.2)^2 * Q = 7.39071926 \text{ m}^3/\text{jam}$

Tentukan Ukuran Pipa Standar

Aliran Fluida Turbulen

dari Accumulator ke Tee pembagi arus

Arus Massa $G = Q_p * \rho = 7334.31427 \text{ kg/jam} = 2.0373 \text{ kg/dtk}$

Bahan Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

Diameter Optimum

$$D_{i,opt} = 282 * G^{0.52} * \rho^{-0.37} \text{ (Coulson and Richardson, hal 161)}$$

$$D_{i, opt} = 31.7826289 \text{ mm} = 1.251284601 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Carbon Steel	
Nominal Pipe Size	NPS	1 in
Schedule Number	Sch.N	40
Inside Diameter	ID	1.049 in
Outside Diameter	OD	1.32 in

Angka Reynold

Cross Sectional Area $A_f = \pi/4 * ID^2 = 0.000557299 \text{ m}^2$
 Kecepatan Linier $V = Q_p/A_f = 3.683800807 \text{ m/dtk}$
 Angka Reynold $Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} = 243922.4109$

$Re > 4000$, pemilihan pipa sesuai asumsi

Ukuran Refluks MD-02

Arus Massa $G = 0 \text{ kg/jam} = 0 \text{ kg/dtk}$

Bahan Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

Diameter Optimum

$$D_{i,opt} = 282 * G^{0.52} * \rho^{-0.37} \text{ (Coulson and Richardson, hal 161)}$$

$$D_{i, opt} = 0 \text{ mm} = 0 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel	
Nominal Pipe Size	NPS	1 in
Schedule Number	Sch.N	40
Inside Diameter	ID	1.049 in
Outside Diameter	OD	1.32 in

Angka Reynold

Cross Sectional Area	$A_f = \pi/4 * ID^2 =$	0.0006 m ²
Kecepatan Linier	$V = G/\rho/A_f =$	0.0000 m/dtk
Angka Reynold	$Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} =$	0

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

Pemasukan T-04

Massa	$G = 5093.2738 \text{ kg/jam} =$	1.4148 kg/dtk
-------	----------------------------------	---------------

Bahan Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :
Diameter Optimum

$$D_{i, opt} = 282 * G^{0.52} * \rho^{-0.37} \text{ (Brownell and Richardson, hal 161)}$$

$$D_{i, opt} = 26.2930714 \text{ mm} = 1.035160291 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel	
Nominal Pipe Size	NPS	1 in
Schedule Number	Sch.N	40
Inside Diameter	ID	1.049 in
Outside Diameter	OD	1.315 in

Angka Reynold

Cross Sectional Area	$A_f = \pi/4 * ID^2 =$	0.000557299 m ²
Kecepatan Linier	$V = G/\rho/A_f =$	2.558195005 m/dtk
Angka Reynold	$Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} =$	6668919.809

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

g Ekuivalen Pipa

an dari Accumulator ke Refluks MD-02

Sistem Pemipaan :

Komponen	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le
		ft	m	m
Horizontal	-	-	-	12.5
Vertikal	-	-	-	14.1124
Standar Ellbow 90 o	5	2	0.60959998	3.0479999
Globe Valve	2	20	6.0959998	12.1919996
Gate Valve (Fully Open)	2	0.5	0.1524	0.30479999
Standard Tee	1	4.5	1.37159996	1.37159996
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	1.2	0.36575999	0.36575999
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	1.3	0.39623999	0.39623999
Ekivalen Pipa :			L + Le =	44.2907917

aan dari Accumulator ke T-04

Sistem Pemipaan :

Komponen	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le
		ft	m	m
Horizontal	-	-	-	46.25
Vertikal	-	-	-	0
Standar Ellbow 90 o	2	2	0.60959998	1.21919996
Globe Valve	2	20	6.0959998	12.1919996
Gate Valve (Fully Open)	2	0.5	0.1524	0.30479999
Standard Tee	1	4.5	1.37159996	1.37159996
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	1.2	0.36575999	0.36575999
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	1.3	0.39623999	0.39623999
g Ekivalen Pipa :			L + Le =	62.0995995

hitung Head Pompa

d berdasarkan Pemipaan dari Accumulator ke Refluks MD-02

ntukan Friction Head

atan gravitasi bumi $g = 9.807 \text{ m/dtk}$

Friksi $f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 0.015041684$

n Head $\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 17.29923124 \text{ m}$

ntukan Static Head

hold up cairan di A-02 $z1 = 0 \text{ m}$
 pipa Refluks MD-02 $z2 = 14.1124 \text{ m}$
 Head $\Delta z = z2 - z1 = 14.1124 \text{ m}$

ntukan Velocity Head

runnya hold up cairan A-02 $V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$
 uida di pipa Refluks MD-02 $V2 = V = 0.0000 \text{ m/dtk}$
 ity Head $\Delta V2 / 2g = 0.0000 \text{ m}$

Head Pressure Head

Head	P1 =	1 atm
	P2 =	1.3 atm
	$\Delta P / \rho g =$	3.12264 m

Head

Head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-W_s) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

Head : $(-W_s)_1 = 34.5343 \text{ m}$

berdasarkan Pemipaan dari Accumulator ke T-03

Head Friction Head

Head gravitasi bumi	g =	9.807 m/dtk
---------------------	-----	-------------

Head friksi $f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 0.015041684$

Head $\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 0 \text{ m}$

Head Static Head

Head hold up cairan di A-02	z1 =	0 m
Head pipa Pemasukan T-04	z2 =	13 m
	$\Delta z = z2 - z1 =$	13 m

Head Velocity Head

Head unnya hold up cairan A-04	V1 = V =	0 m/dtk
Head da di pipa Pemasukan T-04	V2 = V =	2.558195005 m/dtk
Head v Head	$\Delta V^2 / 2g =$	0.333657677 m

Head Pressure Head

Head A-02	P1 =	1 atm
Head lam MD-02	P2 =	1.3 atm
Head re Head	$\Delta P / \rho g =$	3.1226 m

Head

Head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-W_s) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

Head : $(-W_s)_2 = 16.2579 \text{ m}$

pompa yang dipakai sebagai dasar perancangan adalah head yang paling besar, sehingga head yang dipakai adalah head berdasarkan pemipaan dari AC-02 ke T-03

$(-W_s) = 34.5343 \text{ m}$

a Pompa

efisiensi pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

efisiensi Pompa $\epsilon_p = 60 \%$

Head pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * Sg * H}{3960 * \epsilon_p}$$

Kapasitas $Q = 18.8282166 \text{ GPM}$

Specific Gravity $S.g = 0.99122492$

Head Pompa $H = 113.301388 \text{ ft}$

$$BHP = 0.889959 \text{ Hp} = 0.66364261 \text{ kW}$$

a Motor

efisiensi motor tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ullrich, hal 87)

efisiensi Motor $\epsilon_m = 72 \%$

Power Motor $P = BHP/\epsilon_m = 1.23605472 \text{ Hp}$

Daya Motor Standar $= 1.5 \text{ Hp}$

ific Speed

Head (-Ws) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari (Coulson and Richardson, hal 155)

Actual Pump Speed $N = 3500 \text{ rpm}$

ump Speed

Karakteristik pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari

persamaan :

$$Ns = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

$$Ns = 437.3169$$

Dit Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers

1500 - 7000, pilih Mixed Flow Impellers

> 7000, pilih Axial Flow Impellers

Rekomendasi Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk $Ns < 1000$, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal single stage, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

ifikasi Pompa

Jenis Pompa : Multi Stage Centrifugal Pump

Impeller : Radial Flow

Daya Motor : Motor Elektrik 1.5 Hp

Memompa Produk (CH₃)₂CO dari T-04 ke Tank Truck pada setiap periode Unloading Storage

	= (CH ₃) ₂ CO	Volum Fluida dalam T-01 = 15032.4173 m ³
	V = 15 m ³	kapasitas tangki = 1.5032E+07 liter
ading	tL = 15 menit	kapasitas tank truck = 15000 liter
	= 0.25 jam	jumlah tank truck = 1002.1612 buah
		= 1003 buah
	ρ = 243.949929 kg/m ³	np = 2 buah
s	μ = 4.6936E-04 Pa.dtk	volume untuk 10 pompa = 30000 liter
		jumlah pengiriman = 501.0806 kali
		= 502 kali

hitung Kapasitas Pompa

Volumetris Q = V / tL =	60 m ³ /jam	waktu pengisian full = 125.5 menit
g : Faktor Keamanan =	20 %	= 2.0917 jam
	Over Design = 20 %	
s Pompa	Qp = (1.2) ² *Q = 86.4 m ³ /jam	

entukan Ukuran Pipa Standar

: Aliran Fluida Turbulen

$$\text{Massa } G = Qp * \rho = 21077.2739 \text{ kg/jam} = 5.8547983 \text{ kg/dtk}$$

ahan Stainless Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

ur Optimum

$$Di, opt = 226 * G^{0.5} * \rho^{-0.35} \text{ Coulson and Richardson, hal 161}$$

$$Di, opt = 79.8562964 \text{ mm} = 3.143948677 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Stainless Steel
Nominal Pipe Size	NPS 4 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 4.026 in
Outside Diameter	OD 4.5 in

angan Reynold

$$\text{Cross Sectional Area } Af = \pi/4 * ID^2 = 0.008208894 \text{ m}^2$$

$$\text{atan Linier } V = Qp/Af = 2.923658281 \text{ m/dtk}$$

$$\text{an Reynold } Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} = 1.5539E+05$$

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

Langkah Ekivalen Pipa
Sistem Pemipaan :

Jenis	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le m
		ft	m	
1. Pipa				
Horizontal	-	-	-	10
Vertikal	-	-	-	18.2880
2. Fitting				
Standar Ellbow 90 o	3	8	2.43839992	7.31519977
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	4.5	1.37159996	1.37159996
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	8	2.43839992	2.43839992
Ekivalen Pipa :			L + Le =	39.4131996

Ditentukan Friction Head

dan gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}$$

koefisien

$$f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 1.6507E-02$$

Friction Head

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 2.772648081 \text{ m}$$

Ditentukan Static Head

fluida dalam Tank Truck

$$z1 = 1 \text{ m}$$

pipa pemasukan di T-04

$$z2 = 18.2880 \text{ m}$$

Static Head

$$\Delta z = z2 - z1 = 17.2880 \text{ m}$$

Ditentukan Velocity Head

kecepatannya perm. fluida di Tank Truck

$$V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

fluida di ujung pipa pemasukan T-04

$$V2 = V = 2.9237 \text{ m/dtk}$$

Velocity Head

$$\frac{\Delta V^2}{2g} = 0.4358 \text{ m}$$

Ditentukan Pressure Head

fluida dalam Tank Truck

$$P1 = 1 \text{ atm}$$

fluida dalam Tank T-04

$$P2 = 1 \text{ atm}$$

Pressure Head

$$\frac{\Delta P}{\rho g} = 0 \text{ m}$$

Total Head

Total Head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

sehingga : $(-Ws) = 20.4964 \text{ m}$

Ukuran Daya Pompa

Ukuran daya pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

Ukuran Daya Pompa : Efisiensi Pompa

$$\epsilon_p = 75 \%$$

Ukuran Daya Pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * Sg * H}{3960 * \epsilon_p}$$

Ukuran Daya Pompa : Kapasitas

$$Q = 220.1082 \text{ GPM}$$

Specific Gravity S.g = 0.2436689
 Head Pompa H = 67.2455661 ft

: BHP = 1.214349 Hp = 0.90553991 kW

a Motor

IP tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ullrich, hal 87)

Motor ϵ_m = 77 %
 Motor P = BHP/ ϵ_m = 1.57707665 Hp
 Daya Motor Standar = 2 Hp

Specific Speed

Head (-Ws) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari Coulson and Richardson, hal 155)

Actual Pump Speed N = 1450 rpm

Pump Speed

jenis pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari persamaan :

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

sehingga : Ns = 916.0905

Menurut Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers

1500 - 7000, pilih Mixed Flow Impellers

7000, pilih Axial Flow Impellers

Menurut Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk Ns < 1000, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal single stage, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Rekomendasi Pompa

:	Multi Stage Centrifugal Pump
jenis :	Radial Flow
:	Motor Elektrik 2 Hp

amaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

30 c 303 K

γ	A	B	C	D	E	μ	kg/jam	xi
γ	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000	0.0002932	2692.3658	0.52861203
γ_{OH}	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000	0.0017897	1.8007E+03	0.35353489
	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	10.0000	0.0008311	6.0026E+02	0.11785308
	-1.1986E+01	2.6260E+01	-1.7740E-01	-4.4000E-16	10.0000	0	0	0
							5093.2738	

m.xi
1423.21695
636.592602
70.7422536
0
0.00046936



Mengalirkan cairan umpan O2 dari T-02 ke vaporizer

Massa $F_m = 1485.4432 \text{ kg/jam}$
 Pompa $n_p = 1 \text{ buah}$
 $\rho = 395.934376 \text{ kg/m}^3$
 $\mu = 1.1157E-04 \text{ Pa.dtk}$

hitung Kapasitas Pompa

Volumetris $Q = F_m / \rho = 3.75174092 \text{ m}^3/\text{jam}$
 Faktor Keamanan = 20 %
 Over Design = 20 %
 Kapasitas Pompa $Q_p = (1.2)^2 * Q = 5.40250692 \text{ m}^3/\text{jam}$

Determine Ukuran Pipa Standar

Aliran Fluida Turbulen

Massa $G = Q_p * \rho = 2139.03821 \text{ kg/jam} = 0.59417728 \text{ kg/dtk}$

Bahan Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

Diameter Optimum

$$D_{i, \text{opt}} = 282.G^{0.52} \cdot \rho^{-0.37} \quad (\text{Coulson and Richardson, hal 161})$$

$$D_{i, \text{opt}} = 23.5269084 \text{ mm} = 0.926256237 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Carbon Steel
Nominal Pipe Size	NPS 3 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 3.068 in
Outside Diameter	OD 3.5 in

Angka Reynold

Cross Sectional Area $A_f = \pi/4 * ID^2 = 0.004767029 \text{ m}^2$
 Kecepatan Linier $V = Q_p/A_f = 0.314807471 \text{ m/dtk}$

Angka Reynold

$$Re = \frac{\rho.V.ID}{\mu} = 8.7058E+04$$

$Re > 4000$, pemilihan pipa sesuai asumsi

g Ekuivalen Pipa

Sistem Pemipaan :

Jenis	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le m
		ft	m	
Horizontal	-	-	-	14
Vertikal	-	-	-	6
Standar Ellbow 90 o	4	3.5	1.06679997	4.26719986
Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	2	0.60959998	0.60959998
Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	4	1.21919996	1.21919996
Ekuivalen Pipa :			L + Le =	26.0959998

entukan Friction Head

an gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}$$

riksi

$$f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 1.8729E-02$$

Head

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 0.03169005 \text{ m}$$

entukan Static Head

uida dalam T-02

$$z1 = 0 \text{ m}$$

ipa pemasukan di vaporizer

$$z2 = 2.4384 \text{ m}$$

ead

$$\Delta z = z2 - z1 = 2.4384 \text{ m}$$

entukan Velocity Head

runnya perm. fluida di T-02

$$V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

ida di ujung pipa pemasukan vaporizer

$$V2 = V = 0.3148 \text{ m/dtk}$$

Head

$$\Delta V^2 / 2g = 0.0051 \text{ m}$$

entukan Pressure Head

lam T-02

$$P1 = 4 \text{ atm}$$

lam vaporizer

$$P2 = 15 \text{ atm}$$

ire Head

$$\Delta P / \rho g = 286.9741281 \text{ m}$$

al Head

head diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

Jumlah: $(-Ws) = 289.4493 \text{ m}$

Pompa

efisiensi pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

efisiensi pompa : $\epsilon_p = 75 \%$

efisiensi pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * S_g * H}{3960 * \epsilon_p}$$

Kapasitas $Q = 13.763149 \text{ GPM}$
Specific Gravity $S.g = 0.39547826$
Head Pompa $H = 949.636746 \text{ ft}$

1 : $BHP = 1.7403696 \text{ Hp} = 1.29779338 \text{ kW}$

Motor

efisiensi motor tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ullrich, hal 87)

efisiensi motor $\epsilon_m = 72 \%$

Power Motor $P = BHP / \epsilon_m = 2.41718 \text{ Hp}$

Daya Motor Standar $= 3 \text{ Hp}$

Specific Speed

Head (-Ws) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari Coulson and Richardson, hal 155)

Actual Pump Speed $N = 3500 \text{ rpm}$

Pump Speed

jenis pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari Coulson and Richardson, hal 155)

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

hasil : $N_s = 75.902978$

dari Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers

1500 - 7000, pilih Mixed Flow Impellers

> 7000, pilih Axial Flow Impellers

Coulson and Richardson (C&R, hal 156) menyarankan untuk $N_s < 1000$, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal single stage, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Spesifikasi Pompa

Jenis Pompa : Multi Stage Centrifugal Pump

Tipe Pompa : Radial Flow

Daya Motor : Motor Elektrik 3 Hp

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

komponen	c					μ
	A	B	C	D	E	
O2	-1.7270E+01	2.8750E+02	1.2290E+00	-1.0400E-22	10.0000	0.00011157
						0.00011157



Memompa Bottom MD-02 ke UPL

Laju Alir Massa	Fm =	972.3099 kg/jam
Jumlah Pompa	np =	1 buah
<u>Sifat Fisis :</u>		
Densitas	$\rho =$	1185.36862 kg/m ³
Viskositas	$\mu =$	2.418E-07 Pa.dtk

Hitung Kapasitas Pompa

volumetris	$Q = Fm / \rho =$	0.82025953 m ³ /jam
g :	Faktor Keamanan =	20 %
	Over Design =	20 %
s Pompa	$Qp = (1.2)^2 * Q =$	1.18117372 m ³ /jam

Penentuan Ukuran Pipa Standar

Aliran Fluida Turbulen

Massa $G = Qp * \rho = 1400.12626 \text{ kg/jam} = 0.38892396 \text{ kg/dtk}$

Bahan Carbon Steel, diameter pipa optimum dapat diperoleh dengan persamaan :

Diameter Optimum

$$D_{i, \text{opt}} = 282 * G^{0.52} * \rho^{-0.37} \quad \text{(Coulson and Richardson, hal 161)}$$

$$D_{i, \text{opt}} = 12.5791989 \text{ mm} = 0.49524405 \text{ in}$$

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Bahan	Carbon Steel
Nominal Pipe Size	NPS 1/2 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 0.622 in
Outside Diameter	OD 0.81 in

Langkah Reynold

Cross Sectional Area	$A_f = \pi/4 * ID^2 =$	0.00019594 m ²
Kecepatan Linier	$V = Qp/A_f =$	1.67453186 m/dtk
Angka Reynold	$Re = \frac{\rho * V * ID}{\mu} =$	129693286

Re > 4000, pemilihan pipa sesuai asumsi

g Ekvivalen Pipa

Sistem Pemipaan :

n	Jumlah	Le/Fitting		L atau Le m
		ft	m	
s	Horizontal	-	-	7
	Vertikal	-	-	0.0000
	Standar Ellbow 90 o	2	3.5	1.06679997 2.13359993
	Entry Loss (Ordinary Entrance)	1	2	0.60959998 0.60959998
	Exit Loss (Sudden Enlargement)	1	4	1.21919996 1.21919996
Ekivalen Pipa :			L + Le =	10.9623999

ntukan Friction Head

an gravitasi bumi

$$g = 9.807 \text{ m/dtk}$$

iksi

$$f = 0.056 + \frac{0.5}{Re^{0.32}} = 0.00686717$$

ead

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID} = 0.68120884 \text{ m}$$

ntukan Static Head

luida dalam MD-02

$$z1 = 0.00 \text{ m}$$

ipa pemasukan di UPL

$$z2 = 0.0000 \text{ m}$$

ead

$$\Delta z = z2 - z1 = 0.0000 \text{ m}$$

ntukan Velocity Head

unnya perm. fluida di MD 02

$$V1 = V = 0 \text{ m/dtk}$$

ida di ujung pipa pemasukan UPL

$$V2 = V = 1.6745 \text{ m/dtk}$$

Head

$$\Delta V^2 / 2g = 0.1430 \text{ m}$$

ntukan Pressure Head

lam AC-02

$$P1 = 1 \text{ atm}$$

lam T- UPL

$$P2 = 1 \text{ atm}$$

re Head

$$\Delta P / \rho g = 0 \text{ m}$$

al Head

ead diperoleh dari Neraca Energi Mekanis yaitu dengan Persamaan Bernoulli :

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

$$\text{oleh : } (-Ws) = 0.8242 \text{ m}$$

aga Pompa

nsi pompa berkisar antara 50 - 85 % (table 4-20, Ullrich, hal 206)

irakan :Efisiensi Pompa

$$\epsilon_p = 60 \%$$

Pompa dapat dicari dengan persamaan :

$$BHP = \frac{Q * Sg * H}{3960 * \epsilon_p}$$

Kapasitas Q = 3.00909746 GPM
Specific Gravity S.g = 1.18400307
Head Pompa H = 2.70397271 ft

: BHP = 0.004055 Hp = 0.00302349 kW

a Motor

IP tertentu, Efisiensi Motor dapat diperoleh dari Fig 4-2 (Ulrich, hal 87)

Motor $\epsilon_m = 72 \%$
Motor P = BHP/ $\epsilon_m = 0.00563135$ Hp
Tipe Motor Standar = 0.5 Hp

ific Speed

Head (-Ws) dan Kapasitas (Qp) tertentu, jenis pompa dan pump speed dapat diperoleh dari Coulson and Richardson, hal 155)

Actual Pump Speed N = 1450 rpm

Pump Speed

Karakteristik pompa sentrifugal dapat dilihat dari Specific Speed - nya, yang dapat diperoleh dari Coulson and Richardson (hal 156)

$$Ns = \frac{N * Q^{0.5}}{(g * h)^{0.75}}$$

seh : Ns = 1192.846

Menurut Coulson and Richardson (hal, 156), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed

400 - 1000, pilih Radial Flow Impellers

1500 - 7000, pilih Mixed Flow Impellers

7000, pilih Axial Flow Impellers

Menurut Doolin (C&R, hal 156) menyarankan untuk Ns < 1000, sebaiknya dipilih pompa sentrifugal single stage, karena jika dipakai Single stage akan menyebabkan efisiensi pompa rendah.

Rekomendasi Pompa

Rekomendasi :	Single Stage Centrifugal Pump
Tipe Pompa :	Axial Flow
Daya Motor :	Motor Elektrik 0.5 Hp

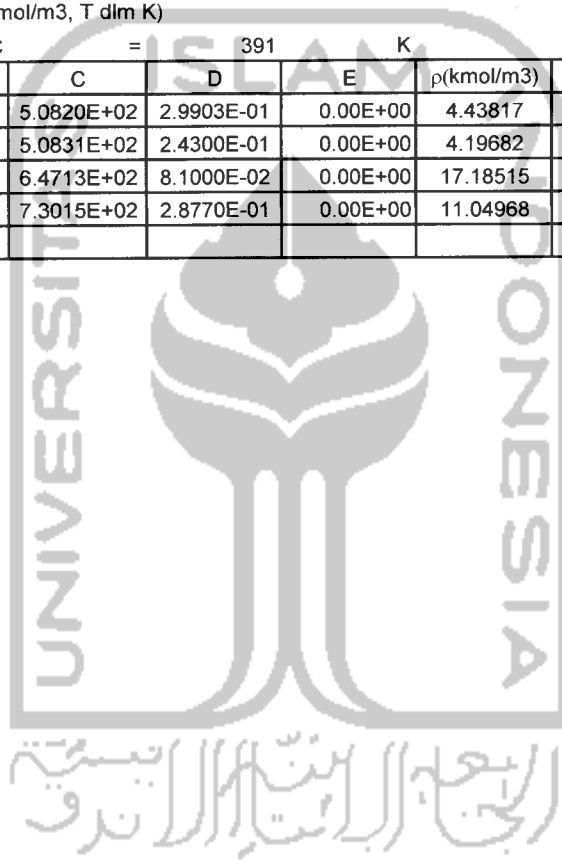
amaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

	118	c	391 K					
	A	B	C	D	E	μ	x_i	
	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000	0.00015996	0	0
HOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000	0.00025735	2.4586E+01	9.5536E+04
	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	10.0000	0.00023457	9.4770E+02	4.0401E+06
	-1.1986E+01	2.6260E+01	-1.7740E-01	-4.4000E-16	10.0000	0.0000	0.0268	0
								2.41798E-07

amaan Densitas cairan (ρ dlm kkmol/m³, T dlm K)

	118	C	=	391	K			
jenis	A	B	C	D	E	ρ (kmol/m ³)		
CO	1.2298E+00	2.5760E-01	5.0820E+02	2.9903E-01	0.00E+00	4.43817	0	0
HOH	1.1800E+00	2.6475E-01	5.0831E+02	2.4300E-01	0.00E+00	4.19682	2.4586E+01	1.0318E+02
	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.00E+00	17.18515	9.4770E+02	1.6286E+04
2	3.2151E+00	2.4982E-01	7.3015E+02	2.8770E-01	0.00E+00	11.04968	0.0268	0.296131479

248.5373536
2.5181E+02
3.0933E+02
375.68919



STENYIMPAN ISOPROPANOL

: T - 01
 : Untuk menyimpan kebutuhan Isopropanol selama 30 hari
 : Silinder Tank, Flat Bottom, Conical Roof

= 30 C = 303 k
 = 1 atm = 14.7 psia

Componen	kg/jam	BM	x	ρ	ρ · x
CH ₃ OH	4642.0080	60	0.6000	239.1676	143.5006
O	3094.6720	18	0.4000	303.6273	121.4509
	7736.6800		1.0000		264.9515

ρ_{total} = 264.9515 kg/m³
 Jumlah kebutuhan Isopropanol selama 20 hari
 = 5570409.6000 kg
 Jumlah kapasitas tangki
 dengan margin = 20 %
 Volume tangki = $1.2 \cdot V_f$
 = $\frac{m}{\rho}$
 = 21024.2622 m³
 = $1.2 \cdot V_f$
 = 25229.1147 m³
 = 890958.6159 ft³ > 71000 ft³ (Large Tank)

Perhitungan tinggi dan diameter tangki
 Karena kapasitas tangki besar, maka menggunakan rumus :
 = $\frac{(8/3) \cdot H}{\pi/4 \cdot D^2}$
 = $\frac{\pi/4 \cdot D^2 \cdot H}{\pi/4 \cdot D^2 \cdot (3/8) \cdot D}$
 = $\frac{(32 \cdot V)}{(3\pi)^{1/3}}$
 = 144.6501 ft
 = 44.0894 m
 = $(3/8) \cdot D$
 = 54.2438 ft
 = 16.5335 m

Sarankan appendix E, item 1 brownell hal 346, ukuran tangki standart yang mendekati hasil perhitungan :
 = 160 ft 1920 in
 = 48.7680 m
 = 60 ft 720 in
 = 18.2880 m
 = 214900 bbl
 = 1206663.5000 ft³
 = 34148577.0500 liter

Perhitungan tebal dinding tangki
 Akan menggunakan shell plate 72 in butt welded courses (appendix E item 1 brownell hal 346)
 = $\frac{(P \cdot D)}{(2 \cdot E)} + C$ (pers 3.16 brownell hal 45)

Anggapan :
 = tebal shell
 = tekanan dalam tangki = 14.7 psi

=	diameter tangki	=	160 ft	
=	tegangan yang diijinkan	=	12650 psi	(tabel 13.1 hal 251 brownell)
=	efisiensi pengelasan	=	0.85	(tabel 13.2 hal 254 brownell)
=	faktor koreksi	=	0.125	
=	$\rho*((H-1)/144)$			
=	density cairan, lb/ft ³			
=	tinggi, ft			

amaan diatas diperoleh ;

$$= \frac{((\rho*(H-1)*12*D)/(288*f*E))+C}{0.0102 (H-1) + 0.125}$$

(pers 3.17 hal 46 brownell)

all tank ts antara lain tergantung pada H dan plat shell mempunyai ketebalan yang sama dalam
rse

gunakan lembaran plat dengan ukuran lebar standart 8 ft.

jumlah course yang ada :

$$= H/8$$

$$= 7.5$$

$$= 8 \text{ course}$$

gunakan menggunakan 10 plate dan allowance untuk vertical weld joint 5/32 in

$$= ((\pi*d)\text{-weld length})/(12*n)$$

panjang = diameter, in

= jumlah plate

= jumlah plate*allowance

i course	H,ft	lebar plate, ft	ts, in	panjang plate (L),ft	tebal standart
1	60	8	0.72949597	24.2044125	0.8125
2	52	8	0.64753042	24.2037294	0.75
3	44	8	0.56556486	24.2030464	0.625
4	36	8	0.48359931	24.2023633	0.5
5	28	8	0.40163375	24.2016803	0.5
6	20	8	0.31966819	24.2009972	0.375
7	12	8	0.23770264	24.2003142	0.25
8	4	8	0.15573708	24.1996311	0.1875

hitung tebal head tangki

plate untuk tangki yang memiliki diameter lebih dari 60 ft adalah 3*3*(3/8) in (brownell 53)

gunakan 10 plate allowance untuk vertical weld joint 5/32 untuk tiap top angle

panjang tiap section

$$= ((\pi*d)\text{-weld length})/(12*n)$$

$$= 24.2044125 \text{ ft}$$

hitung θ

$$= D/(430*t)$$

1a :

$$= \text{sudut cone roof supported}$$

$$= \text{diameter}$$

$$= \text{tebal shell roof supported}$$

$$= 0.4579606$$

$$= 27.2556$$

hitung tinggi head tangki

$$\begin{aligned}
 &= h/(0.5*D) \\
 &= 0.5*D*\text{tg } \theta \\
 &= 41.2126 \text{ ft} \\
 &= ((P*D)/((2*\cos \theta)*((f*E)-(0.6*P)))+C \\
 &= \text{tebal head tangki, in} \\
 &= \text{sudut cone roof terhadap garis horisontal} \\
 &= \text{diameter} \\
 &= \text{allowance working stress} \\
 &= \text{efisiensi pengelasan} \\
 &= \text{tekanan internal} \\
 &= \text{faktor koreksi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.1 * \text{Poperasi} \\
 &= 16.17 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

lead

Bahan : Carbon Steel, SA 283 grade C

Jenis : Torispherical dished head

$$\text{th} = \frac{0.885.P.rc}{f.E - 0.1.P} + C$$

$$= 0.3380$$

$$\text{th tebal plate standard} = 3/8 \text{ in}$$

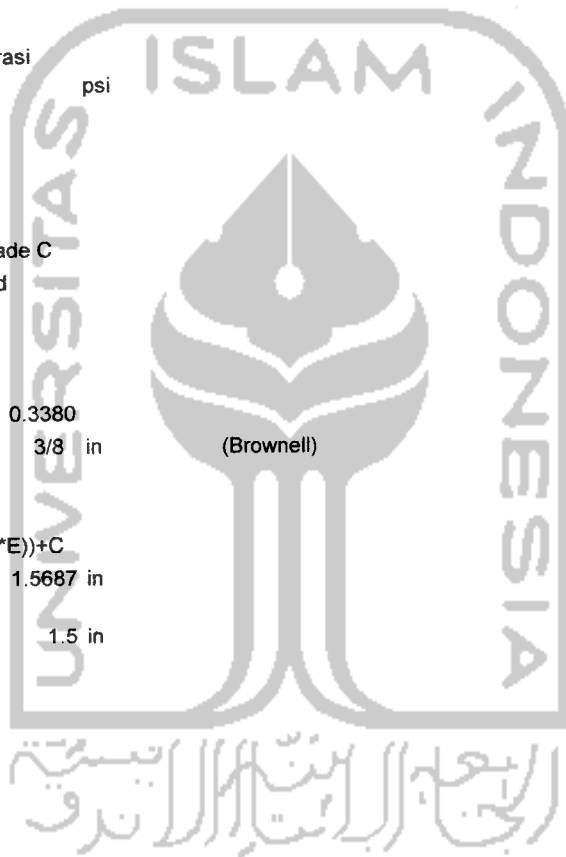
hitung tebal plat bottom

$$= ((P*D)/(2*f*E))+C$$

$$= 1.5687 \text{ in}$$

tebal standart

$$= 1.5 \text{ in}$$



nama Densitas cairan (ρ dlm kg/m³, T dlm K)

	A	B	C	D	E	ρ	BM	ρ BM
NO	1.23E+00	2.58E-01	5.08E+02	2.99E-01	0.00E+00	4.1757744	56	233.843366
NO	1.1800E+00	2.6475E-01	5.0831E+02	2.4300E-01	0.0000E+00	3.98612724	60	239.167634
	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	16.8681818	18	303.627273
	3.22E+00	2.50E-01	7.30E+02	2.88E-01	0.00E+00	10.5182063	34	357.619014
								1134.25729

perancangan :

1 tipe tangki

2 bahan konstruksi

hitung dimensi utama tangki, meliputi : volume, tinggi, diameter, tebal dinding, dan tebal head tangki

3 tipe tangki

4 tipe tangki yang dipilih adalah silinder tegak lurus berbentuk conical dengan pertimbangan :

5 tipe operasi tangki pada tekanan 1 atm

6 tipe operasi tangki pada suhu kamar 30°C

7 tipe penyimpanan pada kondisi cair dingin

8 tipe konstruksi sederhana sehingga lebih ekonomis

9 tipe bahan konstruksi

10 tipe konstruksi yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade C dengan pertimbangan :

11 ketahanan terhadap korosi

12 biaya relatif murah

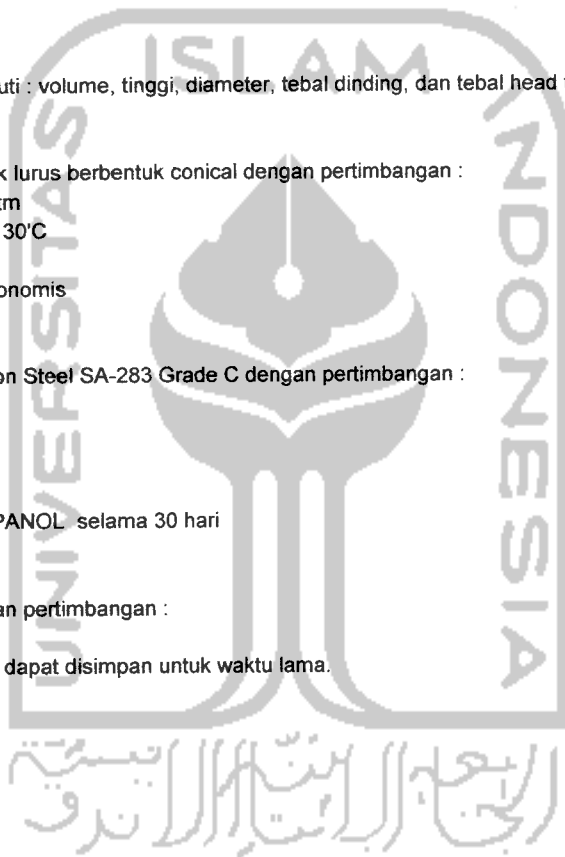
13 hitung dimensi utama tangki

14 digunakan untuk menyimpan ISOPROPANOL selama 30 hari

15 lama waktu penyimpanan 30 hari, dengan pertimbangan :

16 bahan dibeli dari luar negeri.

17 isopropanol tidak mudah menguap, jadi dapat disimpan untuk waktu lama.



STOKASI OKSIGEN

: T - 02
 : Untuk menyimpan Umpan O2 selama 10 hari
 : Tangki Silinder Horisontal

Operasi :

T = -165 °C = 108 K
 P = 4.6656E+00 atm
 R = 0.08206 m³.atm/kmol.K

	kmol/j	x	BM	p. Kmol/m ³	x*BM*ρ, kg/m ³
	46.4201	1.0000	32	12.3729	395.9344
	46.4201	1.0000			395.9344

ρ =

$$= 395.9344 \text{ kg/m}^3$$

Waktu kebutuhan ACH selama 10 hari

$$= 11140.8240 \text{ kg}$$

Waktu kapasitas tangki

$$\text{margin} = 20 \%$$

$$\text{Waktu} = 1.2 \cdot V_f$$

$$= \frac{W}{\rho}$$

$$= 2.8138E+01 \text{ m}^3$$

$$= 1.2 \cdot V_f$$

$$= 3.3766E+01 \text{ m}^3$$

$$= 1.1924E+03 \text{ ft}^3$$

Perhitungan tinggi dan diameter tangki

Untuk kapasitas tangki kecil, maka menggunakan rumus :

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 6D$$

$$= \frac{(2 \cdot V)}{(3 \cdot \pi)^{1/3}}$$

$$= 6.3261 \text{ ft}$$

$$= 1.9282 \text{ m}$$

$$= 6D$$

$$= 37.9567 \text{ ft}$$

$$= 11.5692 \text{ m}$$

Referensi appendix E, item 1 brownell hal 346, ukuran tangki standart yang mendekati hasil perhitungan :

$$= 12 \text{ ft} \quad 144 \text{ in}$$

$$= 3.6576 \text{ m}$$

$$= 40 \text{ ft} \quad 480 \text{ in}$$

$$= 12.1920 \text{ m}$$

$$= 805.2715939 \text{ bbl}$$

$$= 4521.6000 \text{ ft}^3$$

$$= 127961.2800 \text{ liter}$$

Perhitungan tebal dinding tangki

Referensi menggunakan shell plate 72 in butt welded courses (appendix E item 1 brownell hal 346)

$$= \frac{(P \cdot D)}{(2 \cdot f \cdot E)} + C \quad (\text{pers 3.16 brownell hal 45})$$

n :
 = tebal shell
 = tekanan dalam tangki = 14.7 psi
 = diameter tangki = 12 ft
 = tegangan yang diijinkan = 12650 psi (tabel 13.1 hal 251 brownell)
 = efisiensi pengelasan = 0.85 (tabel 13.2 hal 254 brownell)
 = faktor koreksi = 0.125
 = $\rho*((L-1)/144)$

= density cairan, lb/ft³
 = panjang, ft

amaan diatas diperoleh ;

= $((\rho*(L-1)*12*D)/(288*f*E))+C$ (pers 3.17 hal 46 brownell)
 = 1.1483E-03 (L-1) + 0.125
 = 0.1698 in
 al st = 0.375 in

ung Tebal Head

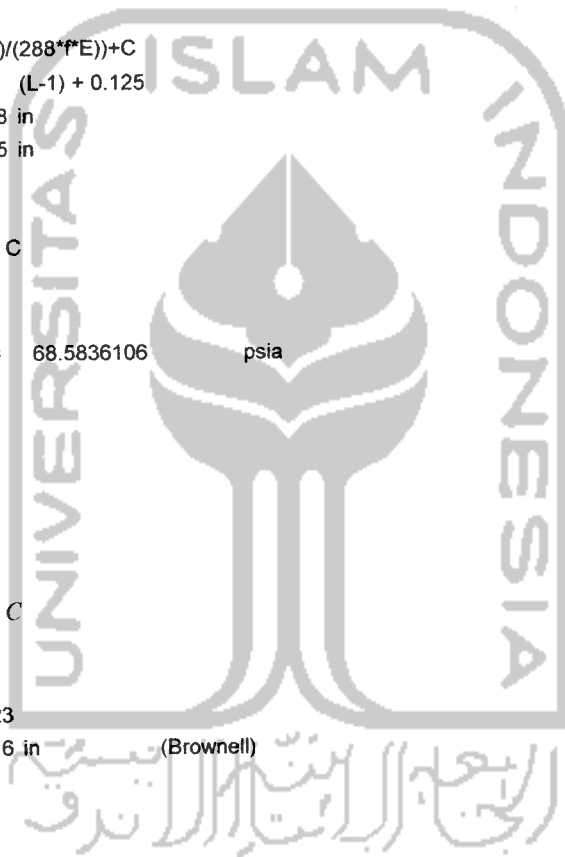
han : Carbon Steel, SA 283 grade C

enis : Torispherical dished head

rasi = 4.6656 atm = 68.5836106 psia
 sign = 75.4419717 psia
 rc = 6 ft
 f = 12650 psia
 E = 0.85
 C = 0.125

$$th = \frac{0.885.P.rc}{f.E - 0.1.P} + C$$

= 0.1623
 ebal plate standard = 3/16 in (Brownell)



Viskositas

$$T = -165 \text{ }^{\circ}\text{C} = 108 \text{ K}$$

$$P = 3544.9470 \text{ atm}$$

$$\mu_{\text{liq}} = 10^{(A + (B/T) + (C * T) + (D * T^2))}$$

Data Viskositas liquid (μ dalam centipoise dan T dalam K)

Komp.	A	B	C	D	μ	μ^*x
O2	-5.0957	1.7983E+02	3.9779E-02	-1.4664E-04	1.4293E-01	0.1429
						0.1429

$$\mu_{\text{cair}} = 1.43\text{E-}01 \text{ centipoise} = 1.43\text{E-}03 \text{ kg/s.m}$$

Vapor Pressure of Inorganic and Organic Liquids (Yaws)

Pi dalam mmhg dan T dalam K

TRIAL

$$P = 4.6656 \text{ atm} = 3545.819326 \text{ mmHg}$$

$$T = -165 \text{ }^{\circ}\text{C} = 108 \text{ K}$$

Komp.	A	B	C	D	E	P°
O2	2.06695E+01	-5.2697E+02	-6.7062E+00	1.2926E-02	-9.8832E-13	3.5449E+03

Komp.	BM	P°	K	umpan	X	Y=K*X
O2	32	3.5449E+03	9.9975E-01	1485.4432	1.0000	1.00E+00
				1485.4432		1.00E+00

Densitas

Senyawa	A	B	C	D	ρ , kmol/m ³
C ₂ H ₂	3.9143E+00	2.8772E-01	1.5458E+02	2.9240E-01	1.2373E+01

ENYIMPAN HIDROGEN PEROKSIDA

T - 03
 Untuk menyimpan kebutuhan Hidrogen peroksidal selama 30 hari
 Silinder Tank, Flat Bottom, Torispherical Dished Head

T = 30 C = 303 K
 P = 1 atm = 14.7 psia

Item	kg/jam	BM	x	ρ	ρ . x
H ₂ O ₂	31.5657	60	0.0100	239.1676	2.3917
H ₂ O	1546.7172	18	0.4900	303.6273	148.7786
O ₂	1578.2560	34	0.5000	357.6190	178.8080
	3156.5389		1.0000		329.9783

ρ = 329.9783 kg/m³
 Jumlah kebutuhan H₂O₂ selama 30 hari = 2272708.0080 kg

Perhitungan kapasitas tangki

Design = 20 %
 Volume tangki = 1.2 * Vf
 = 6887.4466 m³
 = 1.2 * Vf
 = 8264.9360 m³
 = 291873.7344 ft³ > 71000 ft³ (Small Tank)

Perhitungan tinggi dan diameter tangki

Kapasitas tangki besar, maka menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}
 &= \frac{(8/3) \cdot H}{(\pi/4) \cdot D^2} \\
 &= \frac{(\pi/4) \cdot D^2 \cdot (3/8) \cdot D}{((32 \cdot V)/(3\pi))^{1/3}} \\
 &= \frac{99.7160 \text{ ft}}{30.3934 \text{ m}} \\
 &= (3/8) \cdot D \\
 &= 37.3935 \text{ ft} \\
 &= 11.3975 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sarankan appendix E, item 1 brownell hal 346, ukuran tangki standart yang mendekati hasil perhitungan :

=	100 ft	1200 in
=	30.4800 m	
=	42 ft	504 in
=	12.8016 m	
=	58750 bbl	
=	329881.2500 ft ³	
=	9335639.3750 liter	

Perhitungan tebal dinding tangki

akan menggunakan shell plate 72 in butt welded courses (apendix E item 1 brownell hal 346)

$$= \frac{(P \cdot D)}{(2 \cdot f \cdot E)} + C$$
 (pers 3.16 brownell hal 45)

1 :

$$=$$
 tebal shell

$$=$$
 tekanan dalam tangki = 14.7 psi

$$=$$
 diameter tangki = 12.8016 ft

$$=$$
 tegangan yang diijinkan = 12650 psi (tabel 13.1 hal 251 brownell)

$$=$$
 efisiensi pengelasan = 0.85 (tabel 13.2 hal 254 brownell)

$$=$$
 faktor koreksi = 0.125

$$=$$
 $\rho \cdot ((H-1)/144)$

$$=$$
 density cairan, lb/ft³

$$=$$
 tinggi, ft

amaan diatas diperoleh ;

$$= \frac{((\rho \cdot (H-1) \cdot 12 \cdot D) / (288 \cdot f \cdot E)) + C}{0.0080 (H-1) + 0.125}$$
 (pers 3.17 hal 46 brownell)

all tank ts antara lain tergantung pada H dan plat shell mempunyai ketebalan yang sama dalam
 rse

gunakan lembaran plat dengan ukuran lebar standart 8 ft.

nah course yang ada :

$$=$$
 H/8

$$=$$
 5.25

$$=$$
 6 course

akan menggunakan 10 plate dan allowance untuk vertical weld joint 5/32 in

$$= \frac{((\pi \cdot d) \cdot \text{weld length})}{(12 \cdot n)}$$

:

$$=$$
 diameter, in

$$=$$
 jumlah plate
 ngth
$$=$$
 jumlah plate * allowance

i course	H,ft	lebar plate, ft	ts, in	panjang plate (L),ft	tebal standart
1	42	8	0.4520	5.362100	0.5
2	34	8	0.3882	5.361568	0.4375
3	26	8	0.3244	5.361036	0.375
4	18	8	0.2606	5.360505	0.3125
5	10	8	0.1968	5.359973	0.25
6	2	8	0.1330	5.359441	0.1875

hitung tebal head tangki

ngle untuk tangki yang memiliki diameter lebih dari 60 ft adalah 3*3*(3/8) in (brownell 53)

gunakan 10 plate allowance untuk vertical weld joint 5/32 untuk tiap top angle

panjang tiap section

$$= \frac{((\pi \cdot d) \cdot \text{weld length})}{(12 \cdot n)}$$

$$=$$
 5.362100 ft

hitung θ

$$=$$
 $D / (430 \cdot t)$

na :

$$=$$
 sudut cone roof supported

= diameter
 = tebal shell roof supported
 = 0.4651
 = 27.7177

ting tinggi head tangki

= $h/(0.5 \cdot D)$
 = $0.5 \cdot D \cdot \tan \theta$
 = 26.2703 ft
 = $((P \cdot D) / ((2 \cdot \cos \theta) \cdot (f \cdot E) - (0.6 \cdot P))) + C$

= tebal head tangki, in
 = sudut cone roof terhadap garis horisontal
 = diameter
 = allowance working stress
 = efisiensi pengelasan
 = tekanan internal
 = faktor koreksi

= $1.1 \cdot P_{operasi}$
 = 16.17 psi

lead

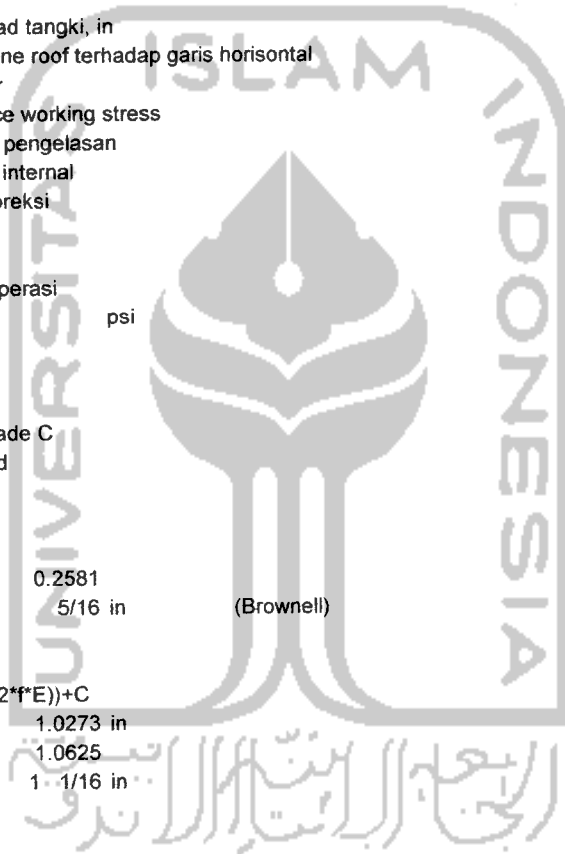
Bahan : Carbon Steel, SA 283 grade C
 Jenis : Torispherical dished head

$$th = \frac{0.885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0.1 \cdot P} + C$$

= 0.2581
 pilih tebal plate standard = 5/16 in (Brownell)

tinggi tebal plat bottom

= $((P \cdot D) / (2 \cdot f \cdot E)) + C$
 = 1.0273 in
 = 1.0625 in
 = 1 - 1/16 in



maan Densitas cairan (ρ dlm kg/m³, T dlm K)

	30			303			K	
	A	B	C	D	E	ρ	BM	ρ BM
CO	1.23E+00	2.58E-01	5.08E+02	2.99E-01	0.00E+00	4.175774398	56	233.8433663
H ₂ O	1.1800E+00	2.6475E-01	5.0831E+02	2.4300E-01	0.0000E+00	3.986127237	60	239.1676342
	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	16.86818185	18	303.6272733
2	3.22E+00	2.50E-01	7.30E+02	2.88E-01	0.00E+00	10.51820628	34	357.6190136
								1134.257287



TANGKI PENYIMPAN ASETON

Kode : T - 04
 Fungsi : Untuk menyimpan kebutuhan aseton selama 30 hari
 Jenis : Silinder Tank, Flat Bottom, Torispherical Dished Head

T = 30 C = 303 K
 P = 1 atm = 14.7 psia

komponen	kg/jam	BM	x	ρ	ρ . x
(CH3)2CO	2692.3658	56	0.5286	233.8434	123.6124
(CH3)2CHOH	1800.6500	60	0.3535	239.1676	84.5541
H2O	600.2580	18	0.1179	303.6273	35.7834
H2O2	0.0000	34	0.0000	357.6190	0.0000
	5093.2738				243.9499

ρ campuran = 243.9499 kg/m³
 menghitung kebutuhan Aseton selama 15 hari
 mt = 3667157.1360 kg

menghitung kapasitas tangki

over design = 20 %
 volume tangki = 1.2 * Vf
 Vf = mt / ρ = 15032.4173 m³
 V = 1.2 * Vf = 18038.9008 m³
 = 637038.3690 ft³ > 71000 ft³ (Large Tank)

menghitung tinggi dan diameter tangki

karena kapasitas tangki, maka menggunakan rumus :

D = (8/3) * H
 V = (π/4) * D² * H
 D = ((π/4) * D² * (3/8) * D) / ((32 * V) / (3π))^(1/3)
 = 129.3466 ft
 = 39.4248 m
 H = (3/8) * D
 = 48.5050 ft
 = 14.7843 m

berdasarkan appendix E, item 1 brownell hal 346, ukuran tangki standart yang mendekati hasil perhitungan :

D = 140 ft = 1680 in
 = 42.6720 m
 H = 54 ft = 648 in
 = 16 m
 V = 143000 bbl
 = 802945.0000 ft³
 = 22723343.5000 liter

menghitung tebal dinding tangki

direncanakan menggunakan shell plate 72 in butt welded courses (apendix E item 1 brownell hal 346)

$$ts = \frac{((P \cdot D)/(2 \cdot f \cdot E)) + C}{\rho \cdot ((H-1)/144)} \quad (\text{pers 3.16 brownell hal 45})$$

keterangan :

ts = tebal shell
P = tekanan dalam tangki = 14.7 psi
D = diameter tangki = 54 ft
f = tegangan yang diijinkan = 12650 psi (tabel 13.1 hal 251 brownell)
E = efisiensi pengelasan = 0.85 (tabel 13.2 hal 254 brownell)
C = faktor koreksi = 0.125
P = $\rho \cdot ((H-1)/144)$

dimana :

P = density cairan, lb/ft³
H = tinggi, ft

dari persamaan diatas diperoleh ;

$$ts = \frac{((\rho \cdot (H-1) \cdot 12 \cdot D)/(288 \cdot f \cdot E)) + C}{0.0083 \cdot (H-1) + 0.125} \quad (\text{pers 3.17 hal 46 brownell})$$

untuk small tank ts antara lain tergantung pada H dan plat shell mempunyai ketebalan yang sama dalam satu course misal digunakan lembaran plat dengan ukuran lebar standart 8 ft.

maka jumlah course yang ada :

$$N = \frac{H}{8} = \frac{54}{8} = 6.75 \rightarrow 7 \text{ course}$$

direncanakan menggunakan 10 plate dan allowance untuk vertical weld joint 5/32 in

$$L = \frac{((\pi \cdot d) \cdot \text{weld length})}{(12 \cdot n)}$$

dimana :

d = diameter, in
n = jumlah plate
weld length = jumlah plate * allowance

dimensi course	H, ft	lebar plate, ft	ts, in	panjang plate (L), ft	tebal standart
1	54	8	0.5625	43.951667	0.625
2	46	8	0.4964	43.951116	0.5
3	38	8	0.4304	43.950566	0.5
4	30	8	0.3644	43.950016	0.375
5	22	8	0.2983	43.949465	0.3125
6	14	8	0.2323	43.948915	0.5
7	6	8	0.1663	43.9484	0.1875

menghitung tebal head tangki

top angle untuk tangki yang memiliki diameter lebih dari 60 ft adalah 3*3*(3/8) in (brownell 53)

jika menggunakan 10 plate allowance untuk vertical weld joint 5/32 untuk tiap top angle

maka panjang tiap section

$$L = \frac{((\pi \cdot d) \cdot \text{weld length})}{(12 \cdot n)} = 43.9517 \text{ ft}$$

Menghitung θ

$$\sin \theta = \frac{D}{(430 \cdot t)}$$

dimana :

θ = sudut cone roof supported
D = diameter
t = tebal shell roof supported

Refrigerant

Tugas : mencairkan uap yang timbul karena adanya panas yang masuk pada tangki

Menghitung kebutuhan Refrigerant

Suhu Tangki : $T_{h1} = 30 \text{ c} = 303 \text{ K}$
 $T_{h2} = -165 \text{ c} = 108 \text{ k}$

Suhu Refrigerant : $t_{c1} = -171 \text{ c} = 102 \text{ k}$
 $t_{c2} = -168 \text{ c} = 105 \text{ k}$
 Suhu rata-rata $T_{c, \text{avg}} = (T_{c1} + T_{c2}) / 2 = -169.5 \text{ oC}$
 Kenaikan suhu $\Delta T_c = T_{c2} - T_{c1} = 3 \text{ oC}$
 $= 276 \text{ k}$

Menghitung Kebutuhan Refrigerant :

Diket $C_p = 388.5740 \text{ j/kg.k}$

Beban Panas

Dari perhitungan neraca panas, diperoleh :

$Q_c = -5.0361E+08 \text{ J/jam} = -477812.848 \text{ Btu/jam}$

Kebutuhan Refrigerant

$W_c = Q_c / (C_{pc} \cdot \Delta T_c) = 4695.86514 \text{ kg/jam}$

Mean Temperature Difference

* Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})} \right)}$$

$= 54.9119362 \text{ K} = -218.088064 \text{ c}$
 $= -360.558515 \text{ F}$

A. Debit Refrigerant (Qv)

BM Refrigerant = 120.914 kg/kmol
 Critical volume $0.21700 \text{ m}^3/\text{mol}$

Densitas $\rho_c = 5.5721E+02 \text{ kg/m}^3$

$Q_v = m/\rho = 8.4275 \text{ m}^3/\text{jam}$

$\text{m}^3 = 35.3147 \text{ ft}^3$

$Q_v = 0.08267073 \text{ ft}^3/\text{s}$

B. Luas Penampang Aliran (A)

$v = 3 - 4 \text{ ft/s}$, diambil $v = 3 \text{ ft/s}$

$A = \frac{Q_v}{v} = 0.02755691 \text{ ft}^2$

VAPORIZER

Tugas : Memanaskan dan menguapkan Oksigen sebagian (-165.341 C menjadi -145.000 C, sehingga sebagian cairan menguap, menggunakan steam jenuh sebagai pemanas.
 Alat : Shell and Tube Heat Exchanger

Preheat :
 Entalphi liquid pada 128 K (Tbp umpan) = -147424.471 kcal/jam
 Entalphi liquid pada 107.659 K (T umpan masuk) = -146963.128 kcal/jam
 (Hliq pd Tbp umpan - Hliq pd T umpan masuk), Qp = -461.343 kcal/jam

Vaporization :
 Entalphi vapour pada Tbp (H hasil uap vap) = -54587.835 kcal/jam
 Entalphi liquid pada Tbp = -29484.894 kcal/jam
 Qv = -25102.941 kcal/jam

Total Heat :
 $Q_t = Q_p + Q_v$
 $Q_t = -25564.284 \text{ kcal/jam}$

Cold Fluid (OKSIGEN cair)

w = 1856.804 kg/jam = 4094.253 lb/jam
 $t_{c1} = -165.341 \text{ }^\circ\text{C} = -265.614 \text{ }^\circ\text{F} = 107.659 \text{ K}$
 $t_{c2} = -145.000 \text{ }^\circ\text{C} = -229.000 \text{ }^\circ\text{F} = 128.000 \text{ K}$
 $t_a = -247.307 \text{ }^\circ\text{F}$
 $P_c = 15.665194 \text{ atm} = 368.445 \text{ psia}$

Hot Fluid (Steam jenuh)

mh = 50.669 kg/jam = 111.724 lb/jam
 $Th_1 = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ }^\circ\text{F} = 423 \text{ K}$
 $Th_2 = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ }^\circ\text{F} = 423 \text{ K}$
 $Ta = 302 \text{ }^\circ\text{F}$
 $Ph = 200 \text{ psi} = 13.6 \text{ atm}$
 $hfg = 908 \text{ Btu/lb}$

Δt:

Hot Fluid		Cold Fluid	beda
302.000	Higher T	-229.000	531.000
302.000	Lower T	-265.614	567.614
0.000	beda	36.614	-36.614

Zone Preheat:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_{hin} - t_{cout}) - (T_{hout} - t_{cin})}{\ln \frac{(T_{hin} - t_{cout})}{(T_{hout} - t_{cin})}}$$

$$= 549.103 \text{ }^\circ\text{F} \quad 305.057 \text{ }^\circ\text{C}$$

Zone Vaporization:

$$(\Delta t)_v = Th - tc_2$$

$$= 531.000 \text{ }^\circ\text{F}$$

Beban panas

Preheating

COLD FLUID : SHELL SIDE

HOT FLUID : TUBE SIDE

Asumsi jarak baffle

$$B = 4 \text{ in}$$

$$C' = ODt = 0.250 \text{ in}$$

Flow area

$$a_s = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt} = 0.056 \text{ ft}^2$$

Mass velocity

$$G_s = \frac{m}{a_s} = 73696.551 \text{ lb/(jam)(ft}^2\text{)}$$

Hitung Re

$$Re = De \cdot G_s / \mu$$

Pada $t_c = -247.307 \text{ }^\circ\text{F} = 117.830 \text{ K}$

$$\mu = 2.634E-02 \text{ lb/ft jam}$$

$$De = 0.711 \text{ in} = 0.059 \text{ ft (Fig.28, Kern)}$$

$$Re = 1.657E+05$$

Dari Fig.28 Kern diperoleh jH,

$$jH = 250 \text{ (Fig.28, Kern)}$$

Pada $t_c = -247.307 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 0.120 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 6.458E-03 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 2.634E-02 \text{ lb/ft jam}$$

(Fig.3, Kern)
(Tabel 5, Kern)

$$\left(\frac{c \mu}{k}\right)^{1/3} = 0.788$$

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{c \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$h_o = 21.482 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Flow area

$$a_t' = 0.302 \text{ in}^2$$

$$a_t = \frac{Nt \cdot a_t'}{144 \cdot n}$$

$$= 0.436 \text{ ft}^2$$

Mass velocity

$$G_t = \frac{m}{a_t} = 256.118 \text{ lb/(jam)(ft}^2\text{)}$$

Hitung Re

$$Re = D \cdot G_t / \mu$$

Pada $T_c = 302 \text{ }^\circ\text{F}$

$$= 423 \text{ K}$$

$$\mu = 0.034 \text{ lb/ft jam}$$

$$ID t = 0.620 \text{ in} = 0.0517 \text{ ft}$$

$$Re = 3.892E+02$$

Untuk condensing steam :

$$h_{io} = 1500 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Clean overall coefficient preheat :

$$U_p = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 21.179 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Clean surface required for heating :

$$a_p = \frac{q_p}{U_p \cdot \Delta t_p} = 0.157 \text{ ft}^2$$

Vaporization

COLD FLUID : SHELL SIDE	HOT FLUID : TUBE SIDE
<p>Hitung Re</p> $Re = De \cdot G_s / \mu$ <p>Pada $t_c = -229.000 \text{ } ^\circ\text{F} = 128.000 \text{ K}$</p> $\mu = 0.028 \text{ lb/ft jam}$ $De = 1.147 \text{ in} \quad 0.096 : (\text{Fig.28, Kern})$ $Re = 2.547\text{E}+05$ <p>Dari Fig.28 Kern diperoleh jH,</p> $jH = 290 \quad (\text{Fig.28, Kern})$ $c = 0.120 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \quad (\text{Fig.3, Kern})$ $k = 0.007 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 5, Kern})$ $\left(\frac{c \mu}{k}\right)^{1/3} = 0.782$ $h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{c \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$ $= 16.473 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$	<p>Untuk condensing steam :</p> $h_{io} = 1500 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$

Clean overall coefficient preheat :

$$U_v = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 16.294 \text{ Btu/(jam)(ft}^2)(^\circ\text{F)}$$

Clean surface required for vaporization :

$$a_v = \frac{Q_v}{U_v \cdot \Delta t} = 11.513 \text{ ft}^2$$

Total clean surface :

$$A_c = A_p + A_v = 11.671 \text{ ft}^2$$

Weighted clean overall coef :

$$U_c = \frac{\sum (q / \Delta t)}{A_c} = 16.360 \text{ Btu/(jam)(ft}^2)(^\circ\text{F)}$$

Dirt factor

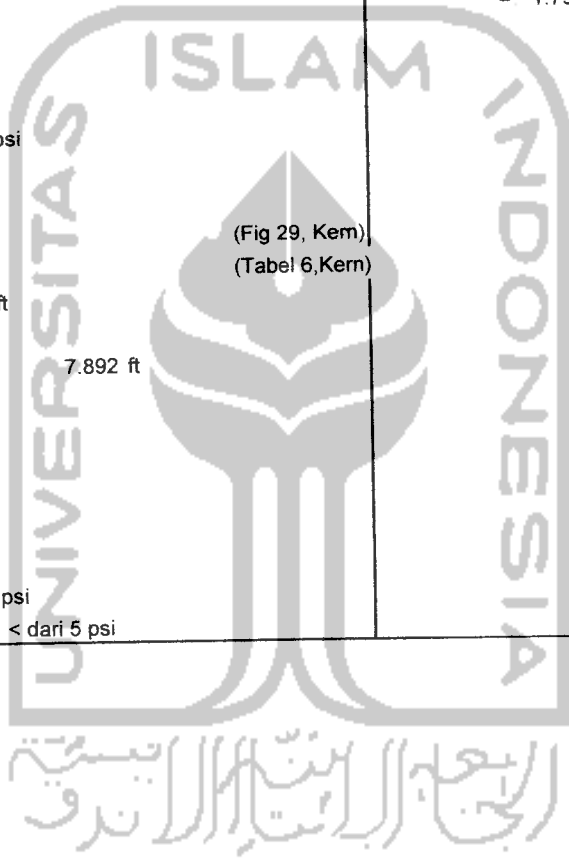
$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = 0.1598 > R_d \text{ min} = 0,001$$

Check maximum heat flux :

$$\begin{aligned} \text{surface provided for vaporization} &= 40.269 \text{ ft}^2 \\ \text{Flux} = v/A &= 2473.711 \text{ Btu/jam.ft}^2 \quad (<20000) \end{aligned}$$

PRESSURE DROP

SHELL SIDE	TUBE SIDE
<p>Preheating :</p> <p>Res = 1.657E+05 f = 0.0015 (Fig 29, Kern) s = 1.1275 (Tabel 6, Kern) Ds = 0.6666667 ft</p> <p>Panjang zona preheat : Lp = L.Ap/Ac = 14.517 ft</p> <p>Number of cross N+1 = 12Lp/B = 43.552</p> $\Delta P_s = \frac{fG_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s}$ <p>= 0.042 psi</p> <p>Vaporization :</p> <p>Res = 2.547E+05 f = 0.0012 (Fig 29, Kern) s = 1.1275 (Tabel 6, Kern) Ds = 0.667 ft</p> <p>Panjang zona vaporasi : Lv = L.Av/Ac = 7.892 ft</p> <p>Number of cross N+1 = 12Lv/B = 23.676</p> $\Delta P_s = \frac{fG_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s}$ <p>= 0.0336372 psi ΔPs = 0.076 < dari 5 psi</p>	<p>Re = D.Gt / μ Re = 3.892E+02 f = 0.004 (Fig 29, Kern) s = 1.1275 (Tabel 6, Kern)</p> $\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s}$ <p>= 1.7948E-05 psi</p>



Kesetimbangan uap - cair

$$F x_f = L x_i + V y_i$$

Hukum Raoult:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i}{P_t} \quad y_i = \frac{x_f}{1 - \frac{L}{F} \left(1 - \frac{1}{K_i} \right)}$$

dimana:

- Ki = konstanta kesetimbangan
- xf = fraksi mol umpan
- yi = fraksi mol uap
- xi = fraksi mol cairan
- Pi = tekanan uap
- Pt = tekanan total

Komposisi Umpan

Komponen	kg/j	BM	kmol/j
O2	1856.8040	32	58.0251
	1856.8040		58.0251

Komposisi fase uap:

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam
O2	1485.4432	32	46.4201
	1485.4432		46.4201

Komposisi fase cair:

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam
O2	371.3608	32	11.6050
	371.3608		11.6050

Vapor Pressure of Inorganic and Organic Liquids (Yaws)
Pi dalam mmhg dan T dalam K

Komponen	A	B	C	D	E
O2	2.06695E+01	-5.2697E+02	-6.7062E+00	1.2926E-02	-9.8832E-13

umpan	y	condensable	Kg/j
58.0251	1.0000	11.6050	1856.8040
58.0251		11.6050	1856.8040

Senyawa	BM	P°	Ki= P°/ P	umpan	xi	Yi=Ki*Xi
O2	32	1.1904E+04	9.9989E-01	11.6050	1.0000	1.00E+00
				11.6050		

TRIAL:

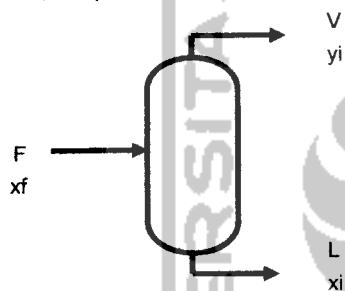
$P_{total} = 15.6652 \text{ atm} = 11905.54779 \text{ mmHg}$
 $P_{parsial} = 2381.1096 \text{ mmHg} = 3.133038892 \text{ atm}$
 $suhu = -145.0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 128.0000 \text{ K}$

Condensable = 11.6050 kmol/jam
 non condensable = 46.4201 kmol/jam

SEPARATOR

Tugas : Memisahkan uap sebanyak 2475.7376 Kg/jam dan cairan sebanyak 618.9344Kg/jam yang berasal dari Vaporizer

Alat : Silinder Vertikal, torispherical dished head



Komp.	Feed		Output Atas		Output Bawah	
	Kgmol/Jam	Kg/jam	Kgmol/Jam	Kg/jam	Kgmol/Jam	Kg/jam
O2	58.0251	1856.8040	46.4201	1485.4432	11.6050	371.3608
		1856.8040		1485.4432		371.3608
		1856.8040			1856.8040	

Input :

Umpan = campuran uap dan cairan
 = 1856.8040 kg/jam = 1.1361 lb/s
 Wv = vapour flow rate
 = 1485.4432 kg/jam = 0.9089 lb/s
 Wl = liquid flow rate
 = 371.3608 kg/jam = 0.2272 lb/s

Kondisi operasi :

$T = 128 \text{ K}$ $P = 15.6652 \text{ atm}$

Hasil Atas (Uap)

Senyawa	kgmol/jam	Bmi	yi	yi*Bmi
O2	46.4201	32	1.0000	32.0000
	46.4201		1.0000	32.0000

Hasil Bawah (Cair)

Senyawa	BM	Kgmol/jam	xi	L.Den kg/m ³	xi*Bmi	xi*Bmi/Lden
O ₂	32	11.6050	1.0000	272.4948	32.0000	0.1174
		11.6050	1.0000		32.0000	0.1174

Densitas gas

Asumsi gas berupa gas ideal

$$\begin{aligned} \rho_{ov} &= P \cdot B_{mav} / RT = 47.7248 \text{ g/L} \\ &= 47.7248 \text{ kg/m}^3 \quad 2.9794 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

Densitas cairan

$$\rho_{ol} = B_{mav} / (x_i \cdot B_{mi} / \rho_{hli}) = 272.4947751 \text{ kg/m}^3 \quad 17.0113 \text{ lb/cuft}$$

(1) Hitung vapour-liquid separation factor

$$\left(\frac{W_L}{W_V} \right) \cdot \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} = 0.1046$$

(2) Dari Fig 5-1 Evans, diperoleh design vapour velocity factor :

$$K_v = 0.38$$

Maximum design vapour velocity :

$$u_{V,max} = K_v \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5} = 0.8247 \text{ ft/s}$$

$$U_v = 0.8 \cdot U_{v,max} = 0.6597 \text{ ft/s}$$

(3) Vapour flow rate :

$$Q_V = \frac{W_V}{\rho_V} = 0.3051 \text{ cuft/s}$$

Minimum vessel cross sectional area :

$$A = \frac{Q_V}{u_V} = 0.4624 \text{ ft}^2$$

(4) Hitung diameter vessel

$$D = \left(\frac{4 \cdot A}{\pi} \right)^{0.5} = 0.7675 \text{ ft} \quad 9.21 \text{ in}$$

Diambil ukuran standar, D = 12 in 1.000
30.48 cm

(5) Estimasi vapour liquid nozzle :

$$\rho_{mix} = 7.1192 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Diambil : } u_V = 80 \cdot (\rho_{mix})^{0.5}$$

$$\begin{aligned} u_{V,max \text{ nozzle}} &= 100 \cdot (\rho_{mix})^{0.5} \\ &= 266.82 \text{ fps} \end{aligned}$$

$$= 213.45 \text{ fps}$$

$$u_{V \text{ min nozzle}} = 60 \cdot (\rho_{mix})^{0.5}$$

$$= 160.091 \text{ fps}$$

$$A = Q_v / u_{vmin \text{ nozzle}} = 0.0014 \text{ ft}^2$$

$$ID = 2 \cdot \left(\frac{A}{\pi} \right)^{0.5} = 0.0427 \text{ ft} = 0.5120 \text{ in}$$

$$OD = 1.00 \text{ in}$$

(6) Estimasi ukuran vessel awal

$$H_v = 36 + 0.5 \cdot \text{Feed Nozzle OD} = 36.5 \text{ in} \quad H_{vmin} = 48 \text{ in} \quad (\text{Evans})$$

Maka diambil $H_v = 48 \text{ in}$

(7) Pilih Full Surge Volume

$$t = 0.833333333 \text{ menit} = 50 \text{ s} \quad (\text{Evans})$$

Hitung volume vessel yang dibutuhkan :

$$Q_L = W_L / \rho_{oL} = 0.0134 \text{ cuft/s}$$

$$V = Q_L \cdot t = 0.6678 \text{ cuft}$$

Tinggi cairan :

$$H_L = V \cdot \left(\frac{4}{\pi \cdot D^2} \right) = 0.8507 \text{ ft} = 10.2090 \text{ in} = 25.93084573 \text{ cm}$$

(8) Cek geometri :

$$(H_v + H_L) / D = 4.8507 \quad (3 < (H_v + H_L) / D < 5, \text{ Evans})$$

$$D = 12 \text{ in} = 1 \text{ ft} = 30.48 \text{ cm}$$

$$H = 58.21 \text{ in} = 4.85 \text{ ft} = 147.850846 \text{ cm}$$

(9) H/D yang disyaratkan $3 < L/D < 5$

$$\frac{H}{D} = 4.8507$$

memenuhi syarat

(10) menghitung tebal shell

digunakan bahan stainless steel SA-285 grade B

$$\text{tekanan design (P)} = 98.78 \text{ psi}$$

$$\text{allowable stress} = 12500$$

$$\text{efisiensi sambungan} = 0.85$$

$$\text{faktor korosi} = 0.125 \text{ in}$$

$$\text{jari-jari tangki} = 0.5 \text{ ft} = 6 \text{ in}$$

tebal shell:

$$t_{\text{shell}} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c$$

$$= 0.181094552 \text{ in}$$

$$\text{dipakai tebal shell} = 1/4 \text{ in}$$

(11) menghitung tebal tutup

bentuk tutup elliptical dished head

digunakan bahan stainless steel SA-167 grade 3

tekanan design (P)	=	98.78 psi	
allowable stress	=	12500	
efisiensi sambungan	=	0.85	
faktor korosi	=	0.125 in	
diameter tangki	=	1 ft	= 12 in

tebal tutup:

$$t \text{ tutup} = \frac{0.885 P d + c}{2 f . E - 0.2 P}$$

$$= 0.174412696 \text{ in}$$

dipakai tebal tutup = 1/4in

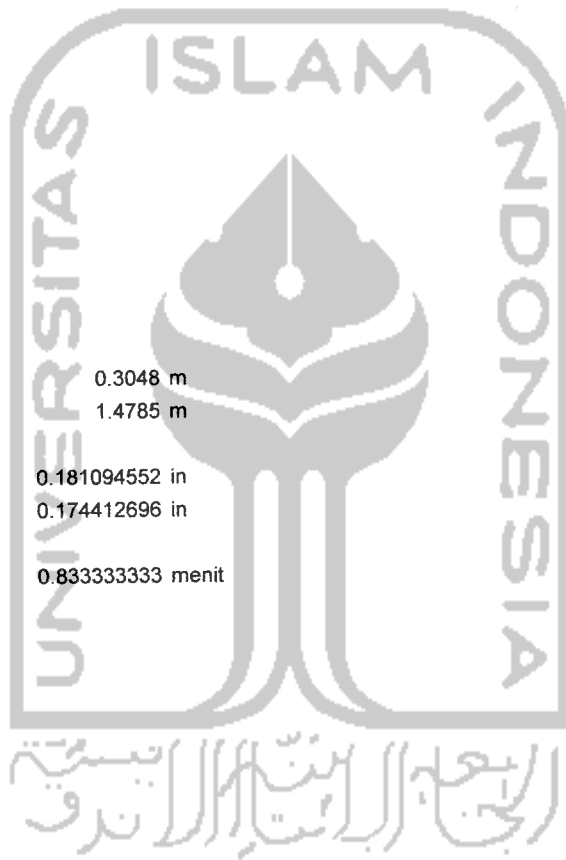
hasil perancangan separator:

tipe alat : horizontal drum separator

kondisi operasi:

suhu = 128 K
tekanan = 15.6652 atm

diameter separator	=	0.3048 m
panjang separator	=	1.4785 m
tebal shell	=	0.181094552 in
tebal tutup	=	0.174412696 in
waktu tinggal cairan	=	0.8333333333 menit



Senyawa	A	B	C	D	E	1-T/C	$a = (1-T/C)^D$	$b = 1+a$
O2	3.9143E+00	2.8772E-01	1.5458E+02	2.9240E-01	0.0000E+00	1.7195E-01	5.9763E-01	1.5976E+00

$c = B*b$	$Rho = A/c, \text{kmol/m}^3$
4.5967E-01	8.5155E+00



Accumulator 1

Tugas : Menampung sementara cairan hasil kondensasi CD-01 dengan laju 6065.5837 kg/jam
 Jenis Alat : Tangki silinder horizontal dengan Torispherical dished head

Dimensi Tangki

Kondisi Penyimpanan : T = 78 C
 P = 0.97 atm
 Diketahui : Fw = 6065.5837 kg/jam
 ρ = 992.368132 kg/m³
 Dipilih : waktu tinggal t = 300 detik
 = 5 menit
 = 0.0833 jam
 Kapasitas Penyimpanan VL = (Fw * t) / ρ
 = 0.5094 m³
 = 3.2035 bbl
 Dirancang : Volum kosong di atas cairan = 10 %
 Over design = 10 %
 Kapasitas tangki VT = 1.21 VL
 = 0.6163 m³
 = 3.8762 bbl
 Dirancang : L / D = 2
 VT = Vshell + 2 Vhead
 VT = phi / 4 * D² * L + 2(phi / 24 * D³)
 VT = 2phi / 4 * D³ + phi / 12 * D³
 VT = 7phi / 12 * D³
 Diameter tangki D = (12 * VT / (7phi))^(1 / 3)
 = 0.6955 m
 = 27.3833 in
 Tinggi tangki L = 2 D
 = 1.3911 m
 = 54.7666 in

Material Construction

Dipilih : Bahan konstruksi = Carbon Steel SA-283 grade C
 Maximum Allowable Stress f = 12650 psi
 Jenis sambungan = Double Welded Butt Joint
 Efisiensi sambungan E = 0.85
 Corrosion Allowance C = 0.125 in

Perancangan Tebal Shell

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P_d} + C$$

Tekanan Operasi P = 0.97 atm
 Tekanan Perancangan Pd = 1.1P
 = 1.06341986 atm
 = 15.6322719 psi
 Jari-jari dalam tangki ri = 0.3478 m
 = 13.6916 in
 Tebal shell ts = 0.1449 in

Accumulator 2

Tugas : Menampung sementara cairan hasil kondensasi CD-02 dengan laju 5093.2738 kg/jam
Jenis Alat : Tangki silinder horizontal dengan Torispherical dished head

Dimensi Tangki

Kondisi Penyimpanan : T = 66 C
P = 0.81 atm

Diketahui : Fw = 5093.2738 kg/jam
 $\rho = 992.368132 \text{ kg/m}^3$

Dipilih : waktu tinggal
t = 300 detik
= 5 menit
= 0.0833 jam

Kapasitas Penyimpanan
VL = $(Fw * t) / \rho$
= 0.4277 m³
= 2.6900 bbl

Dirancang : Volum kosong di atas cairan
Over design
= 10 %
= 10 %

Kapasitas tangki
VT = 1.21 VL
= 0.5175 m³
= 3.2549 bbl

Dirancang : L / D = 2
VT = Vshell + 2 Vhead
VT = $\frac{\pi}{4} * D^2 * L + 2(\frac{\pi}{24} * D^3)$
VT = $2\frac{\pi}{4} * D^3 + \frac{\pi}{12} * D^3$
VT = $7\frac{\pi}{12} * D^3$

Diameter tangki
D = $(12 * VT / (7\pi))^{1/3}$
= 0.6562 m
= 25.8341 in

Tinggi tangki
L = 2 D
= 1.3124 m
= 51.6682 in

Material Construction

Dipilih : Bahan konstruksi = Carbon Steel SA-283 grade C
Maximum Allowable Stress f = 12650 psi
Jenis sambungan = Double Welded Butt Joint
Efisiensi sambungan E = 0.85
Corrosion Allowance C = 0.125 in

Perancangan Tebal Shell

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P_d} + C$$

Tekanan Operasi P = 0.81 atm
Tekanan Perancangan Pd = 1.1P
= 0.89412632 atm
= 13.1436568 psi

Jari-jari dalam tangki ri = 0.3281 m
= 12.9171 in

Tebal shell ts = 0.1408 in

Dipilih ukuran standar :
Perancangan Tebal Head

$$ts = 0.1875 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2.t_s = 26.1157 \text{ in}$$

dari tabel brownell hal 89 untuk

$$OD = 26.1157 \text{ in}$$

$$ts = 0.1408 \text{ in} = 10/71 \text{ in}$$

maka $icr = 1.375 \text{ in} = 1 \frac{3}{8} \text{ in}$

$$r = 21 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{r}{icr} \right)^{0.5} \right) = 1.7270$$

$$t_h = \frac{P.r.w}{(2.f.E - 0.6.P)} + C = 0.1386 \text{ in}$$

dipilih tebal head standart

$$= 0.1875 \text{ in} = 3/16 \text{ in}$$

Dimensi Accumulator-02

volume accumulator = 0.5175 m³

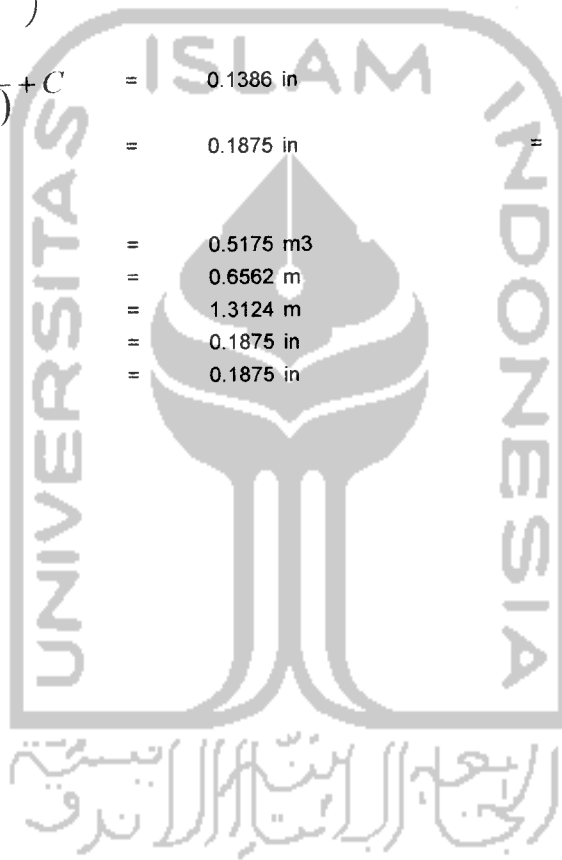
diameter accumulator = 0.6562 m

panjang accumulator = 1.3124 m

tebal shell = 0.1875 in

tebal head = 0.1875 in

0.375



EXPANDER VALVE-01

Tugas : Menurunkan tekanan gas dari Separator menuju Reaktor Gelembung

Type : Gate valve 1/4 open (konstanta friksi besar)

Bahan Konstruksi : Carbon Stell

Kondisi Operasi :

Komponen	Massa, kg/jam	Xi	kmol/jam	yi	bm	yi*bmi	rho
O2	1485.4432	1	46.4201	1.0000	32	32.0000	47.7248
TOTAL	1485.4432	1	46.4201	1.0000	32	32.0000	47.7248

Kapasitas	=	1485.4432	kg/jam
	=	0.41262311	kg/dtk
	=	3274.83779	lb/jam
Densitas	=	47.7248	kg/m ³
	=	2.97936518	lb/ft ³
Viskositas, μ	=	0.0996	cp
		9.9629E-05	kg/m.dtk
		0.24110126	lb/ft.jam
		6.6973E-05	lb/ft.dtk
Pin	=	15.6667764	atm
	=	230.301613	psia
P out	=	1	atm
	=	14.7	psia
gravitasi, gc	=	32.2	ft/dtk ²
T in	=	-145	C
	=	128	K
	=	-229	F

Design

a. Laju Alir Volumetrik

$$Q_v = \frac{m}{\rho}$$

Qv	=	31.1251723	m ³ /jam
	=	1099.17488	ft ³ /jam
	=	31125.1723	ltr/jam
	=	0.30532635	ft ³ /dtk
	=	18.3195813	ft ³ /mnt

b. Menentukan Jenis Aliran

Asumsi bahwa aliran turbulen (Dari Fig 14-2 Timmerhaus) didapat ID = 3 in

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot Q^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, 496})$$

$$Di_{opt} = 2.63538837 \text{ in} = 0.21961347 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

N_{PS}	=	3	in	OD	=	3.5	in
Sch N	=	80		A' t	=	0.0458929	ft ²

c. Kecepatan Linear Cairan

$$V = \frac{Q}{A' t}$$

$$V = 6.65302005 \text{ ft/dtk}$$

$$\frac{6.61}{0.0458929}$$

d. Cek aliran

$$\text{Reynold Number } NR_E = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$NR_E = 64998.6828$$

(Geankoplis, 49)

Jadi jenis aliran turbulen karena $NR_E > 2100$

$$\epsilon/D = 0.0006 \quad (\text{Fig. 126, Brown, 1950})$$

$$\text{faktor friksi} = 0.0248 \quad (\text{Fig. 125, Brown, 1950})$$

Proses :

1. Tidak ada perubahan kimia.
2. Tidak ada kerja yang diberikan ($W = 0$).

$$V dP + \frac{v dv}{gc} + \frac{f v^2 dL}{2gcD} \quad (\text{Pers. 72, Brown, 1950})$$

Lost work, lw (ΔF) :

$$L_w(\Delta F) = \frac{(P_1 - P_2) 1.44}{\rho}$$

Lw = 10420.5528 ft

$$L = \frac{\Delta P * 2gcD}{fv^2}$$

(Pers. 72, Brown, 1950)

L = 188.968824 ft 57.5976974 m

Gate valve 1/4 opened

Le = 200 ft (Fig. 127, Brown, 1950)

Σ valve = 0.94484412
= 1



Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kg/m³, T dlm K)

$$\rho = A * B ^ -(1-T/Tc)^n \quad , \text{ g/ml}$$

komponen	A	B	n	Tc
O2	4.3533E-01	2.8772E-01	2.9240E-01	1.5480E+02

Densitas pada suhu atas = -145.0000 °C = 128.0000 K

Fase cair	Komp.	kg/j	x berat	ρ , kg/m ³	vol/1000 kg
	O2	1485.4432	1.0000	463.6676	2.1567
	TOTAL	1485.4432	1.0000	463.6676	2.1567

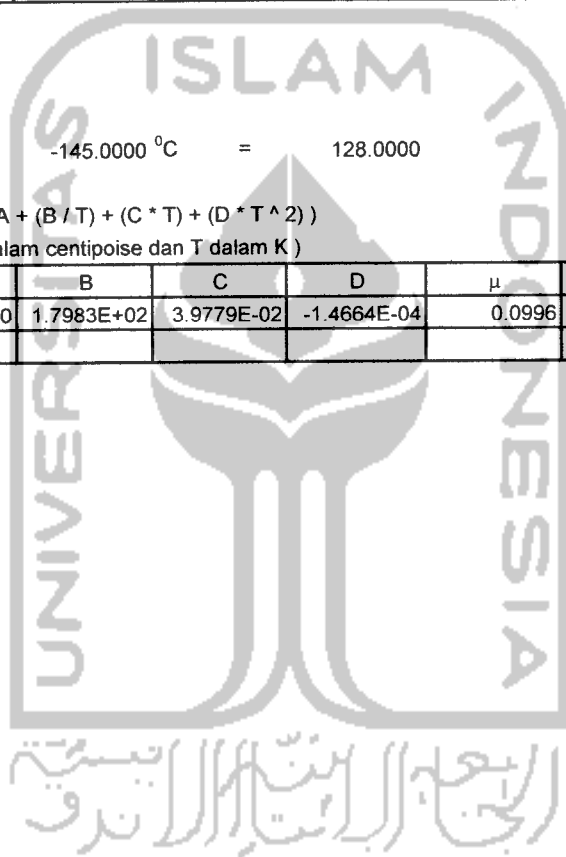
Densitas pada suhu atas = -145.0000 °C = 128.0000

Viskositas

$$\mu \text{ liq} = 10 ^ (A + (B / T) + (C * T) + (D * T ^ 2))$$

Data Viskositas liquid (μ dalam centipoise dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	μ	μ^*x
O2	-5.0957E+00	1.7983E+02	3.9779E-02	-1.4664E-04	0.0996	0.0996
TOTAL						0.0996



EXPANDER VALVE-02

Tugas : Menurunkan tekanan cairan dari Separator (SP 01) menuju MD - 01

Type : Gate valve 1/4 open (konstanta friksi besar)

Bahan Konstruksi : Carbon Stell

Kondisi Operasi :

Komponen	Massa, kg/jam	Xi	kmol/jam	yi	bm	yi*bmi	L.den,kg/m3	yi*bmi/L.den
(CH3)2CO	2692.3658	0.29195	46.4201	0.1570	58	9.1047	316.3572	0.02878
(CH3)2CHOH	1856.802	0.20134	30.9467	0.1047	60	6.2791	297.5112	0.02111
H2O	3094.672	0.33557	171.9262	0.5814	18	10.4651	413.0002	0.02534
H2O2	1578.2828	0.17114	46.42010	0.1570	34	5.3372	540.9124	0.00987
TOTAL	9222.1226	1.00000	295.7131			31.1860	1567.7811	0.08509

Kapasitas	=	9222.1226	kg/jam
	=	2.56170072	kg/dtk
	=	20331.2759	lb/jam
Densitas	=	366.501124	kg/m3
	=	22.8799337	lb/ft3
Viskositas, μ	=	0.4358	cp
		0.00043579	kg/m.dtk
		1.05460742	lb/ft.jam
		0.00029295	lb/ft.dtk
Pin	=	2.54	atm
	=	37.338	psia
P out	=	1.01	atm
	=	14.8689958	psia
gravitasi, gc	=	32.2	ft/dtk ²
T in	=	70	C
	=	343	K
	=	158	F

Design

a. Laju Alir Volumetrik

$$Q_v = \frac{m}{\rho}$$

Qv	=	25.1626039	m3/jam
	=	888.608801	ft3/jam
	=	25162.6039	ltr/jam
	=	0.24683578	ft3/dtk

$$= 14.8101467 \text{ ft}^3/\text{mnt}$$

b. Menentukan Jenis Aliran

Asumsi bahwa aliran turbulen (Dari Fig 14-2 Timmerhaus) didapat ID = 3 in

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot Q^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, 496})$$

$$Di_{opt} = 3.12160089 \text{ in} = 0.26013076 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

N _{PS}	=	4	in	OD	=	4.5	in
Sch N	=	80		A' t	=	0.07984392	ft ²

c. Kecepatan Linear Cairan

$$V = \frac{Q}{A' t}$$

$$V = 3.09147877 \text{ ft/dtk}$$

$$\frac{11.5}{0.07984392}$$

d. Cek aliran

$$\text{Reynold Number } NR_E = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$NR_E = 62809.3685$$

(Geankoplis, 49)

Jadi jenis aliran turbulen karena $NR_E > 2100$

$$\epsilon/D = 0.0006$$

(Fig. 126, Brown, 1950)

$$\text{faktor friksi} = 0.0248$$

(Fig. 125, Brown, 1950)

Proses :

1. Tidak ada perubahan kimia.
2. Tidak ada kerja yang diberikan ($W = 0$).

$$V dP + \frac{v dv}{gc} + \frac{f v^2 dL}{2gcD}$$

(Pers. 72, Brown, 1950)

Lost work, lw (ΔF) :

$$= (P - P) 144$$

$$L_w(\Delta F) = \frac{(P_1 - P_2)144}{\rho}$$

Lw = 141.413723 ft

$$L = \frac{\Delta P * 2gcL}{fv^2} \quad (\text{Pers. 72, Brown, 1950})$$

L = 108.033851 ft 32.9287177 m

Gate valve 1/4 opened

Le = 200 ft (Fig. 127, Brown, 1950)

Σ valve = 0.54016925
= 1



Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kg/m³, T dlm K)

$$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n} \quad , \text{ g/ml}$$

komponen	A	B	n	T _c
(CH ₃) ₂ CO	2.7728E-01	2.5760E-01	2.9903E-01	5.0820E+02
(CH ₃) ₂ CHOH	2.6785E-01	2.6475E-01	2.4300E-01	5.0831E+02
H ₂ O	3.4710E-01	0.27400	2.8571E-01	6.4713E+02
H ₂ O ₂	0.43776	0.24982	0.2877	730.15

Densitas pada suhu atas = 70.0000 ^{730.15} 343.0000 K

Fase cair

Komp.	kg/j	x berat	ρ , kg/m ³	vol/1000 kg
(CH ₃) ₂ CO	2692.3658	0.2919	316.3572	0.9228
(CH ₃) ₂ CHOH	1856.8020	0.2013	297.5112	0.6768
H ₂ O	3094.6720	0.3356	413.0002	0.8125
H ₂ O ₂	1578.2828	0.1711	540.9124	0.3164
TOTAL				2.7285

Viskositas

$$\mu_{\text{liq}} = 10^{(A + (B/T) + (C * T) + (D * T^2))}$$

Data Viskositas liquid (μ dalam centipoise dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	μ	μ^*x
(CH ₃) ₂ CO	-7.2126E+00	9.0305E+02	1.8385E-02	-2.0353E-05	0.2147	0.0627
(CH ₃) ₂ CHOH	-7.0090E-01	8.4150E+02	-8.6068E-03	8.2964E-06	0.5976	0.1203
H ₂ O	-1.0216E+01	1.7925E+03	1.7730E-02	-1.2631E-05	0.4034	0.1354
H ₂ O ₂	-1.6150	5.04E+02	3.50E-04	-1.1680E-06	0.6862	0.1174
						0.4358

EXPANDER VALVE-03

Tugas : Menurunkan tekanan gas dari Separator (SP 01) menuju ke furnace (F-01) (Recycle)

Type : Gate valve 1/4 open (konstanta friksi besar)

Bahan Konstruksi : Carbon Stell

Kondisi Operasi :

Komponen	Massa, kg/jam	Xi	kmol/jam	yi	bm	yi* <i>b</i> _m	L.den,kg/m ³	yi* <i>b</i> _m /L.den
O ₂	742.7208	1.0000	23.2100	1.0000	32	32.0000	279.5686	0.11446
TOTAL	742.7208	1.0000	23.2100	1.0000	32	32.0000	279.5686	0.11446

Kapasitas	=	742.7208	kg/jam
	=	0.206311333	kg/dtk
	=	1637.41713	lb/jam
Densitas	=	279.5686	kg/m ³
	=	17.45291257	lb/ft ³
Viskositas, μ	=	2.2776E-05	cp
	=	2.27757E-08	kg/m.dtk
	=	5.51172E-05	lb/ft.jam
	=	1.53103E-08	lb/ft.dtk
Pin	=	2.54	atm
	=	37.338	psia
P out	=	1	atm
	=	14.7	psia
gravitasi, gc	=	32.2	ft/dtk ²
T in	=	70	C
	=	343	K
	=	158	F

Design

a. Laju Alir Volumetrik

$$Q_v = \frac{m}{\rho}$$

Qv	=	2.656667023	m ³ /jam
	=	93.81929265	ft ³ /jam
	=	2656.667023	ltr/jam
	=	0.026060915	ft ³ /dtk
	=	1.563654878	ft ³ /mnt

b. Menentukan Jenis Aliran

Asumsi bahwa aliran turbulen (Dari Fig 14-2 Timmerhaus) didapat ID = 3 in

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot Q^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, 496})$$

$$Di_{opt} = 1.095728051 \text{ in} = 0.09130974 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat =

Pipa standart dengan spesifikasi

N _{PS}	=	2.5	in	OD	=	2.88	in
Sch N	=	80		A' t	=	0.02936868	ft ²

c. Kecepatan Linear Cairan

$$V = \frac{Q}{A' t}$$

$$V = 0.88737111 \text{ ft/dtk}$$

$$\frac{4.23}{0.02936868}$$

d. Cek aliran

$$\text{Reynold Number } NR_E = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$NR_E = 9.2365E+07$$

(Geankoplis, 49)

Jadi jenis aliran turbulen karena $NR_E > 2100$

$$\epsilon/D = 0.002$$

(Fig. 126, Brown, 1950)

$$\text{faktor friksi} = 0.0148$$

(Fig. 125, Brown, 1950)

Proses :

1. Tidak ada perubahan kimia.
2. Tidak ada kerja yang diberikan ($W = 0$).

$$V dP + \frac{v dv}{gc} + \frac{f v^2 dL}{2gcD}$$

(Pers. 72, Brown, 1950)

Lost work, lw (ΔF) :

$$L_w(\Delta F) = \frac{(P_1 - P_2)144}{\rho}$$

Lw = 186.7809735 ft

$$L = \frac{\Delta P * 2gcL}{fV^2} \quad (\text{Pers. 72, Brown, 1950})$$

L = 777.0543985 ft 236.846181 m

Gate valve 1/4 opened

Le = 200 ft (Fig. 127, Brown, 1950)

Σ valve = 3.885271993

= 4



Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kg/m³, T dlm K)

$$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n}, \text{ g/ml}$$

komponen	A	B	n	Tc
O2	4.3533E-01	2.8772E-01	2.9240E-01	1.5480E+02

Densitas pada suhu atas = 70.0000 °C = 343.0000 K

Fase cair	Komp.	kg/j	x berat	ρ , kg/m ³	vol/1000 kg
	O2	742.7208	1.0000	279.5686	3.5769
	TOTAL	742.7208	1.0000	279.5686	3.5769

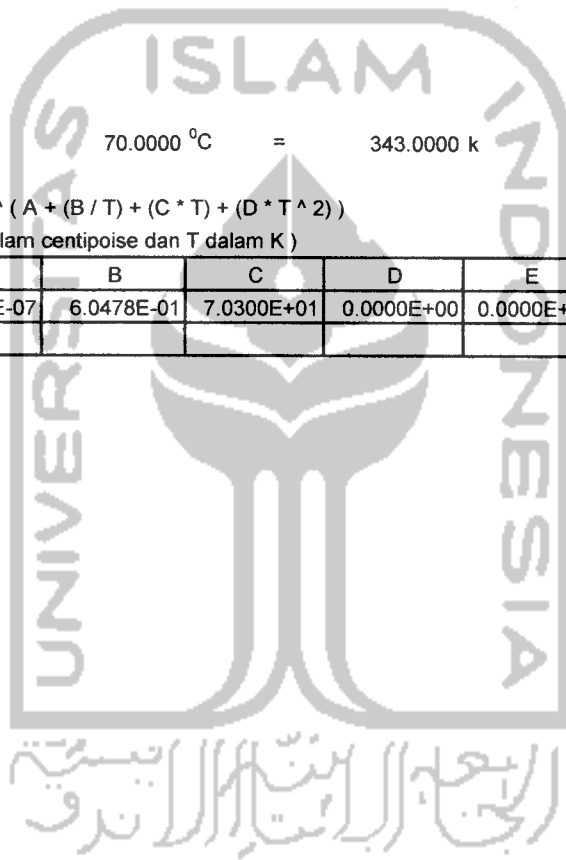
Densitas pada suhu atas = 70.0000 °C = 343.0000 k

Viskositas

$$\mu_{\text{liq}} = 10^{(A + (B/T) + (C * T) + (D * T^2))}$$

Data Viskositas liquid (μ dalam centipoise dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	E	μ	μ^*x
O2	8.0380E-07	6.0478E-01	7.0300E+01	0.0000E+00	0.0000E+00	2.2776E-05	2.2776E-05
TOTAL							2.2776E-05



AIR FILTER (AF)

Fungsi: Menyaring debu udara yang terkandung di dalam udara sebelum masuk Blower yang berfungsi sebagai fuel gas untuk Furnace sebanyak 4529.399 lb/jam

Dari tabel 20-28 Perry ed,6 untuk industrial dust concentration = 0,1-2 gr/ 1000 ft³

Diambil 2 gr/ 1000 ft³

Densitas udara pada 1 atm, 30 C

$$\begin{aligned}\rho &= \frac{P \cdot B_m}{R \cdot T} \\ &= \frac{1 \text{ atm} \cdot 29 \text{ gr/grmol}}{0,08206 \text{ lt. atm/grmol. K (303 K)}} \\ &= 1.1663 \text{ gr/lt} = 0.0728 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan udara design} &= 120 \% \text{ Kecepatan udara} \\ &= (1,2 \cdot 6134.47 \text{ lb/jam})/0,0728 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 74634.9336 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah debu yang disaring} &= 101083.14 \text{ ft}^3/\text{jam} \cdot 2 \text{ gr}/1000 \text{ ft}^3 \\ &= 149.269867 \text{ gr/jam} = 0.149269867 \text{ Kg/jam}\end{aligned}$$

Dari tabel 20-24 Perry ed 6 dipilih filter dengan ukuran 24 x 24 in



BLOWER - 01

Fungsi : Mengangkut udara dari Air Filter (AF) ke Furnace

Tipe : Blower centrifugal

$$\begin{aligned} T &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ }^\circ\text{K} = 490 \text{ R} \\ P_o &= 1.0 \text{ atm} = 14.70 \text{ Psia} \\ P &= 1.2 \text{ atm} = 17.64 \text{ Psia} \\ T_o &= 32.0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Udara yang diangkut} &= 4529.399171 \text{ lb/jam} = 156.186178 \text{ Lbmol/jam} \\ \text{Bm udara} &= 29 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_o &= (R \times T)/P \\ &= \frac{0.7302 \text{ ft}^3 \cdot \text{atm/lbmol} \times 490 \text{ R}}{1 \text{ atm}} \\ &= 357.798 \text{ ft}^3/\text{lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= n \times (P_o/P) \times (T/T_o) \times V_o \\ &= 43658.67 \text{ ft}^3/\text{jam} = 727.64456 \text{ ft}^3/\text{mnt} \end{aligned}$$

Digunakan efisiensi 85 %

$$\begin{aligned} \text{Sehingga} &= Q \times (P-P_o) \times 144 \\ &= \frac{33000 \times 0.85}{10.9824} \text{ Hp} = 11 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat

Jenis: Centrifugal Blower

Jumlah 1 buah

Bahan: Stainless steel

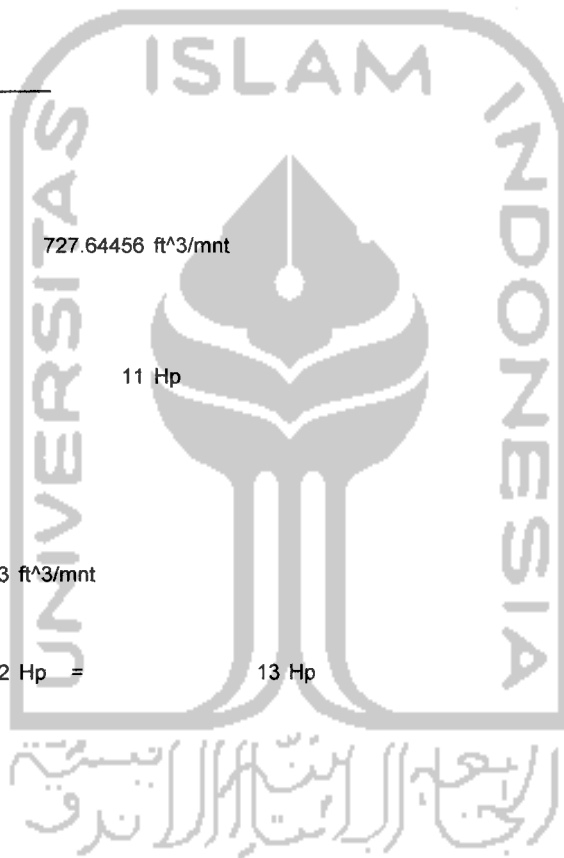
Kapasitas: 727.6445603 ft³/mnt

Tekanan: 17,4 Psia

Motor : 11 Hp

Efisiensi motor: 90%= 12.22222222 Hp = 13 Hp

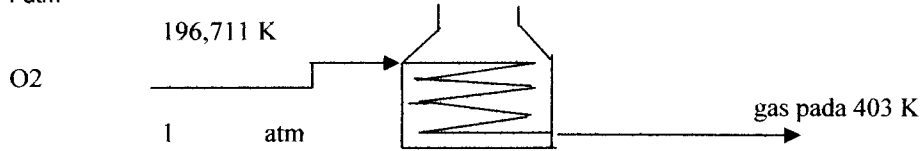
Dipakai 20 Hp



FURNACE

Fungsi : memanaskan O₂ sampai 130 C sebagai umpan reaktor

Tekanan : 1 atm



Suhu Umpan 196.7106106 K

Suhu Ref 298 K

Perhitungan Panas Dibutuhkan

1. Umpan C₃H₈, suhu umpan 196,711 K

senyawa	Massa,kg/j	BM	CpA	CpB	CpC	CpD	CpE
O ₂	2475.7376	32	29.526	-8.8999E-03	3.81E-05	-3.26E-08	8.8607E-12
Jumlah	2475.7376						

Data sifat fisis diperoleh dari Yaws

C_{pg} = kapasitas panas gas, J/mol.K

$C_{pg} = C_{pA} + C_{pB} \cdot T + C_{pC} \cdot T^2 + C_{pD} \cdot T^3 + C_{pE} \cdot T^4$

Enthalpi umpan masuk (Suhu referensi dipakai 298 K)

$$H_1 = \sum_{298}^T m \cdot C_p \cdot dT = \sum m \left(C_{pA} \cdot (T - 298) + C_{pB} \cdot \frac{1}{2} (T^2 - 298^2) + \frac{1}{3} C_{pC} \cdot (T^3 - 298^3) + \frac{1}{4} C_{pD} \cdot (T^4 - 298^4) \right)$$

m = mol senyawa, kmol/j

diperoleh:

O₂ 77.3668 kmol/jam O₂ -3050.3942 Kj/Kmol

H O₂ = -2.3600E+05 Kj/ jam

H in = -2.3600E+05 Kj/ jam

Dengan cara yang sama enthalpi gas keluar pada 403 K adalah:

Suhu Keluar 403 K

O₂ 77.3668 kmol/jam O₂ 3064.8957 Kj/Kmol

H O₂ = 237121.1709 Kj/ jam

H out = 2.3712E+05 Kj/ jam

Total Panas dibutuhkan, Q =

H out - H in = 4.7312E+05 kj/j = 4.4846E+05 Btu/j

(1 btu = 1,055 kj)

Gas dialirkan dalam tube yang dipanaskan

Metode Perhitungan Metode Lobo dan Evans (Kern, 1950)

Ketentuan :

1. Suhu rata rata tube = suhu gas + aproach
dipakai aproach 50 K, maka suhu rata rata tube (Ts)= 403 + 50 = 453 K=
2. Efisiensi panas overall diperkirakan 10 %
3. Flux panas rerata pada seksi radiasi 12.000 Btu/j.ft².F
(Kern, 1950)

355.4

Total panas dibutuhkan , $Q_t = (Q / 0,1) =$

4.4846E+06 Btu/jam

4.4846E+00 MMBtu

Bahan bakar dipakai adalah Natural Gas

Fuel gas pada 25 % excess udara dgn fig 1.6 evans didapat 1010 lb/ MMBtu

Jadi keb fuel gas = 4529.39917 lb/ jam 1.2582 lb/s

Spesifikasi Pipa dipakai :

Diameter Luar = (OD) =

Diameter dalam (ID) =

Nominal size 1.125 in, Schedule Number 80

Panjang pipa (L) = 12 ft

1.66 in
1.278 in

Area permukaan transfer Panas setiap pipa, A_t

$$A_t = \pi \cdot \left(\frac{OD}{12} \right) \cdot (L) . =$$

5.2124 ft²

Perkiraan Jumlah Tube Dibutuhkan (Nt)

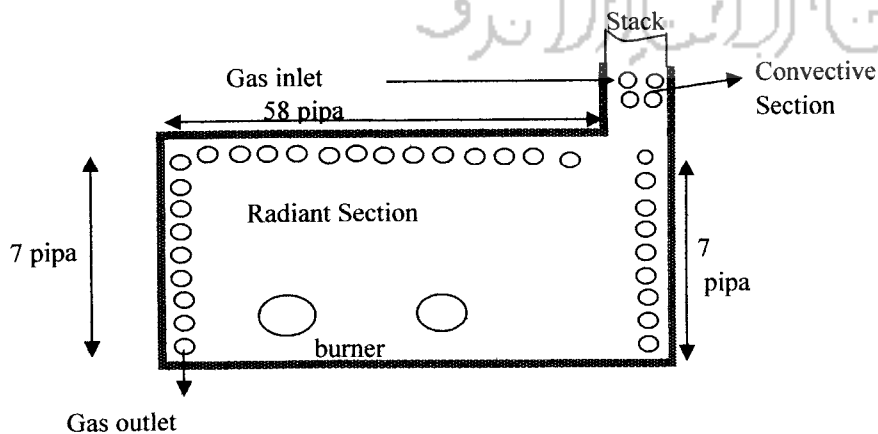
$$N_t = \frac{Q_t}{flux \cdot A_t} = \frac{28227241}{12.000(23,55)}$$

71.70 tube

Dipakai jumlah tube (Nt)

72.00 tube dengan Single Row Arrangement

Sehingga Furnace dapat digambarkan :



Pitch (Jarak antar pipal (PT) dipakai 1.5 x OD =

2.49 in

Ukuran Furnace

Tinggi furnace = $OD \times 7 + (7-1) \cdot (PT-OD) = 17.43 \text{ in} = 1.45 \text{ ft}$
 Over design 10 %, maka tinggi furnace (H)= $1,1 \times 3.04 = 1.60 \text{ ft}$
 (Dipakai tinggi furnace 2 ft)

Panjang furnace = $OD \times 58 + (58-1) \cdot (PT-OD) = 143.59 \text{ in} = 11.97 \text{ ft}$
 Over design 10 % , maka panjang furnace L = $1,1 \times 14.04 = 13.16$
 Dipakai Panjang Furnace 14 ft

Lebar Furnace = Panjang Pipa dipakai = 12 ft

Permukaan dingin ekuivalen, A_{cp}

$A_{cp} = PT/12 \times \text{Panjang pipa} = 2.49 \text{ ft}^2$
 $PT/OD = 1.5$

dari fig 19.11 Kern 1950 diperoleh untuk single row arangement diperoleh : faktor bila dibandingkan dengan dua plan paralel

$\alpha = 0.975$

$\alpha \cdot A_{cp} / \text{tube} = 0,975 \times 8.75 = 2.43 \text{ ft}^2$

$\alpha \cdot A_{cp} = N \times 8.53 = 174.80 \text{ ft}^2$

Area Refractory

- 1. Dinding samping = $2 \times 12 \text{ ft} \times 2 \text{ ft} = 48 \text{ ft}^2$
- 2. Lantai dan atas = $2 \times 14 \text{ ft} \times 2 \text{ ft} = 56 \text{ ft}^2$
- 3. End Wall = $2 \times 14 \times 12 = 336 \text{ ft}^2$

Total area refractory, $A_r = 440 \text{ ft}^2$

Corected Refractory Surface, A_R

$A_R = A_r - \alpha \cdot A_{cp} = (864 - 237.92) = 265.2020 \text{ ft}^2$

$\frac{A_R}{\alpha \cdot A_{cp}} = 1.5172$

Mean Beam Length

Dimensi furnance diperoleh 16 ft x 12 ft x 4 ft

Ratio Dimensi 4 : 3 : 1

Dari tabel 19.1 (Kern,1950) untuk rectangular furnace

mean length, $L = \frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{volume furnace}}$

Volume = $16 \times 12 \times 4 = 768 \text{ ft}^3$

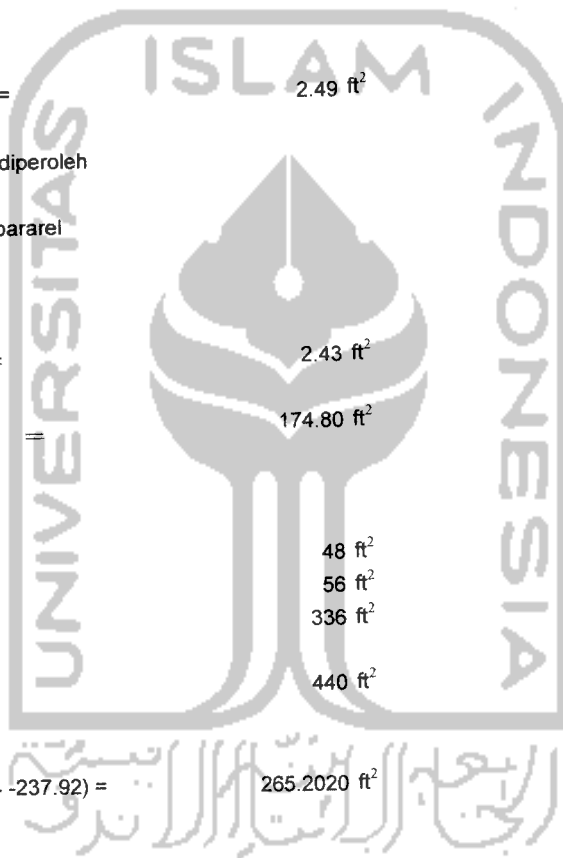
Diperoleh mean length, L = 6.11 ft

Dipakai Flame Emissivity

$\epsilon_G = 0.5$ (Kern, 1950)

Overall, Exchange Factor,

$\xi = \text{fungsi } \epsilon_G = 0,5 \text{ dan } \frac{A_R}{\alpha A_{cp}} = 1.5555$



dari fig 19.15 Kern,1950 diperoleh

$$\xi = 0.68$$

Check suhu gas diperlukan :

Gas in _____ Suhu cold surface (pipa), Ts = 355.4 F

$$\frac{Q}{\alpha \cdot A_{cp} \cdot \xi} = 37728.8746 \text{ Btu/j.ft}^2$$

Dari fig 19.14 Kern,1950 diperoleh suhu flue gas dibutuhkan Tg = 1570 F
 udara _____ (pada radian section)

Penentuan tebal dinding Furnace

Dinding furnace berupa Refractory Brick

Konduktivitas pada 1552 F, k =

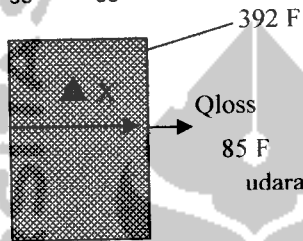
Dipakai suhu permukaan dinding luar = 200 C atau

Untuk menghemat panas , suhu masih cukup tinggi sehingga di sekitar furnace diberi pengaman

0.77 Btu/j.ft.F (Brown 1950 hal 584)

392 F

1650 F
 Radian
 section



Panas Hilang, $Q_{loss} = (1552 - 392) k / X = 893.2 / X \text{ Btu/j.ft}^2$

Panas hilang secara konveksi alamiah ke lingkungan

$$Q_{loss} = (hc+hr) (392 - 85).$$

hr = koefisien transfer panas radiasi ke lingkungan, dibaca dari fig 10.7 Perry,1984

diperoleh hr pada 392 F adalah =

2.7 Btu/j.ft2.F

hc = $0.28 \cdot (392-85)^{0.25} \cdot L^{-0.25}$ Persamaan 10-34 Perry,1984 untuk vertical surface

L = mean beam length =6,11 ft

hc = 0.75 Btu/j.ft2.F

hc= koefisien transfer panas konveksi ke lingkungan

$$Q_{loss} = (2.7 + 0.75)(392-85) =$$

1057.76 Btu/j.ft² (dipertanyakan)

Tebal dinding $X = 893.2/1057.76 = 0.84 \text{ ft}$

Dipakai tebal dinding furnace 1 ft

HEATER (H-01)

Tugas : Memanaskan Umpan (CH₃)₂CHOH dari tangki penyimpanan (T - 01) sebelum diumpankan ke reaktor

Jenis : Double Pipe Heat Exchanger

Fluida Panas :	Medium Pemanas :	<i>Steam jenuh pada tekanan 2.67 atm</i>	
	Alokasi	<i>inner Pipe Side</i>	
Tekanan		P =	9.90 atm 1002.7 kPa
Suhu masuk		Th1 =	180 oC
Suhu keluar		Th2 =	140 oC
Suhu rata-rata		Th, avg = (Th1 + Th2) / 2 =	160 oC
Penurunan suhu		ΔTh = Th2 - Th1 =	-40 oC

Sifat Fisis

	<u>Uap Jenuh</u>		<u>Cair Jenuh</u>
Densitas	ρ _{vh} = 5.0131 kg/m ³	Densitas	ρ _{lh} = 52.8665 kg/m ³
Viskositas	η _{vh} = 1.4598E-05 Pa.s	Viskositas	η _{lh} = 1.6740E-04 Pa.s
panas laten	λ _h = 3.7631E+07 J/kmol	Kapasitas panas	C _{ph} = 78108.2371
Berat molekul	BM _h = 18 kg/kmol		

Fluida Dingin :	<i>Umpan Campuran</i>		
	Alokasi	<i>Annulus Side</i>	
Tekanan		P =	9.90 atm
Suhu masuk		Tc1 =	35 oC
Suhu keluar		Tc2 =	130 oC
Suhu rata-rata		Tc, avg = (Tc1 + Tc2) / 2 =	82.5 oC
Kenaikan suhu		ΔTc = Tc2 - Tc1 =	95 oC
Laju alir fluida		W _c =	7736.6800 kg/jam

<u>Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)</u>	Kapasitas panas	C _{pc} = 18585.4079 j/kg.K
	Konduktivitas	k _c = 3.3946E-01 W/m.K
	Densitas	ρ _c = 824.0848 kg/m ³
	Viskositas	η _c = 4.4009E-04 Pa.s

Beban Panas

Dari perhitungan neraca panas, diperoleh :

$$Q = Q_h = Q_c = 2780.61731 \text{ MJ/jam} = 2.7806E+09 \text{ J/jam}$$

Laju Alir Steam

$$W_h = Q_h / (C_{ph} \cdot \Delta Th) = 889.9885 \text{ kg/jam}$$

Mean Temperature Difference

* Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln\left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})}\right)} = 74.1302489 \text{ oC}$$

* Parameter rasio suhu (R & S)

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = 0.42105263 ; \quad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = 0.65517241$$

* Faktor koreksi untuk LMTD (Ft)

untuk jenis HE, nilai R dan S tertentu, maka nilai Ft dapat diperoleh dari fig. 18, 19, 20, 21, 22, dan 23 (Kern, 1950)

Diperoleh : $F_t = 1$

* Mean Temperature Difference (MTD)

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 74.1302 \text{ oC}$$

Overall Coefficient (Ud)

Untuk pemanasan bahan organik dengan pemanas steam, kisaran nilai Ud dapat diperoleh dari Table 12.1 (Coulson & Richardson, 1983)

Diperoleh : $U_d, \text{min} = 1500 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
 $U_d, \text{max} = 4000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
Dipilih : $U_d = 1500 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

Luas Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 6.9462755 \text{ m}^2 = 74.769092 \text{ ft}^2$$

Perancangan Pipa

Spesifikasi Pipa Dalam

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Kern, 1950: hal 844) :

Nominal Pipe Size	NPS =	6 in
Schedule Number	Sch.N. =	40
Diameter luar	OD =	6.625 in
	=	0.168275 m
Diameter dalam	ID =	6.065 in
	=	0.154051 m
Flow area	Af =	28.9 in ²
	=	0.73406 m ²
Inside surface	Ais =	1.59 ft ² /ft
	=	0.484714128 m ² /m
Outside surface	Aos =	1.734 ft ² /ft
	=	0.528612766 m ² /m

Spesifikasi Pipa Luar

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Kern, 1950: hal 844) :

Nominal Pipe Size	NPS =	8 in
Schedule Number	Sch.N. =	40
Diameter luar	OD =	8.625 in
	=	0.219075 m
Diameter dalam	ID =	7.981 in
	=	0.2027174 m
Flow area	Af =	50 in ²
	=	1.27 m ²
Inside surface	Ais =	2.09 ft ² /ft
	=	0.637139955 m ² /m
Outside surface	Aos =	2.258 ft ² /ft
	=	0.688355033 m ² /m

Panjang Pipa

$$L_p = 12 \text{ ft} \\ = 3.657599883 \text{ m}$$

Panjang pipa standar : 12 ft, 15 ft, dan 20 ft (Kern, 1950 : hal 103)

Perhitungan Jumlah Hairpin

Luas permukaan perpindahan panas	As = Lp.Aos (inner pipe) =	1.93345399 m ²
Jumlah Hairpin	Nh = A / (2As) =	1.79633845
Dipilih :	Nh =	2

Koreksi A dan Ud

Luas permukaan	A _{kor} = Nh.(2As) =	7.73381597 m ² =
		83.2461076 ft ²

Overall Coefficient	$U_{d, kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$	=	1347.25384 W/m ² .K
---------------------	--	---	--------------------------------

Perhitungan Koefisien Transfer Panas

Pipe Side Coefficient

Untuk keperluan perancangan, kondensasi total steam dapat diperkirakan mempunyai koefisien perpindahan panas sekitar 8000 W/m².K (Coulson and Richardson, 1983 : hal 576)

Koefisien transfer panas inside pipe	hi =	8000 W/m ² .K
Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar	hio = hi.ID / OD =	7323.77358 W/m ² .K

Annulus Side Coefficient

Diameter ekivalen	$d_e = \frac{ID_{op}^2 - OD_{ip}^2}{ID_{op}}$	=	0.06303291 m
-------------------	---	---	--------------

Luas tampang aliran	Afa = 3.14/4 de ² =	0.00311892 m ²
Fluks massa aliran di annulus	Ga = Wc / Afa =	2480562.62 kg/jam.m ²
Kecepatan linier aliran di annulus	ua = Ga / pc =	3010.08161 m/jam
	=	0.83613378 m/dtk
Bilangan Reynold	Rea = pc.ua.de / ηc =	9.8690E+04
Bilangan Prandtl	Pra = cpc.ηc / kc =	2.4095E+01



Persamaan umum untuk perancangan exchanger (persamaan Sieder and Tate) :

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 537})$$

Dimana :
 C = 0.021 (untuk gas)
 = 0.023 (untuk cairan encer)
 = 0.027 (untuk cairan kental)

$$\left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} = 1 \quad (\text{untuk gas dan cairan encer})$$

Sehingga diperoleh : Bilangan Nusselt $Nua = 650.400805$

Koefisien transfer panas annulus side $ho = Nua.kc / de = 3502.70223 \text{ W/m}^2.K$

Clean Overall Coefficient (Uc)

$$Uc = hio.ho / (hio + ho) = 7324.09712 \text{ W/m}^2.K$$

Dirt Factor Minimum

Dari Table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 516), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Steam - Condensate

$$hid, \text{ max} = 3000 \text{ W/m}^2.K$$

$$\text{Sehingga : } Rdi = 1 / hid, \text{ max} = 0.00033333 \text{ m}^2-K/W$$

$$Rdio = Rdi.OD / ID = 0.00036411 \text{ m}^2-K/W$$

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid

$$hod, \text{ max} = 5000 \text{ W/m}^2.K$$

$$Rdo = 1 / hod, \text{ max} = 0.0002 \text{ m}^2-K/W$$

Minimum Dirt Factor

$$Rd, \text{ min} = Rdio + Rdo = 0.00056411 \text{ m}^2-K/W$$

Dirt Factor Design

$$Rd = (Uc - Ud, \text{ kor}) / (Uc.Ud, \text{ kor}) = 0.00060572 \text{ m}^2-K/W$$

(Syarat : $Rd > Rd \text{ Min}$, terpenuhi)

Perhitungan Pressure Drop

Pipe Side Pressure Drop

Densitas rata - rata

$$\rho_m = \frac{\rho_v + \rho_l}{2} = 28.939784 \text{ kg/m}^3$$

Fluks massa aliran di annulus

$$Gp = Wh / Afp = 1.21E+03 \text{ kg/jam.m}^2$$

Kecepatan linier aliran di pipa

$$up = Gp / \rho_m = 4.19E+01 \text{ kg/jam}$$

$$= 0.01163738 \text{ kg/dtk}$$

Bilangan Reynold Inside Pipe

$$Rep = up.\rho_m.ID / \mu_lh = 3.0992E+02$$

Faktor friksi Inside Pipe

$$Jf = 0.0035 + 0.264 / Rep^{0.43} = 0.02590603$$

Pressure Drop

$$\Delta P_p = 8J_f \left(\frac{2N_h L_p}{ID_{ip}} \right) \frac{\rho_h u_p^2}{2} = 0.07046003 \text{ Pa}$$

$$= 1.0225E-05 \text{ Psi}$$

$$< 2 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 2 \text{ psi}$, terpenuhi)

Annulus Side Pressure Drop

Diameter ekivalen untuk Pressure Drop

$$d'_c = ID_{op} - OD_{ip} = 0.0344424 \text{ m}$$

Luas tampang aliran

$$A_{fa} = 3.14/4 d_e^2 = 0.00093123 \text{ m}^2$$

Fluks massa aliran di annulus

$$G_a = W_c / A_{fa} = 955713.952 \text{ kg/jam.m}^2$$

Kecepatan linier aliran di annulus

$$u_a = G_a / \rho_c = 1159.72762 \text{ m/jam} \\ = 0.32214656 \text{ m/dtk}$$

Bilangan Reynold Annulus Side

$$Re_a = 2.0777E+04$$

Faktor friksi Annulus Side

$$J_f = 0.0035 + 0.264/Re_a^{0.43} = 0.00717321$$

Pressure Drop

$$\Delta P_a = 8J_f \left(\frac{2N_h L_p}{d_e} \right) \frac{\rho_c u_a^2}{2} = 130.294319 \text{ Pa}$$

$$= 0.00189075 \text{ Psi}$$

$$< 10 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)



Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

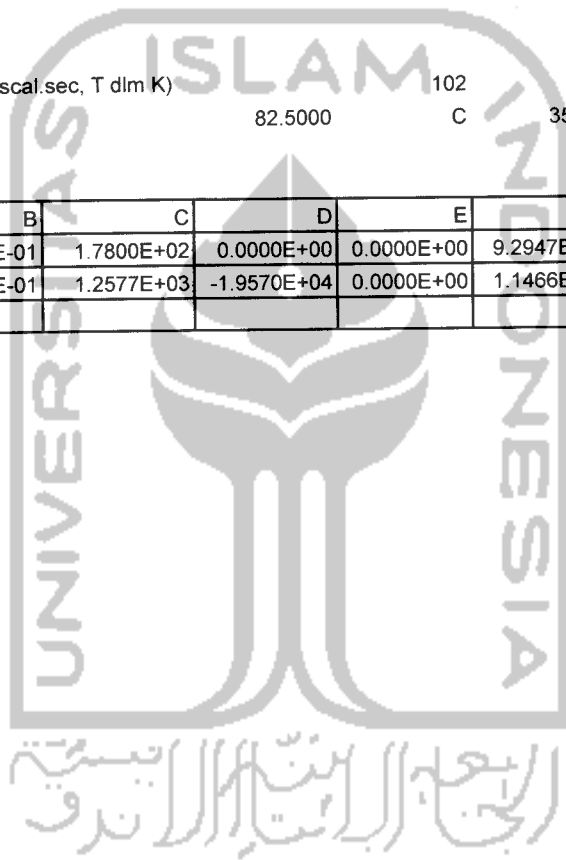
82.5000 101 C 355.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ	$\mu \cdot X$
(CH ₃) ₂ CHOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0005027	3.0164E-04
H ₂ O	-5.1964E+01	3.6700E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0003461	1.3845E-04
							4.4009E-04

Data Persamaan Viskositas Gas (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

82.5000 102 C 355.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ	$\mu \cdot X$
(CH ₃) ₂ CHOH	1.9930E-07	7.2330E-01	1.7800E+02	0.0000E+00	0.0000E+00	9.2947E-06	5.5768E-06
H ₂ O	2.6968E-06	4.9800E-01	1.2577E+03	-1.9570E+04	0.0000E+00	1.1466E-05	4.5862E-06
							1.0163E-05



Komponen	BM
H2O	18

Data Persamaan Viskositas Gas (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

102

160 C

433 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ
H2O	2.6986E-06	4.9800E-01	1.2577E+03	-1.9570E+04	0.0000E+00	1.4598E-05

Data Persamaan Panas Laten (λ dlm j/kmol, T dlm K)

160 C

433 K

Komponen	A	B	C	D	E	Tc, K	Tr	λ
H2O	5.2053E+07	3.1990E-01	-2.1200E-01	2.5800E-01	0.0000E+00	647.35	0.66888082	3.76E+07

Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kmol/m³, T dlm K)

105

160 C

433 K

Komponen	A	B	C	D	E	ρ
H2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	52.8665

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

101

160 C

433 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ
H2O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0002

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm j/kmol.K, T dlm K)

100

160 C

433 K

Komponen	A	B	C	D	E	cp
H2O	2.7637E+05	-2.0901E+03	8.1250E+00	-1.4116E-02	9.3701E-06	78108.2371

HEATER (H-02)

Tugas : Memanaskan Bottom dari Separator (SP - 01)
sebelum diumpankan ke menara distilasi (MD-01)
Jenis : Double Pipe Heat Exchanger

Fluida Panas : Medium Pemanas : *Steam jenuh pada tekanan 2.67 atm*
Alokasi *inner Pipe Side*

Tekanan	$P =$	9.90 atm	1002.7 kPa
Suhu masuk	$Th1 =$	140 oC	
Suhu keluar	$Th2 =$	110 oC	
Suhu rata-rata	$Th, avg = (Th1 + Th2) / 2 =$	125 oC	
Penurunan suhu	$\Delta Th = Th2 - Th1 =$	-30 oC	

Sifat Fisis

<u>Uap Jenuh</u>		<u>Cair Jenuh</u>	
Densitas	$\rho_{vh} = 5.4540 \text{ kg/m}^3$	Densitas	$\rho_{lh} = 53.5786 \text{ kg/m}^3$
Viskositas	$\eta_{vh} = 1.3179E-05 \text{ Pa.s}$	Viskositas	$\eta_{lh} = 2.1914E-04 \text{ Pa.s}$
panas laten	$\lambda_h = 3.9582E+07 \text{ J/kmol}$	Kapasitas panas	$C_{ph} = 76715.3463$
Berat molekul	$BM_h = 18 \text{ kg/kmol}$		

Fluida Dingin : Umpan Campuran
Alokasi *Annulus Side*

Tekanan	$P =$	1 atm	
Suhu masuk	$T_{c1} =$	70 oC	
Suhu keluar	$T_{c2} =$	90 oC	
Suhu rata-rata	$T_c, avg = (T_{c1} + T_{c2}) / 2 =$	80 oC	
Kenaikan suhu	$\Delta T_c = T_{c2} - T_{c1} =$	20 oC	
Laju alir fluida	$W_c =$	9222.1226 kg/jam	

Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)

Kapasitas panas	$C_{pc} = 15616.3319 \text{ J/kg.K}$
Konduktifitas	$k_c = 3.5521E-01 \text{ W/m.K}$
Densitas	$\rho_c = 912.7789 \text{ kg/m}^3$
Viskositas	$\eta_c = 3.6695E-04 \text{ Pa.s}$

Beban Panas

Dari perhitungan neraca panas, diperoleh :

$$Q = Q_h = Q_c = 616.671256 \text{ MJ/jam} = 6.1667E+08 \text{ J/jam}$$

Laju Alir Steam

$$W_h = Q_h / (C_{ph} \cdot \Delta Th) = 267.9478 \text{ kg/jam}$$

Mean Temperature Difference

* Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})} \right)} = 44.8142012 \text{ oC}$$

* Parameter rasio suhu (R & S)

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = 1.5 ; \quad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = 0.28571429$$

* Faktor koreksi untuk LMTD (Ft)

untuk jenis HE, nilai R dan S tertentu, maka nilai Ft dapat diperoleh dari fig. 18, 19, 20, 21, 22, dan 23 (Kern, 1950)

Diperoleh : $F_t = 1$

* Mean Temperature Difference (MTD)

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 44.8142 \text{ oC}$$

Overall Coefficient (Ud)

Untuk pemanasan bahan organik dengan pemanas steam, kisaran nilai Ud dapat diperoleh dari Table 12.1 (Coulson & Richardson, 1983)

Diperoleh : $U_d, \text{ min} = 1500 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
 $U_d, \text{ max} = 4000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
Dipilih : $U_d = 1500 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

Luas Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 2.54826322 \text{ m}^2 = 27.4292788 \text{ ft}^2$$

Perancangan Pipa

Spesifikasi Pipa Dalam

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Kern, 1950: hal 844) :

Nominal Pipe Size	NPS =	0.75 in
Schedule Number	Sch.N. =	40
Diameter luar	OD =	1.05 in
	=	0.02667 m
Diameter dalam	ID =	0.824 in
	=	0.0209296 m
Flow area	Af =	0.534 in ²
	=	0.0135636 m ²
Inside surface	Ais =	0.216 ft ² /ft
	=	0.065847957 m ² /m
Outside surface	Aos =	0.275 ft ² /ft
	=	0.083834205 m ² /m

Spesifikasi Pipa Luar

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Kern, 1950: hal 844) :

Nominal Pipe Size	NPS =	1.5 in
Schedule Number	Sch.N. =	40
Diameter luar	OD =	1.9 in
	=	0.04826 m
Diameter dalam	ID =	1.61 in
	=	0.040894 m
Flow area	Af =	2.04 in ²
	=	0.051816 m ²
Inside surface	Ais =	0.422 ft ² /ft
	=	0.128647398 m ² /m
Outside surface	Aos =	0.498 ft ² /ft
	=	0.151816123 m ² /m

Panjang Pipa

$$L_p = 12 \text{ ft} \\ = 3.657599883 \text{ m}$$

Panjang pipa standar : 12 ft, 15 ft, dan 20 ft (Kern, 1950 : hal 103)

Perhitungan Jumlah Hairpin

Luas permukaan perpindahan panas	As = Lp.Aos (inner pipe) =	0.30663198 m ²
Jumlah Hairpin	Nh = A / (2As) =	4.15524703
Dipilih :	Nh =	5

Koreksi A dan Ud

Luas permukaan	A _{kor} = Nh.(2As) =	3.06631977 m ² =
		33.0055934 ft ²

Overall Coefficient	$U_{d, kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$	= 1246.57411 W/m ² .K
---------------------	--	----------------------------------

Perhitungan Koefisien Transfer Panas

Pipe Side Coefficient

Untuk keperluan perancangan, kondensasi total steam dapat diperkirakan mempunyai koefisien perpindahan panas sekitar 8000 W/m².K (Coulson and Richardson, 1983 : hal 576)

Koefisien transfer panas inside pipe	hi =	8000 W/m ² .K
--------------------------------------	------	--------------------------

Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar	hio = hi.ID / OD =	6278.09524 W/m ² .K
---	--------------------	--------------------------------

Annulus Side Coefficient

Diameter ekuivalen	$d_e = \frac{ID_{op}^2 - OD_{ip}^2}{ID_{op}}$	= 0.02350052 m
--------------------	---	----------------

Luasampang aliran	Afa = 3.14/4 de ² =	0.00043354 m ²
Fluks massa aliran di annulus	Ga = Wc / Afa =	21271897.2 kg/jam.m ²
Kecepatan linier aliran di annulus	ua = Ga / pc =	23304.5448 m/jam
	=	6.47348466 m/dtk
Bilangan Reynold	Rea = pc.ua.de / ηc =	3.7842E+05
Bilangan Prandtl	Pra = cpc.ηc / kc =	1.6133E+01

Persamaan umum untuk perancangan exchanger (persamaan Sieder and Tate) :

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 537})$$

Dimana :
 C = 0.021 (untuk gas)
 = 0.023 (untuk cairan encer)
 = 0.027 (untuk cairan kental)

$$\left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} = 1 \quad (\text{untuk gas dan cairan encer})$$

Sehingga diperoleh : Bilangan Nusselt $Nua = 1669.73724$

Koefisien transfer panas annulus side $h_o = Nua.kc / de = 25237.9942 \text{ W/m}^2.K$

Clean Overall Coefficient (Uc) $Uc = hio.ho / (hio + ho) = 6278.89604 \text{ W/m}^2.K$

Dirt Factor Minimum

Dari Table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 516), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Steam - Condensate
 $hid, \text{max} = 3000 \text{ W/m}^2.K$

Sehingga : $Rdi = 1 / hid, \text{max} = 0.00033333 \text{ m}^2.K/W$
 $Rdio = Rdi.Od / ID = 0.00042476 \text{ m}^2.K/W$

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid
 $hod, \text{max} = 5000 \text{ W/m}^2.K$

$Rdo = 1 / hod, \text{max} = 0.0002 \text{ m}^2.K/W$

Minimum Dirt Factor $Rd, \text{min} = Rdio + Rdo = 0.00062476 \text{ m}^2.K/W$

Dirt Factor Design

$Rd = (Uc - Ud, \text{kor}) / (Uc.Ud, \text{kor}) = 0.00064293 \text{ m}^2.K/W$
 (Syarat : $Rd > Rd \text{ Min}$, terpenuhi)

Perhitungan Pressure Drop

Pipe Side Pressure Drop

Densitas rata - rata $\rho_m = \frac{\rho_v + \rho_l}{2} = 29.5162631 \text{ kg/m}^3$

Fluks massa aliran di annulus $Gp = Wh / Afp = 1.98E+04 \text{ kg/jam.m}^2$

Kecepatan linier aliran di pipa $up = Gp / \rho_m = 6.69E+02 \text{ kg/jam}$
 $= 0.18591368 \text{ kg/dtk}$

Bilangan Reynold Inside Pipe $Rep = up.\rho_m.ID / \mu_lh = 5.2409E+02$

Faktor friksi Inside Pipe $Jf = 0.0035 + 0.264/Rep^{0.43} = 0.02137548$

Pressure Drop $\Delta P_p = 8J_f \left(\frac{2N_h L_p}{ID_{ip}} \right) \frac{\rho_h u_p^2}{2} = 276.710095 \text{ Pa}$

$= 0.04015438 \text{ Psi}$
 $< 2 \text{ psi}$
 (Syarat : $\Delta P < 2 \text{ psi}$, terpenuhi)

Annulus Side Pressure Drop

Diameter ekuivalen untuk Pressure Drop

$$d_e' = ID_{op} - OD_{ip} = 0.014224 \text{ m}$$

Luas tampang aliran

$$A_{fa} = 3.14/4 d_e'^2 = 0.00015882 \text{ m}^2$$

Fluks massa aliran di annulus

$$G_a = W_c / A_{fa} = 1687085.36 \text{ kg/jam.m}^2$$

Kecepatan linier aliran di annulus

$$u_a = G_a / \rho_c = 1848.29571 \text{ m/jam} \\ = 0.51341547 \text{ m/dtk}$$

Bilangan Reynold Annulus Side

$$Re_a = 1.8166E+04$$

Faktor friksi Annulus Side

$$J_f = 0.0035 + 0.264/Re_a^{0.43} = 0.00739159$$

Pressure Drop

$$\Delta P_a = 8J_f \left(\frac{2N_h L_p}{d_e} \right) \frac{\rho_c u_a^2}{2} = 2286.57779 \text{ Pa}$$

$$= 0.03318134 \text{ Psi}$$

$$< 10 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)



Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

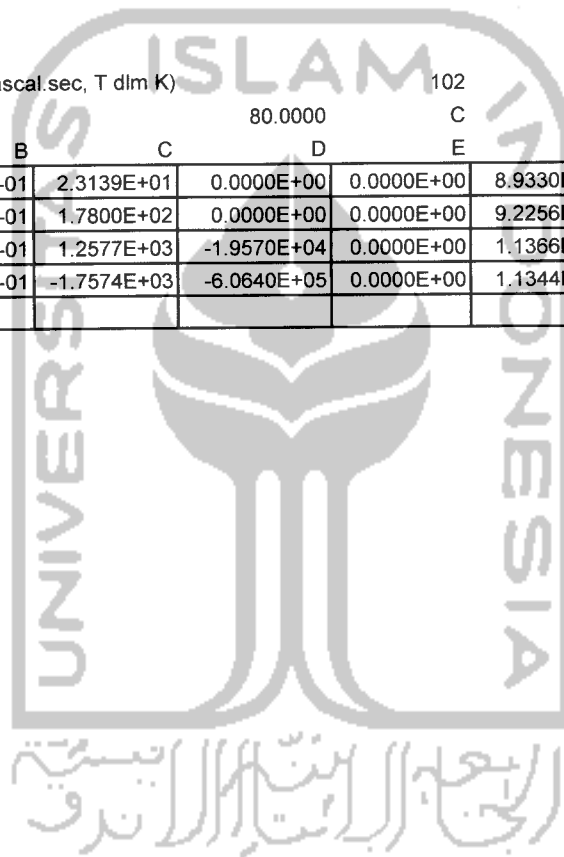
101

Komponen	80.0000					353	K
	A	B	C	D	E	μ	$\mu \cdot X$
(CH3)2CO	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0001991	5.8118E-05
(CH3)2CHOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0005298	1.0667E-04
H2O	-5.1964E+01	3.6700E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0003576	1.2002E-04
H2O2	1.7532E+01	2.4680E+02	-4.4103E+00	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0004800	8.2147E-05
							3.6695E-04

Data Persamaan Viskositas Gas (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

102

Komponen	80.0000					353	K
	A	B	C	D	E	μ	$\mu \cdot X$
(CH3)2CO	3.1005E-08	9.7620E-01	2.3139E+01	0.0000E+00	0.0000E+00	8.9330E-06	2.6079E-06
(CH3)2CHOH	1.9930E-07	7.2330E-01	1.7800E+02	0.0000E+00	0.0000E+00	9.2256E-06	1.8575E-06
H2O	2.6968E-06	4.9800E-01	1.2577E+03	-1.9570E+04	0.0000E+00	1.1366E-05	3.8141E-06
H2O2	-3.8002E-03	-6.1950E-01	-1.7574E+03	-6.0640E+05	0.0000E+00	1.1344E-05	1.9414E-06
							1.0221E-05



BM, kg/kmol

Komponen	BM
H2O	18

Data Persamaan Viskositas Gas (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

102

Komponen	125 C					398 K
	A	B	C	D	E	μ
H2O	2.6986E-06	4.9800E-01	1.2577E+03	-1.9570E+04	0.0000E+00	1.3179E-05

Data Persamaan Panas Laten (λ dlm j/kmol, T dlm K)

125 C

398 K

Komponen	125 C					398 K		λ
	A	B	C	D	E	Tc, K	Tr	
H2O	5.2053E+07	3.1990E-01	-2.1200E-01	2.5800E-01	0.0000E+00	647.35	0.61481424	3.96E+07

Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kmol/m³, T dlm K)

105

125 C

398 K

Komponen	125 C					398 K
	A	B	C	D	E	ρ
H2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	53.5786

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

101

125 C

398 K

Komponen	125 C					398 K
	A	B	C	D	E	μ
H2O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0002

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm j/kmol.K, T dlm K)

100

125 C

398 K

Komponen	125 C					398 K
	A	B	C	D	E	cp
H2O	2.7637E+05	-2.0901E+03	8.1250E+00	-1.4116E-02	9.3701E-06	76715.3463

COOLER (C-01)

Tugas : Mendinginkan Hasil Bawah Reaktor sebelum diumpangkan ke Separator

Jenis : HE 1-4, Split Ring Floating Head

Fluida Panas :	<i>Hasil Bawah Reaktor</i>	
	Alokasi	<i>tube Side</i>
Tekanan	P =	1 atm
Suhu masuk	Th1 =	130 oC
Suhu keluar	Th2 =	70 oC
Suhu rata-rata	Th, avg = (Th1 + Th2) / 2 =	100 oC
Penurunan suhu	$\Delta Th = Th2 - Th1 =$	-60 oC
Laju alir fluida	Wh =	9964.8434 kg/jam

<u>Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)</u>	Kapasitas panas	Cph =	1455.9428 j/kg.K
	Konduktifitas	kh =	2.6188E-01 W/m.K
	Densitas	ph =	827.4144 kg/m ³
	Viskositas	$\eta_h =$	2.5826E-04 Pa.s

Fluida Dingin :	<i>Medium Pendingin :</i>	<i>Cooling Water pada tekanan 1 atm</i>
	Alokasi	<i>shell Side</i>
Suhu masuk	Tc1 =	27 oC
Suhu keluar	Tc2 =	37 oC
Suhu rata-rata	Tc, avg = (Tc1 + Tc2) / 2 =	32 oC
Kenaikan suhu	$\Delta Tc = Tc2 - Tc1 =$	10 oC

<u>Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)</u>	Kapasitas panas	Cpc =	4183.0679 j/kg.K
	Konduktifitas	kc =	0.6154 W/m.K
	Densitas	pc =	992.36813 kg/m ³
	Viskositas	$\eta_c =$	0.0008 Pa.s

Beban Panas

Dari perhitungan neraca panas, diperoleh :

$$Q = Q_h = Q_c = 5023.10517 \text{ MJ/jam} = 5.0231E+09 \text{ J/jam}$$

Laju Alir Medium Pendingin

$$W_c = Q_c / (C_{pc} \cdot \Delta T_c) = 120081.8465 \text{ kg/jam}$$

Mean Temperature Difference

* Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})} \right)} = 64.8172678 \text{ oC}$$

* Parameter rasio suhu (R & S)

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = 6 \quad ; \quad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = 0.0971$$

Faktor koreksi untuk LMTD (Ft)

Untuk jenis HE, nilai R dan S tertentu, maka nilai Ft dapat diperoleh dari fig. 18, 19, 20, 21, 22, dan 23 (Kern, 1950)

Diperoleh : $F_t = 1$

Mean Temperature Difference (MTD)

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 64.8173 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Overall Coefficient (Ud)

Untuk pendinginan bahan organik dengan pendingin air, kisaran nilai Ud dapat diperoleh dari Table 12.1 (Coulson & Richardson, 1983)

Diperoleh : $U_d, \text{min} = 250 \text{ W/m}^2\text{.K}$
 $U_d, \text{max} = 750 \text{ W/m}^2\text{.K}$
 Dipilih : $U_d = 500 \text{ W/m}^2\text{.K}$

Luas Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 43.0535578 \text{ m}^2 = 463.424669 \text{ ft}^2$$

Perancangan Bagian Tube

Spesifikasi Tube

Dipilih tube dengan spesifikasi sebagai berikut (Perry, 1984: hal 11-10) :

Diameter luar $OD = 0.75 \text{ in}$
 $= 19.05 \text{ mm}$
 $= 0.01905 \text{ m}$
 Birmingham Wire Gage (BWG) $= 18 \text{ BWG}$
 Diameter dalam $ID = 0.652 \text{ in}$
 $= 0.0165608 \text{ m}$
 Tebal tube $t = 0.049 \text{ in}$
 $= 0.0012446 \text{ m}$
 Panjang tube $L_t = 16 \text{ ft}$
 $= 4.8768 \text{ m}$

Panjang tube standar : 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, dan 20 ft (Perry, 1980 : hal 11-11)

Spesifikasi Tube Sheet Tebal $t_{ts} = 25 \text{ mm} = 0.025 \text{ m}$

Perhitungan Jumlah Tube

Panjang tube efektif $L_{t,eff} = L_t - 2 t_{ts} = 4.826799844 \text{ m}$
 Luas permukaan 1 buah tube $A_{s1} = \pi \cdot L_{t,eff} \cdot OD = 0.288724686 \text{ m}^2$
 Jumlah tube yang diperlukan $N_t = A / A_{s1} = 149.1163031$

Berdasarkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih : $N_t = 150$

Koreksi A dan Ud Luas permukaan $A_{kor} = N_t \cdot A_{s1} = 43.3087 \text{ m}^2 = 466.1710 \text{ ft}^2$

Overall Coefficient $U_{d,kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m} = 4.9705E+02 \text{ W/m}^2\text{.K}$

Perhitungan Diameter Tube Bundle (Db)

Dipilih : Tube Arrangement : *Triangular Pitch*
 Tube Pass Npt = 4 ; Pt = 1.25 OD
 Shell Pass Nps = 1 ; Pt = 0.0238125 m
 Dari Tabel 12.4 Coulson & Richardson (1983 : hal 523) diperoleh : K1 = 0.178
 n1 = 2.272
 Diperoleh : $D_b = OD \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\left(\frac{1}{n_1} \right)} = 0.369807523 \text{ m} = 14.55935914 \text{ in}$

Perancangan Bagian Shell

Diameter Shell

Berdasarkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih : IDs = 15 in
 = 0.380999794 m

Perancangan Baffle

Dipilih : Jenis *Single Segmental Baffle*
 Baffle Cut 25 % Baffle Diameter
 Clearance Between Tube Hole in Baffle dan Tube CBT = 0.6 mm
 Baffle Spacing (Lb) = 1 IDs
 Lb = 0.38099979 m
 Jml Baffle Nb = 13

Perhitungan Koefisien Transfer Panas

Tube Side Coefficient

Luasampang 1 buah tube Af1 = phi/4 OD^2 = 0.000215294 m^2
 Jumlah tube per pass Ntp = Nt / (tube pass) = 37.5
 Luasampang total tiap pass di tube Aft = Ntp.Af1 = 0.008073532 m^2
 Fluks massa aliran di tube Gt = Wh / Aft = 1234260.78 kg/jam.m^2
 Kecepatan linier aliran di tube ut = Gt / ph = 1491.708083 m/jam
 = 0.414363356 m/dtk
 Bilangan Reynold Ret = ph.ut.ID / rh = 21985.46508
 Bilangan Prandtl Prt = cph.rh / kh = 1.435786059

Persamaan umum untuk perancangan exchanger (persamaan Sieder and Tate) :

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 537})$$

Dimana : C = 0.021 (untuk gas)
 = 0.023 (untuk cairan encer)
 = 0.027 (untuk cairan kental)

$$\left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} = 1 \quad (\text{untuk gas dan cairan encer})$$

Sehingga diperoleh : Bilangan Nusselt Nut = 77.13934971

Koefisien transfer panas inside tube hi = Nut.kh / ID = 1219.830042 W/m^2.K
 Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar hio = hi.ID / OD = 1060.438917 W/m^2.K

Shell Side Coefficient

$$\text{Diameter ekivalen} \quad d_e = \frac{1.1}{OD} (p_t^2 - 0.917OD^2) = 0.013526453 \text{ m}$$

$$\text{Luas tampang aliran} \quad A_s = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b = 0.029032169 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Fluks massa aliran di shell} \quad G_s &= Wc / Afs = 4136165.229 \text{ kg/jam.m}^2 \\ \text{Kecepatan linier aliran di shell} \quad u_s &= Gs / \rho c = 4167.974659 \text{ m/jam} \\ &= 1.157770739 \text{ m/dtk} \end{aligned}$$

$$\text{Bilangan Reynold} \quad Res = \rho c \cdot u_s \cdot d_e / \eta c = 19496.33088$$

Persamaan untuk koefisien transfer panas akibat aliran air dapat menggunakan persamaan :

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg}) \frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 540})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{Koefisien transfer panas outside tube} \quad h_o = 5581.663358 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Clean Overall Coefficient (Uc)

$$Uc = h_{io} \cdot h_o / (h_{io} + h_o) = 891.135487 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Dirt Factor Minimum

Dari Table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 216), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid

$$h_{id, \max} = 5000 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Sehingga :

$$R_{di} = 1 / h_{id, \max} = 0.0002 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

$$R_{dio} = R_{di} \cdot OD / ID = 0.000230061 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

Koefisien Fouling Factor Coolings Water

$$h_{od, \max} = 3000 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

$$R_{do} = 1 / h_{od, \max} = 0.000333333 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

Minimum Dirt Factor

$$R_{d, \min} = R_{dio} + R_{do} = 0.000563395 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

Dirt Factor Design

$$R_d = (Uc - U_{d, \text{kor}}) / (Uc \cdot U_{d, \text{kor}}) = 0.000889689 \text{ m}^2\cdot\text{K/W}$$

(Syarat : $R_d > R_{d, \min}$, terpenuhi)

Perhitungan Pressure Drop

Tube Side Pressure Drop

$$\text{Bilangan Reynold Inside Tube} \quad Ret = 2.1985E+04$$

Dari Fig. 12.24 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 541), diperoleh :

$$\text{Faktor friksi Inside Tube} \quad J_f = 0.0038$$

Pressure Drop (Pers. 12.20, Coulson and Richardson, 1983 : hal 542)

$$\Delta P_t = N_{pt} \left(8J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_h u_t^2}{2} = 3253.88858 \text{ Pa}$$

$$= 0.47218324 \text{ Psi} \quad < 10 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)

Shell Side Pressure Drop

Bilangan Reynold Outside Tube (Shell)

Res = 1.9496E+04

Dari Fig. 12.30 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 547), diperoleh :

Faktor friksi Outside Tube (Shell)

Jf = 0.029

Pressure Drop (Pers. 12.26, Coulson and Richardson, 1983 : hal 548)

$$\Delta P_s = 8J_f \left(\frac{ID_s}{d_e} \right) \left(\frac{L_t}{L_b} \right) \frac{\rho_c u_s^2}{2} = 55632.2925 \text{ Pa}$$
$$= 8.07299802 \text{ Psi} < 10 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)



Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

101

100.0000

C

373.0000 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ	$\mu \cdot X$
(CH ₃) ₂ CO	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0001761	4.7580E-05
(CH ₃) ₂ CHOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0003548	6.6112E-05
H ₂ O	-5.1964E+01	3.6700E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0002806	8.7137E-05
H ₂ O ₂	1.7532E+01	2.4680E+02	-4.4103E+00	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0003628	5.7427E-05
O ₂	-1.7270E+01	2.8750E+02	1.2290E+00	-1.0400E-22	1.0000E+01	0.0000000	0.0000E+00
							2.5826E-04



BM, kg/kmol

Komponen	BM
H2O	18

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm j/kmol.K, T dlm K) 100

32 C 305 K

Komponen	A	B	C	D	E	cp
H2O	2.7637E+05	-2.0901E+03	8.1250E+00	-1.4116E-02	9.3701E-06	75295.2222

Data Persamaan konduktivitas thermal cairan(W/mK) 100

32 C 305 K

Komponen	A	B	C	D	E	κ
H2O	-4.2670E-01	5.6900E-03	-8.0065E-06	1.8150E-09	0.0000E+00	0.6154

Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kmol/m³, T dlm K) 105

32 C 305 K

Komponen	A	B	C	D	E	ρ
H2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	55.1316

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K) 101

32 C 305 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ
H2O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0008

COOLER (C-02)

Tugas : Mendinginkan Hasil Bawah MD - 01 sebelum disimpan dalam tangki produk (T - 02)

jenis : HE 1-4, Split Ring Floating Head

Fluida Panas : Hasil Bawah MD-01

	Alokasi	<i>tube Side</i>	
Tekanan		P =	1.3 atm
Suhu masuk		Th1 =	117 oC
Suhu keluar		Th2 =	35 oC
Suhu rata-rata		Th, avg = (Th1 + Th2) / 2 =	76 oC
Penurunan suhu		ΔTh = Th2 - Th1 =	-82 oC
Laju alir fluida		Wh =	3156.5389 kg/jam

Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)

Kapasitas panas	Cph =	21272.5503 j/kg.K
Konduktifitas	kh =	4.9003E-01 W/m.K
Densitas	ph =	1159.4176 kg/m ³
Viskositas	ηh =	4.4514E-04 Pa.s

Fluida Dingin :

Medium Pendingin : Cooling Water pada tekanan 1 atm
Alokasi *shell Side*

Suhu masuk		Tc1 =	27 oC
Suhu keluar		Tc2 =	32 oC
Suhu rata-rata		Tc, avg = (Tc1 + Tc2) / 2 =	29.5 oC
Kenaikan suhu		ΔTc = Tc2 - Tc1 =	5 oC

Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)

Kapasitas panas	Cpc =	4184.5914 j/kg.K
Konduktifitas	kc =	0.6121 W/m.K
Densitas	pc =	993.02774 kg/m ³
Viskositas	ηc =	0.0008 Pa.s

Beban Panas

Dari perhitungan neraca panas, diperoleh :

$$Q = Q_h = Q_c = 901.128824 \text{ MJ/jam} = 9.0113\text{E}+08 \text{ J/jam}$$

Laju Alir Medium Pendingin

$$W_c = Q_c / (C_{pc} \cdot \Delta T_c) = 43068.9038 \text{ kg/jam}$$

Mean Temperature Difference

* Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})} \right)} = 32.5828044 \text{ oC}$$

* Parameter rasio suhu (R & S)

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = 16.4 \quad ; \quad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = 0.0556$$

Faktor koreksi untuk LMTD (Ft)

Untuk jenis HE, nilai R dan S tertentu, maka nilai Ft dapat diperoleh dari

Fig. 18, 19, 20, 21, 22, dan 23 (Kern, 1950)

Diperoleh : $F_t = 0.98$

True Mean Temperature Difference (MTD)

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 31.9311 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Overall Coefficient (Ud)

Untuk pendinginan bahan organik dengan pendingin air, kisaran nilai Ud dapat diperoleh dari Table 12.1 (Coulson & Richardson, 1983)

Diperoleh : $U_d, \text{ min} = 250 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$

$U_d, \text{ max} = 750 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$

Dipilih : $U_d = 250 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$

Luas Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 31.3566627 \text{ m}^2 = 337.52033 \text{ ft}^2$$

Perancangan Bagian Tube

Spesifikasi Tube

Dipilih tube dengan spesifikasi sebagai berikut (Perry, 1984: hal 11-10) :

Diameter luar $OD = 0.75 \text{ in}$

$= 19.05 \text{ mm}$

$= 0.01905 \text{ m}$

Birmingham Wire Gage (BWG) $= 18 \text{ BWG}$

Diameter dalam $ID = 0.652 \text{ in}$

$= 0.0165608 \text{ m}$

Tebal tube $t = 0.049 \text{ in}$

$= 0.0012446 \text{ m}$

Panjang tube $L_t = 16 \text{ ft}$

$= 4.8768 \text{ m}$

Panjang tube standar : 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, dan 20 ft (Perry, 1980 : hal 11-11)

Spesifikasi Tube Sheet

Tebal $t_{ts} = 25 \text{ mm} = 0.025 \text{ m}$

Perhitungan Jumlah Tube

Panjang tube efektif $L_{t, \text{eff}} = L_t - 2 t_{ts} = 4.82679984 \text{ m}$

Luas permukaan 1 buah tube $As_1 = \pi \cdot L_{t, \text{eff}} \cdot OD = 0.28872469 \text{ m}^2$

Jumlah tube yang diperlukan $N_t = A / As_1 = 108.604024$

Berdasarkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih : $N_t = 109$

Koreksi A dan Ud

Luas permukaan $A_{\text{kor}} = N_t \cdot As_1 = 31.4710 \text{ m}^2 = 338.7509 \text{ ft}^2$

$$\text{Overall Coefficient } U_{d, \text{kor}} = \frac{(Q/3600)}{A_{\text{kor}} \Delta T_m} = 2.4909 \text{E}+02 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Perhitungan Diameter Tube Bundle (Db)

Dipilih : Tube Arrangement : *Triangular Pitch*
 Tube Pass Npt = 4 ; Pt = 1.25 OD
 Shell Pass Nps = 1 ; Pt = 0.0238125 m
 Dari Tabel 12.4 Coulson & Richardson (1983 : hal 523) diperoleh : K1 = 0.178
 n1 = 2.272

Diperoleh :
$$D_b = OD \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\left(\frac{1}{n_1} \right)} = 0.321326395 \text{ m} = 12.6506523 \text{ in}$$

Perancangan Bagian Shell

Diameter Shell

Berdasarkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih : IDs = 13 in
 = 0.33019982 m

Perancangan Baffle

Dipilih : Jenis *Single Segmental Baffle*
 Baffle Cut 25 % Baffle Diameter
 Clearance Between Tube Hole in Baffle dan Tube CBT = 0.6 mm
 Baffle Spacing (Lb) = 1 IDs
 Lb = 0.33019982 m
 Jml Baffle Nb = 15

Perhitungan Koefisien Transfer Panas

Tube Side Coefficient

Luas tampang 1 buah tube	Af1 = phi/4 OD^2 = 0.00021529 m^2
Jumlah tube per pass	Ntp = Nt / (tube pass) = 27.25
Luas tampang total tiap pass di tube	Aft = Ntp.Af1 = 0.00586677 m^2
Fluks massa aliran di tube	Gt = Wh / Aft = 538037.267 kg/jam.m^2
Kecepatan linier aliran di tube	ut = Gt / ph = 464.058226 m/jam = 0.12890506 m/dtk
Bilangan Reynold	Ret = ph.ut.ID / nh = 5560.26536
Bilangan Prandtl	Prt = cph.nh / kh = 19.3238552

Persamaan umum untuk perancangan exchanger (persamaan Sieder and Tate) :

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad \text{(Coulson and Richardson, 1983 : hal 537)}$$

Dimana : C = 0.021 (untuk gas)
 = 0.023 (untuk cairan encer)
 = 0.027 (untuk cairan kental)

$$\left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} = 1 \quad \text{(untuk gas dan cairan encer)}$$

Sehingga diperoleh : Bilangan Nusselt Nut = 60.5640901

Koefisien transfer panas inside tube hi = Nut.kh / ID = 1792.07144 W/m^2.K

Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar hio = hi.ID / OD = 1557.90744 W/m^2.K

Shell Side Coefficient

$$\text{Diameter ekivalen} \quad d_e = \frac{1.1}{OD} (p_i^2 - 0.917OD^2) = 0.01352645 \text{ m}$$

$$\text{Luas tampang aliran} \quad A_{fs} = \frac{(p_i - OD)}{p_i} ID_s L_b = 0.02180638 \text{ m}^2$$

$$\text{Fluks massa aliran di shell} \quad G_s = W_c / A_{fs} = 1975059.36 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$\text{Kecepatan linier aliran di shell} \quad \begin{aligned} u_s &= G_s / \rho_c = 1988.92668 \text{ m/jam} \\ &= 0.55247963 \text{ m/dtk} \end{aligned}$$

$$\text{Bilangan Reynold} \quad \text{Res} = \rho_c \cdot u_s \cdot d_e / \eta_c = 8835.27041$$

Persamaan untuk koefisien transfer panas akibat aliran air dapat menggunakan persamaan :

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg}) \frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 540})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{Koefisien transfer panas outside tube} \quad h_o = 3010.69843 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Clean Overall Coefficient (Uc)

$$U_c = h_{io} \cdot h_o / (h_{io} + h_o) = 1026.65663 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Dirt Factor Minimum

Dari Table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 216), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid

$$h_{id, \max} = 5000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\text{Sehingga :} \quad R_{di} = 1 / h_{id, \max} = 0.0002 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

$$R_{dio} = R_{di} \cdot OD / ID = 0.00023006 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Koefisien Fouling Factor Coolings Water

$$h_{od, \max} = 3000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$R_{do} = 1 / h_{od, \max} = 0.00033333 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Minimum Dirt Factor

$$R_{d, \min} = R_{dio} + R_{do} = 0.00056339 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Dirt Factor Design

$$R_d = (U_c - U_{d, \text{kor}}) / (U_c \cdot U_{d, \text{kor}}) = 0.00304055 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

(Syarat : $R_d > R_{d, \min}$, terpenuhi)

Perhitungan Pressure Drop

Tube Side Pressure Drop

$$\text{Bilangan Reynold Inside Tube} \quad \text{Ret} = 5.56E+03$$

Dari Fig. 12.24 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 541), diperoleh :

$$\text{Faktor friksi Inside Tube} \quad \text{Jf} = 0.0052$$

Pressure Drop (Pers. 12.20, Coulson and Richardson, 1983 : hal 542)

$$\Delta P_t = N_{pt} \left(8J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_h u_t^2}{2} = 568.343461 \text{ Pa}$$

$$= 0.08247432 \text{ Psi} \quad < 10 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)

Shell Side Pressure Drop

Bilangan Reynold Outside Tube (Shell)

Res = 8.84E+03

Dari Fig. 12.30 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 547), diperoleh :

Faktor friksi Outside Tube (Shell)

Jf = 0.032

Pressure Drop (Pers. 12.26, Coulson and Richardson, 1983 : hal 548)

$$\Delta P_s = 8J_f \left(\frac{ID_s}{d_e} \right) \left(\frac{L_t}{L_b} \right) \frac{\rho_c u_s^2}{2} = 13987.9772 \text{ Pa}$$
$$= 2.02984466 \text{ Psi} < 10 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)



Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

101

76.0000

C

349.0000 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ	$\mu \cdot X$
(CH3)2CO	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0002044	0.0000E+00
CH3)2CHOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0005770	5.7699E-06
H2O	-5.1964E+01	3.6700E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0003775	1.8497E-04
H2O2	1.7532E+01	2.4680E+02	-4.4103E+00	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0005088	2.5440E-04
							4.4514E-04



BM, kg/kmol

Komponen	BM
H2O	18

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm j/kmol.K, T dlm K) 100
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	cp
H2O	2.7637E+05	-2.0901E+03	8.1250E+00	-1.4116E-02	9.3701E-06	75322.6453

Data Persamaan konduktivitas thermal cairan(W/mK) 100
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	κ
H2O	-4.2670E-01	5.6900E-03	-8.0065E-06	1.8150E-09	0.0000E+00	0.6121

Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kmol/m³, T dlm K) 105
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	ρ
H2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	55.1682

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K) 101
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ
H2O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0008

COOLER (C-03)

Tugas : Mendinginkan Hasil Atas MD - 02 sebelum disimpan dalam tangki produk (T - 03)

jenis : HE 1-4, Split Ring Floating Head

Fluida Panas : Hasil Atas MD-02

	Alokasi	<i>tube Side</i>
Tekanan		P = 0.81 atm
Suhu masuk		Th1 = 66 oC
Suhu keluar		Th2 = 35 oC
Suhu rata-rata	Th, avg = (Th1 + Th2) / 2 =	50.5 oC
Penurunan suhu	ΔTh = Th2 - Th1 =	-31 oC
Laju alir fluida	Wh =	5093.2738 kg/jam

Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)

Kapasitas panas	Cph = 6717.7791 j/kg.K
Konduktifitas	kh = 2.1751E-01 W/m.K
Densitas	ρh = 782.3857 kg/m ³
Viskositas	ηh = 5.6420E-04 Pa.s

Fluida Dingin :

Medium Pendingin : Cooling Water pada tekanan 1 atm
Alokasi *shell Side*

Suhu masuk	Tc1 =	27 oC
Suhu keluar	Tc2 =	32 oC
Suhu rata-rata	Tc, avg = (Tc1 + Tc2) / 2 =	29.5 oC
Kenaikan suhu	ΔTc = Tc2 - Tc1 =	5 oC

Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)

Kapasitas panas	Cpc = 4184.5914 j/kg.K
Konduktifitas	kc = 0.6121 W/m.K
Densitas	ρc = 993.02774 kg/m ³
Viskositas	ηc = 0.0008 Pa.s

Beban Panas

Dari perhitungan neraca panas, diperoleh :

$$Q = Q_h = Q_c = 447.573381 \text{ MJ/jam} = 4.4757E+08 \text{ J/jam}$$

Laju Alir Medium Pendingin

$$W_c = Q_c / (C_{pc} \cdot \Delta T_c) = 21391.4974 \text{ kg/jam}$$

Mean Temperature Difference

* Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})} \right)} = 17.9692162 \text{ oC}$$

* Parameter rasio suhu (R & S)

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = 6.2 \quad ; \quad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = 0.1282$$

Faktor koreksi untuk LMTD (Ft)

Untuk jenis HE, nilai R dan S tertentu, maka nilai Ft dapat diperoleh dari
Fig. 18, 19, 20, 21, 22, dan 23 (Kern, 1950)

Diperoleh : $F_t = 0.98$

Mean Temperature Difference (MTD)

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 17.6098 \text{ oC}$$

Overall Coefficient (Ud)

Untuk pendinginan bahan organik dengan pendingin air, kisaran nilai Ud
dapat diperoleh dari Table 12.1 (Coulson & Richardson, 1983)

Diperoleh : $U_{d, \text{min}} = 250 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
 $U_{d, \text{max}} = 750 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
Dipilih : $U_d = 250 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

Luas Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 28.2401195 \text{ m}^2 = 303.974136 \text{ ft}^2$$

Perancangan Bagian Tube

Spesifikasi Tube

Dipilih tube dengan spesifikasi sebagai berikut (Perry, 1984: hal 11-10) :

Diameter luar $OD = 0.75 \text{ in}$
 $= 19.05 \text{ mm}$
 $= 0.01905 \text{ m}$
Birmingham Wire Gage (BWG) $= 18 \text{ BWG}$
Diameter dalam $ID = 0.652 \text{ in}$
 $= 0.0165608 \text{ m}$
Tebal tube $t = 0.049 \text{ in}$
 $= 0.0012446 \text{ m}$
Panjang tube $L_t = 16 \text{ ft}$
 $= 4.8768 \text{ m}$

Panjang tube standar : 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, dan 20 ft (Perry, 1980 : hal 11-11)

Spesifikasi Tube Sheet Tebal $t_{ts} = 25 \text{ mm} = 0.025 \text{ m}$

Perhitungan Jumlah Tube

Panjang tube efektif $L_{t, \text{eff}} = L_t - 2 t_{ts} = 4.82679984 \text{ m}$
Luas permukaan 1 buah tube $A_{s1} = \pi \cdot L_{t, \text{eff}} \cdot OD = 0.28872469 \text{ m}^2$
Jumlah tube yang diperlukan $N_t = A / A_{s1} = 97.8098544$

Berdasarkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih : $N_t = 98$

Koreksi A dan Ud Luas permukaan $A_{\text{kor}} = N_t \cdot A_{s1} = 28.2950 \text{ m}^2 = 304.5651 \text{ ft}^2$

$$\text{Overall Coefficient } U_{d, \text{kor}} = \frac{(Q/3600)}{A_{\text{kor}} \Delta T_m} = 2.4951 \text{E}+02 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Perhitungan Diameter Tube Bundle (Db)

Dipilih : Tube Arrangement : *Triangular Pitch*
 Tube Pass Npt = 4 ; Pt = 1.25 OD
 Shell Pass Nps = 1 ; Pt = 0.0238125 m
 Dari Tabel 12.4 Coulson & Richardson (1983 : hal 523) diperoleh : K1 = 0.178
 n1 = 2.272

Diperoleh :
$$D_b = OD \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\left(\frac{1}{n_1} \right)} = 0.30662856 \text{ m} = 12.0719971 \text{ in}$$

Perancangan Bagian Shell

Diameter Shell

Berdasarkan Tube Sheet Layouts (Tube Counts), dipilih : IDs = 13 in
 = 0.33019982 m

Perancangan Baffle

Dipilih : Jenis *Single Segmental Baffle*
 Baffle Cut 25 % Baffle Diameter
 Clearance Between Tube Hole in Baffle dan Tube CBT = 0.6 mm
 Baffle Spacing (Lb) = 1 IDs
 Lb = 0.33019982 m
 Jml Baffle Nb = 15

Perhitungan Koefisien Transfer Panas

Tube Side Coefficient

Luas tampang 1 buah tube	Af1 = phi/4 OD^2 = 0.00021529 m^2
Jumlah tube per pass	Ntp = Nt / (tube pass) = 24.5
Luas tampang total tiap pass di tube	Aft = Ntp.Af1 = 0.00527471 m^2
Fluks massa aliran di tube	Gt = Wh / Aft = 965603.113 kg/jam.m^2
Kecepatan linier aliran di tube	ut = Gt / ph = 1234.17786 m/jam = 0.34282718 m/dtk
Bilangan Reynold	Ret = ph.ut.ID / rh = 7873.09373
Bilangan Prandtl	Prt = cph.rh / kh = 17.4254396

Persamaan umum untuk perancangan exchanger (persamaan Sieder and Tate) :

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 537})$$

Dimana : C = 0.021 (untuk gas)
 = 0.023 (untuk cairan encer)
 = 0.027 (untuk cairan kental)

$$\left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} = 1 \quad (\text{untuk gas dan cairan encer})$$

Sehingga diperoleh : Bilangan Nusselt Nut = 77.3098462

Koefisien transfer panas inside tube hi = Nut.kh / ID = 1015.37746 W/m^2.K

Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar hio = hi.ID / OD = 882.701472 W/m^2.K

Shell Side Coefficient

$$\text{Diameter ekivalen} \quad d_e = \frac{1.1}{OD} (p_t^2 - 0.917OD^2) = 0.01352645 \text{ m}$$

$$\text{Luas tampang aliran} \quad A_{fs} = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b = 0.02180638 \text{ m}^2$$

$$\text{Fluks massa aliran di shell} \quad G_s = W_c / A_{fs} = 980974.055 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$\text{Kecepatan linier aliran di shell} \quad u_s = G_s / \rho_c = 987.861684 \text{ m/jam} \\ = 0.27440602 \text{ m/dtk}$$

$$\text{Bilangan Reynold} \quad Res = \rho_c u_s d_e / \eta_c = 4388.30913$$

Persamaan untuk koefisien transfer panas akibat aliran air dapat menggunakan persamaan :

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg}) \frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 540})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{Koefisien transfer panas outside tube} \quad h_o = 1720.00278 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

Clean Overall Coefficient (Uc)

$$U_c = h_{io}.h_o / (h_{io} + h_o) = 583.335193 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

Dirt Factor Minimum

Dari Table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 216), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid

$$h_{id, \max} = 5000 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$\text{Sehingga :} \quad R_{di} = 1 / h_{id, \max} = 0.0002 \text{ m}^2.\text{K/W}$$

$$R_{dio} = R_{di}.OD / ID = 0.00023006 \text{ m}^2.\text{K/W}$$

Koefisien Fouling Factor Coolings Water

$$h_{od, \max} = 3000 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$R_{do} = 1 / h_{od, \max} = 0.00033333 \text{ m}^2.\text{K/W}$$

Minimum Dirt Factor

$$R_{d, \min} = R_{dio} + R_{do} = 0.00056339 \text{ m}^2.\text{K/W}$$

Dirt Factor Design

$$R_d = (U_c - U_{d, \text{kor}}) / (U_c.U_{d, \text{kor}}) = 0.0022935 \text{ m}^2.\text{K/W}$$

(Syarat : $R_d > R_{d, \min}$, terpenuhi)

Perhitungan Pressure Drop

Tube Side Pressure Drop

$$\text{Bilangan Reynold Inside Tube} \quad Re_t = 7.87E+03$$

Dari Fig. 12.24 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 541), diperoleh :

$$\text{Faktor friksi Inside Tube} \quad J_f = 0.005$$

Pressure Drop (Pers. 12.20, Coulson and Richardson, 1983 : hal 542)

$$\Delta P_t = N_{pt} \left(8J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_h u_t^2}{2} = 2626.05295 \text{ Pa}$$

$$= 0.3810758 \text{ Psi} \quad < 10 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)

Shell Side Pressure Drop

$$\text{Bilangan Reynold Outside Tube (Shell)} \quad Res = 4.39E+03$$

Dari Fig. 12.30 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 547), diperoleh :

Faktor friksi Outside Tube (Shell)

$J_f =$

0.039

Pressure Drop (Pers. 12.26, Coulson and Richardson, 1983 : hal 548)

$$\Delta P_s = 8J_f \left(\frac{ID_s}{d_e} \right) \left(\frac{L_t}{L_b} \right) \frac{\rho_c u_s^2}{2}$$

= 4205.56431 Pa

= 0.61028426 Psi < 10 psi

(Syarat : $\Delta P < 10$ psi, terpenuhi)



Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

101

50.5000

C

323.5000 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ	$\mu \cdot x$
(CH3)2CO	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0002462	1.3013E-04
(CH3)2CHOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0010411	3.6805E-04
H2O	-5.1964E+01	3.6700E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0005602	6.6017E-05
H2O2	1.7532E+01	2.4680E+02	-4.4103E+00	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0007518	0.0000E+00
							5.6420E-04



BM, kg/kmol

Komponen	BM
H2O	18

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K) 100
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	cp
H2O	2.7637E+05	-2.0901E+03	8.1250E+00	-1.4116E-02	9.3701E-06	75322.6453

Data Persamaan konduktivitas thermal cairan(W/mK) 100
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	κ
H2O	-4.2670E-01	5.6900E-03	-8.0065E-06	1.8150E-09	0.0000E+00	0.6121

Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kmol/m³, T dlm K) 105
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	ρ
H2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	55.1682

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K) 101
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ
H2O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0008

COOLER (C-04)

tuas : Mendinginkan Hasil Bawah MD 02 sebelum dibuang ke unit pengolahan limbah (ULP)

enis : Double Pipe Heat Exchanger

Fluida Panas :	<i>Hasil Bawah Reaktor</i>	
	Alokasi	<i>inner Pipe Side</i>
tekanan	P =	1.8 atm
Suhu masuk	Th1 =	118 oC
Suhu keluar	Th2 =	35 oC
Suhu rata-rata	Th, avg = (Th1 + Th2) / 2 =	76.3 oC
Perurunan suhu	$\Delta T_{H1} - T_{H2} - T_{H1}$	-82.6 oC
Laju alir fluida	Wh =	972.3099 kg/jam

<u>Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)</u>	Kapasitas panas	Cph =	39753.0154 j/kg.K
	Konduktifitas	kh =	6.4768E-01 W/m.K
	Densitas	ph =	973.6101 kg/m ³
	Viskositas	η_h =	3.8093E-04 Pa.s

Fluida Dingin :	<i>Medium Pendingin :</i>	<i>Cooling Water pada tekanan 1 atm</i>
	Alokasi	<i>Annulus Side</i>
Suhu masuk	Tc1 =	27 oC
Suhu keluar	Tc2 =	32 oC
Suhu rata-rata	Tc, avg = (Tc1 + Tc2) / 2 =	29.5 oC
Kenaikan suhu	$\Delta T_c = T_{c2} - T_{c1}$	5 oC

<u>Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)</u>	Kapasitas panas	Cpc =	4184.5914 j/kg.K
	Konduktifitas	kc =	0.6121 W/m.K
	Densitas	pc =	993.02774 kg/m ³
	Viskositas	η_c =	0.0008 Pa.s

Beban Panas

Dari perhitungan neraca panas, diperoleh :

$$Q = Q_h = Q_c = 3.3826E+02 \text{ MJ/jam} = 3.3826E+08 \text{ J/jam}$$

Laju Alir Medium Pendingin

$$W_c = Q_c / (C_{pc} \cdot \Delta T_c) = 1.6167E+04 \text{ kg/jam}$$

Mean Temperature Difference

* Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})} \right)} = 32.739249 \text{ oC}$$

* Parameter rasio suhu (R & S)

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = 16.52 \quad ; \quad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = 0.0552$$

Faktor koreksi untuk LMTD (Ft)

Untuk jenis HE, nilai R dan S tertentu, maka nilai Ft dapat diperoleh dari
tabel 18, 19, 20, 21, 22, dan 23 (Kern, 1950)

Diperoleh : $F_t = 0.98$

Mean Temperature Difference (MTD)

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 32.0845 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Overall Coefficient (Ud)

Untuk pendinginan bahan organik dengan pendingin air, kisaran nilai Ud
dapat diperoleh dari Table 12.1 (Coulson & Richardson, 1983)

Diperoleh : $U_d, \text{ min} = 250 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$
 $U_d, \text{ max} = 750 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$
Dipilih : $U_d = 250 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$

Luas Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 1.1714 \times 10^1 \text{ m}^2 = 126.090809 \text{ ft}^2$$

Perancangan Pipa

Spesifikasi Pipa Dalam

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Kern, 1950: hal 844) :

Nominal Pipe Size	NPS =	0.375 in
Schedule Number	Sch.N. =	40
Diameter luar	OD =	0.675 in
	=	0.017145 m
Diameter dalam	ID =	0.493 in
	=	0.0125222 m
Flow area	Af =	0.192 in ²
	=	0.0048768 m ²
Inside surface	Ais =	0.129 ft ² /ft
	=	0.03932586 m ² /m
Outside surface	Aos =	0.177 ft ² /ft
	=	0.05395874 m ² /m

Spesifikasi Pipa Luar

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Kern, 1950: hal 844) :

Nominal Pipe Size	NPS =	8 in
Schedule Number	Sch.N. =	40
Diameter luar	OD =	83625 in
	=	2124.075 m
Diameter dalam	ID =	7.981 in
	=	0.2027174 m
Flow area	Af =	50 in ²
	=	1.27 m ²
Inside surface	Ais =	2.09 ft ² /ft

	=	0.63713995 m ² /m
Outside surface	A _{os} =	2.258 ft ² /ft
	=	0.68835503 m ² /m
panjang Pipa	L _p =	20 ft
	=	6.0959998 m

Perhitungan Jumlah Hairpin

Luas permukaan perpindahan panas	As = L _p .A _{os} (inner pipe) =	0.32893248 m ²
Jumlah Hairpin	N _h = A / (2As) =	17.8064181
Dipilih :	N _h =	18

Koreksi A dan Ud Luas permukaan A_{d, kor} = N_h.(2As) = 11.8415694 m² = 127.461601 ft²

Overall Coefficient $U_{d, kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m} = 2.4731E+02 \text{ W/m}^2.K$

Perhitungan Koefisien Transfer Panas

Pipe Side Coefficient

Fluks massa aliran di pipa	G _p = W _h / A _f =	1.99E+05 kg/jam.m ²
Kecepatan linier aliran di pipa	u _p = G _p / ρ _h =	204.7786564 m/jam
	=	0.05688296 m/dtk
Bilangan Reynold	Re _p = ρ _h .u _p .ID / η _h =	1.8205E+03
Bilangan Prandtl	Pr _p = c _{ph} .η _h / k _h =	2.3381E+01

Persamaan umum untuk perancangan exchanger (persamaan Sieder and Tate) :

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 537})$$

Dimana : C = 0.021 (untuk gas)
 = 0.023 (untuk cairan encer)
 = 0.027 (untuk cairan kental)

$$\left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} = 1 \quad (\text{untuk gas dan cairan encer})$$

Sehingga dip: $Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14}$ Nusselt N_{up} = 26.40037707

Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar $h_i = N_{up}.k_h / ID = 1.3655E+03 \text{ W/m}^2.K$

$h_{io} = h_i.ID / OD = 9.9732E+02 \text{ W/m}^2.K$

Annulus Side Coefficient

Diameter ekuivalen $d_e = \frac{ID_{op}^2 - OD_{ip}^2}{ID_{op}} = 0.201267347 \text{ m}$

Luas tampang aliran	A _{fa} = 3.14/4 d _e ² =	0.031799208 m ²
Fluks massa aliran di annulus	G _a = W _c / A _{fa} =	508406.6967 kg/jam.m ²
Kecepatan linier aliran di annulus	u _a = G _a / ρ _c =	511.9763288 m/jam
	=	0.142215647 m/dtk

Persamaan untuk koefisien transfer panas akibat aliran air dapat menggunakan persamaan :

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02 T_{c,avg}) \frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 540})$$

sehingga diperoleh :

Koefisien transfer panas annulus side

$$h_o = 592.4534883 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

Clean Overall Coefficient (Uc)

$$U_c = h_{io} \cdot h_o / (h_{io} + h_o) = 371.6661209 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

Dirt Factor Minimum

dari Table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 216), diperoleh :

Koefisien Fouling Factor Organics Liquid

$$h_{id, \max} = 5000 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

$$\text{Sehingga : } R_{di} = 1 / h_{id, \max} = 0.0002 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

$$R_{dio} = R_{di} \cdot OD / ID = 0.000273834 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

Koefisien Fouling Factor Coolings Water

$$h_{od, \max} = 5000 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

$$R_{do} = 1 / h_{od, \max} = 0.000200 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

Minimum Dirt Factor

$$R_{d, \min} = R_{dio} + R_{do} = 0.000474 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

Dirt Factor Design

$$R_d = (U_c - U_{d, \text{kor}}) / (U_c \cdot U_{d, \text{kor}}) = 0.001353 \text{ m}^2\text{-K/W}$$

(Syarat : $R_d > R_{d, \min}$, terpenuhi)

Perhitungan Pressure Drop

Pipe Side Pressure Drop

Bilangan Reynold Inside Pipe

$$Re_p = 1820.532684$$

Faktor friksi Inside Pipe

$$J_f = 0.0035 + 0.264 / Re_p^{0.43} = 0.013964502$$

Pressure Drop

$$\Delta P_p = 8J_f \left(\frac{2N_h L_p}{ID_{ip}} \right) \frac{\rho_h u_p^2}{2} = 3083.910137 \text{ Pa}$$

$$= 0.447517068 \text{ Psi}$$

$$< 2 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 2 \text{ psi}$, terpenuhi)

Annulus Side Pressure Drop

Diameter ekuivalen untuk Pressure Drop

$$d_e = ID_{op} - OD_{ip} = 0.1855724 \text{ m}$$

Luasampang aliran

$$A_{fa} = 3.14/4 d_e^2 = 0.027033136 \text{ m}^2$$

Fluks massa aliran di annulus

$$G_a = W_c / A_{fa} = 598041.2442 \text{ kg/jam.m}^2$$

Kecepatan linier aliran di annulus

$$u_a = G_a / \rho_c = 602.2402196 \text{ m/jam}$$

$$= 0.16728895 \text{ m/dtk}$$

Bilangan Reynold Annulus Side

$$Re_a = 36702.8933$$

Faktor friksi Annulus Side

$$J_f = 0.0035 + 0.264 / Re_a^{0.43} = 0.00637596$$

$$\Delta P_t = N_{pt} \left(8J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) \right) + \Delta P_a = 8J_f \left(\frac{2N_h L_p}{d_e} \right) \frac{\rho_c u_a^2}{2} = 8.38E+02 \text{ Pa}$$

$$= 0.121630753 \text{ Psi}$$

$$< 10 \text{ psi}$$

(Syarat : $\Delta P < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)

ata Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K)

101

76.3000

C

349.3000 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ	$\mu \cdot x$
(CH3)2CO	-1.4918E+01	1.0234E+03	5.9610E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0002040	0.0000E+00
CH3)2CHOH	-8.2300E+00	2.2822E+03	-9.8495E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0005733	1.4496E-05
H2O	-5.1964E+01	3.6700E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0003759	3.6642E-04
H2O2	1.7532E+01	2.4680E+02	-4.4103E+00	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0005066	1.3963E-08
							3.8093E-04



BM, kg/kmol

Komponen	BM
H2O	18

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (C_p dlm J/kmol.K , T dlm K) 100
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	c_p
H2O	2.7637E+05	-2.0901E+03	8.1250E+00	-1.4116E-02	9.3701E-06	75322.6453

Data Persamaan konduktivitas thermal cairan (W/mK) 100
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	κ
H2O	-4.2670E-01	5.6900E-03	-8.0065E-06	1.8150E-09	0.0000E+00	0.6121

Data Persamaan Densitas cairan (ρ dlm kmol/m^3 , T dlm K) 105
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	ρ
H2O	5.4590E+00	3.0542E-01	6.4713E+02	8.1000E-02	0.0000E+00	55.1682

Data Persamaan Viskositas Cairan (μ dlm Pascal.sec, T dlm K) 101
29.5 C 302.5 K

Komponen	A	B	C	D	E	μ
H2O	-5.1964E+01	3.6706E+03	5.7331E+00	-5.3495E-29	1.0000E+01	0.0008

LAMPIRAN E UTILITAS



PERHITUNGAN UTILITAS

1. PENYEDIAAN AIR UNTUK PENDINGIN

air = 1 kg/lt = 1000 kg/m³

1. Kebutuhan Air Pendingin

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan (kg/jam)
1	Cooler	C-01	120081.8465
2	Cooler	C-02	43068.9038
3	Cooler	C-03	21391.4974
4	Cooler	C-04	16166.9302
5	Kondenser	CD-01	13542.2319
6	Kondenser	CD-02	2768.6015
7	Reaktor	R-01	103722.6482
	TOTAL		320742.6594

B. Menghitung Make Up Water (Wm)

Laju massa air masuk menara pendingin

$$W_c = 3.2074E+05 \text{ kg/jam}$$

Make up water

$$W_m = W_e + W_d + W_b \quad (\text{Perry's, equation 12-9})$$

- Menghitung jumlah air yang menguap (W_e)

$$W_e = 0.00085 \cdot W_c \cdot (T_{in} - T_{out})$$

$$= 7361.0440 \text{ kg/jam}$$

- Menghitung blowdown (W_b)

$$W_b = W_e / (\text{siklus} - 1) \quad (\text{Perry's, equation 12-2})$$

$$= 1840.2610 \text{ kg/jam}$$

siklus berkisar 3-5 putaran, dipilih 5 putaran

- Menghitung jumlah air terbawa aliran uap keluar tower (W_d)

$$W_d = 0.15\% \cdot W_c$$

$$= 481.1140 \text{ kg/jam}$$

drift loss mempunyai harga antara 0.1-0.2%·W_c
dipilih 0.15%

Sehingga jumlah air make up (W_m)

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$= 9682.4190 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan Total Air Untuk Pendingin

$$= \mathbf{9.6824E+03 \text{ kg/jam}}$$

PENYEDIAAN AIR UNTUK STEAM (SATURATED STEAM)

Kebutuhan Steam

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan (kg/jam)
1	Heater	H-01	889.9885
2	Heater	H-02	267.9478
3	Reboiler	RB-01	405.2333
4	Reboiler	RB-02	270.5038
5	Vaporizer	Vp-01	50.7228
TOTAL			1884.3962

Steam jenuh yang digunakan yang harus dihasilkan dari unit boiler pada temperature 180 C = 1884.3962 kg/jam

B. Menghitung besarnya air make up, blowdown dan air yang menguap

Jumlah air make up yang digunakan untuk menyediakan uap (steam) adalah sebesar 20%
 $M \text{ air make up} = 20\% \cdot (\text{steam1} + \text{steam2}) = 376.8792 \text{ kg/jam}$

Blowdown pada boiler adalah 15% dari kebutuhan air boiler
 $\text{Blowdown} = 15\% \cdot (\text{steam1} + \text{steam2}) = 282.6594 \text{ kg/jam}$

Air yang menguap adalah 5% dari kebutuhan air boiler
 $\text{Air yang menguap} = 5\% \cdot (\text{steam1} + \text{steam2}) = 94.2198 \text{ kg/jam}$

Kebutuhan Air Untuk Steam = 376.8792 kg/jam

3. PENYEDIAAN AIR DOMESTIK

A. Air Kantor

Jumlah karyawan	=	145	orang	
Kebutuhan air masing-masing orang diperkirakan	=	150	lt/hari	sularso(p.15)
Total kebutuhan air untuk karyawan	=	21750	kg/hari	
Diperkirakan kebutuhan air untuk :				
Bengkel	=	200	kg/hari	
Poliklinik	=	300	kg/hari	
Laboratorium	=	500	kg/hari	
Pemadam kebakaran	=	1000	kg/hari	
Keperluan kantin, musholla, kebun, dll.	=	1500	kg/hari	
Total kebutuhan air untuk kantor	=	3500	kg/hari	

B. Air Rumah Tangga

Pabrik merencanakan mendirikan mess sebanyak	=	5	rumah
Mess diperkirakan dihuni oleh orang sebanyak	=	10	orang
Kebutuhan air masing-masing orang diperkirakan	=	200	kg/hari

total kebutuhan air untuk rumah tangga	=	10000	kg/hari
total Kebutuhan Air Untuk Keperluan Domestik	=	35250	kg/hari
	=	1468.7500	kg/jam
kebutuhan air total secara kontinue	=	11528.0483	kg/jam
Diambil angka keamanan 10%	=	12680.8531	kg/jam



LAT PENGOLAHAN AIR

Bak Pengendap Awal (BU-01)

Tugas : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai.

alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

sumbu : Turbidity Raw Water = 850 ppm

kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah, $W = 12680.8531 \text{ kg/jam}$
Suspended Solid, $Ws = (850/10^6) * W = 10.7787 \text{ kg/jam}$
Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$
Over Design, $= 20 \%$
Kapasitas, $Q = 1.2 * (W+Ws) / \rho = 15.2300 \text{ m}^3/\text{jam}$

Dimensi

Waktu Tinggal air dalam bak agar diperoleh % Removal Turbidity yang optimum sekitar 4 - 24 jam

(Powell ST, hal 14)

Diambil : Waktu Tinggal $t = 12 \text{ jam}$

Volume Bak $V = Q * t = 182.7595 \text{ m}^3$

Dimensi Bak dirancang sebagai berikut :

Panjang = 4 X Tinggi

Lebar = 2 X Tinggi

$$V = P * L * T = 4T * 2T * T = 8 T^3$$

$$T = (V / 8)^{(1/3)}$$

Sehingga diperoleh : Tinggi = 2.8375 m

Lebar = 5.6749 m

Panjang = 11.3498 m

Untuk waktu tinggal 12 jam, % suspended solid yang terendapkan sekitar 50 % dari Initial Turbidity.

(Fig. 4. Powell ST, hal 14)

Sehingga Turbidity Raw Water setelah diendapkan = $850 * 50 \% = 425 \text{ ppm}$

Premix Tank (TU-01)

Tugas : Mencampur air dengan Tawas 5 % dan CaOH 5 %

Alat : Tangki Silinder berpengaduk

Jumlah Air yang harus diolah, $W = 12680.8531 \text{ kg/jam}$

Suspended Solid, $Ws = (382.5/10^6) * W = 5.3894 \text{ kg/jam}$

Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$

Viskositas, $\mu = 0.5 \text{ cP}$

Debit, $Q = 12.6862 \text{ m}^3/\text{jam}$

= 3351.7306 gal/jam

Kebutuhan Tawas (Alum) 5 %

- Turbidity Raw Water 425 ppm

- Dosis Alum untuk Koagulasi yang baik sekitar = 2.8 grain Alum/gal Raw Water

(Fig. 1. Powell ST, hal 27)

Jumlah Tawas, $Wt = 2.8 * Q * (1 \text{ lb}/7000 \text{ grain}) * (1 \text{ kg}/2.20462 \text{ lb}) = 0.6081 \text{ kg/jam}$

Jumlah Air sebagai Pelarut Tawas, $Wp = (100/5) * Wt = 12.1626 \text{ kg/jam}$

Jumlah Tawas 5 %, $Wtp = Wt + Wp = 12.7707 \text{ kg/jam}$

Kebutuhan CaOH 5 %

Asumsi : Jumlah CaOH yang dibutuhkan = Jumlah Tawas

Jumlah CaOH,	$W_c = W_t =$	0.6081 kg/jam
Jumlah Air sebagai CaOH,	$W_p = (100/5) * W_t =$	12.1626 kg/jam
Jumlah CaOH 5 %,	$W_{cp} = W_c + W_p =$	12.7707 kg/jam

Total Laju Alir Mass,	$W_{total} = W + W_s + W_{tp} + W_{cp} =$	12711.7838 kg/jam
Debit Total,	$Q_{total} =$	12.7118 m ³ /jam

Dimensi

Dirancang : Waktu Tinggal, t = 5 menit
Over Design = 20 %

$H = D$
 Volum Tangki $V = 1.2 * Q_{total} * t = 1.2712 \text{ m}^3$
 Diameter Tangki $D = (4 V / \pi)^{1/3} = 1.1743 \text{ m}$
 Tinggi Tangki $H = 1.1743 \text{ m}$

Perancangan Pengaduk

Dirancang :

- Jenis : **Marine Propeller dengan 4 Baffle dalam Tangki**

- Diameter Pengaduk	$D_a = 0.3 D =$	0.3523 m
- Lebar Pengaduk	$W = 0.2 D_a =$	0.0705 m
- Panjang Pengaduk	$L = 0.25 D_a =$	0.0881 m
- Posisi Pengaduk dari Dasar tangki	$C = 1/3 D =$	0.3914 m
- Lebar Baffle	$J = 1/12 D =$	0.0979 m

(Table 3.4-1. Geankoplis, hal 144)

- Putaran Pengaduk

$N = 420 \text{ rpm}$

(Fig. 10.57, Coulson and Richardson, hal 372)

Power Pengaduk

- Bilangan Reynold	$Re = D_a^2 * N * \rho / \mu =$	1.7375E+06
- Power Number	$N_p =$	5 (Fig. 3.4-4, Geankoplis, hal 145)
- Power Pengaduk	$P = N_p * \rho * N^3 * D_a^5 =$	189.9193 W
		= 0.2547 Hp

Power Motor

-Efisiensi Motor	$\eta_m =$	71 %	(Fig 4-2, Ullrich, hal 87)
- Power Motor	$P_m =$	0.3587 Hp	
Dipakai daya motor standard :		0.5 Hp	

Clarifier (CLU)

Tugas : Mengendapkan Flok-Flok yang terbentuk pada pencampuran air dengan tawas dan CaOH
 Alat : Circular Clarifiers

Kapasitas

Debit,	$Q =$	12.7118 m ³ /jam
Densitas,	$\rho =$	1000 kg/m ³
Viskositas,	$\mu =$	0.5 cP

Waktu Tinggal air di dalam clarifier umumnya dirancang antara 2 - 8 jam. Namun paling banyak waktu tinggal dirancang 4 jam.

(Powell ST. hal 47)

Dirancang :

Waktu tinggal	$t =$	4 jam
Over Design	$=$	20 %
Volum	$V = 1.2 * Q * t =$	61.0166 m ³

imensi

Kecepatan penjernihan air di dalam clarifier berkisar antara 1 - 1.3 m³/(m² jam).

(Table 19-8, Perry, hal 19-64)

Kecepatan maksimum air = 1 ft/mnt = 18.2880 m/jam

Untuk Circular Clarifier tersedia ukuran diameter antara 3 - 130 m. (Perry, hal 19-58)

Dirancang :

Kecepatan air melalui clarifier, u = 1.2 m/jam

Luas Tampang, A = 1.2 * Q / u = 12.7118 m²

Diameter, D = (4*A/π)^{0.5} = 4.0241 m

Tinggi Cairan, HL = Q * t / A = 4 m

Tinggi Clarifiers, HC = V / A = 4.8 m

Perancangan Pengaduk

Dirancang :

Jenis : Marine Propeller tanpa Baffle

Diameter Pengaduk Da = 0.4 D = 1.6096 m

Lebar Pengaduk W = 0.2 Da = 0.3219 m

Panjang Pengaduk L = 0.25 Da = 0.4024 m

Posisi Pengaduk dari Dasar tangki C = 1/3 D = 1.3414 m

Putaran Pengaduk N = 0.05 rpm

(Table 3.4-1. Geankoplis, hal 144)

Power Pengaduk

- Bilangan Reynold Re = Da² * N * ρ / μ = 4318.2281

- Power Number Np = 5 (Fig. 3.4-4, Geankoplis, hal 145)

- Power Pengaduk P = Np * ρ * N³ * Da⁵ = 45.0226 W

= 0.0604 Hp

Power Motor

-Efisiensi Motor εm = 71 %

(Fig 4-2, Ullrich, hal 87)

- Power Motor Pm = 0.0850 Hp

Dipakai daya motor standard : 0.5 Hp

Sand Filter (FU)

Tugas : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di dalam clarifier.

Alat : 2 buah kolom dengan saringan pasir

Kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah, W = 12680.8531 kg/jam

Densitas, ρ = 1000 kg/m³

Over Design = 20 %

Kapasitas, Q = 1.2 * W / ρ = 15.2170 m³/jam

Filter di regenerasi (backwashing) setiap 24 jam sekali, dimana jika 1 buah kolom di regenerasi, maka secara otomatis yang 1 lagi beroperasi.

- Kecepatan Filtrasi yang umum 2 gal/mnt. ft².

(Powell ST, hal 77)

- Kecepatan Filtrasi maksimum 3 gal/mnt.ft²

- Tinggi tumpukan pasir : 18 - 30 in

- Waktu tinggal air dalam sand filter = 20-60 menit

(Powell ST, hal 59)

Dirancang :

kecepatan Filtrasi	$uf =$	$2 \text{ gal/mnt.ft}^2 =$	$4.8889 \text{ m}^3/\text{jam.m}^2$
tinggi tumpukan pasir	$hb =$	$25 \text{ in} =$	0.6350 m
Waktu Tinggal	$t =$	$45 \text{ mnt} =$	0.7500 jam

Luas Tampang Kolom	$A = Q / uf =$	3.1125 m^2
Diameter	$D = (4 A / \pi)^{0.5} =$	1.9912 m
tinggi tumpukan pasir total	$ht = uf * t =$	3.6667 m

Jumlah tumpukan	$N = ht / hb =$	5.7743
Dipakai 6 buah tumpukan.		

Carbon Filter (CFU)

Tugas : Mengurangi kadar Cl_2 dalam air yang dapat merusak resin, menghilangkan bau dan warna dan menghilangkan zat-zat organik.

Dipakai kecepatan filtrasi 3 gpm/ft^2 (Clark, 1977)

Kapasitas alat (V) = $15.2170 \text{ m}^3/\text{j}$
 66.9987 gpm

Luas area filter = (V/3) = 22.3329 ft^2 2.1701 m^2
Diameter = (area. (4)/3,14)^{0.5} . 0,3048 = 1.6257 m

Penentuan tinggi filter:

beban filtrasi dipakai 10 gpm/ m^3 volume tumpukan (Clark, 1977)

Volume alat digunakan (VT) = V/10 = 6.6999 m^3

Tinggi bed carbon = (VT/area) = 3.0874 m

Dipakai tinggi kolom = tinggi bed+ 1 m = 4.0874 m

Perhitungan tebal kolom

Tebal dinding shell (Coulson and Richardson, 1989)

Tekanan design (Pd) (over design 10 %) = $2 \text{ atm} \times 1,1 \times 0.1013 \text{ N/mm}^2 = 0.2229$

Suhu Design (over design 50 F) = $303 + 50/1,8 = 330.7778$

$e =$ joint efisiensi untuk double welded spot radiography (tabel 13.3 Coulson, 1989) = 0,85

Design stress (f) untuk Carbonsteel SA 283 Grade C pada 330,78K = 160 N/mm^2

(Coulson, 1989)

Diameter dalam shell (Di) = 1625.7466 mm

tebal shell = (Pd. Di) / (2.ef - Pd) + 4 mm = 5.3331 mm

Dipakai tebal shell standard 4/16 inchi atau 6.3500 mm

Bak Penampung Sementara (BU-05)

Tugas : Menampung sementara air untuk keperluan domestik

Alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah,	$W =$	1468.7500 kg/jam
Densitas,	$\rho =$	1000 kg/m^3
Over Design	$=$	20%
Kapasitas,	$Q = 1.2 * W / \rho =$	$1.7625 \text{ m}^3/\text{jam}$

Dimensi

Diambil : Waktu Tinggal	$t =$	5 jam
Volume Bak	$V = Q * t =$	8.8125 m^3
Dimensi Bak dirancang sebagai berikut :	Panjang =	4 X Tinggi

Lebar = 4 X Tinggi

$$V = P * L * T = 4T * 4T * T = 16 T^3$$

$$T = (V / 16)^{(1/3)}$$

ehingga diperoleh :
Tinggi = 0.8197 m
Lebar = 3.2788 m
Panjang = 3.2788 m

Langkah Klorinator (TU-02)

Tugas : Mencampur Klorin dalam bentuk Kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga.

alat : Tangki silinder berpengaduk

Dimensi

Jumlah air untuk kebutuhan umum

Densitas,

Viskositas,

Over Design

Debit,

Waktu Tinggal

Volum Tangki

Dirancang :

$$\text{shg, } V = \pi/4 * D^2 * H = \pi/4 * D^2 * 1.5D$$

$$V = 1.5 * \pi/4 * D^3$$

$$D = (4V / 1.5\pi)^{(1/3)}$$

Diperoleh :

Diameter D = 0.7206 m

Tinggi H = 1.0809 m

Kebutuhan Kaporit

Digunakan kaporit dengan kadar Klor aktif =

Air ditambahkan Kaporit sampai kadar =

Kebutuhan Kaporit $W_k = 7.5 / 10^6 * W = 0.0110 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned} W &= 1468.7500 \text{ kg/jam} \\ \rho &= 1000 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 0.5 \text{ cP} \\ &= 20 \% \\ Q &= 1.2 * W / \rho = 1.7625 \text{ m}^3/\text{jam} \\ t &= 15 \text{ mnt} \\ V &= Q * t = 0.4406 \text{ m}^3 \\ H &= 1.5 D \end{aligned}$$

(Supranto, hal 2)

Perancangan Pengaduk

Dirancang :

- Jenis : **Marine Propeller 4 Baffle dalam Tangki**

- Diameter Pengaduk $Da = 0.4 D = 0.2882 \text{ m}$

- Lebar Pengaduk $W = 0.2 Da = 0.0576 \text{ m}$

- Panjang Pengaduk $L = 0.25 Da = 0.0721 \text{ m}$

- Posisi Pengaduk dari Dasar tangki $C = 1/3 D = 0.2402 \text{ m}$

- Lebar Baffle $J = 1/12 D = 0.6250 \text{ m}$

- Putaran Pengaduk $N = 420 \text{ rpm}$

(Table 3.4-1. Geankoplis, hal 144)

Power Pengaduk

- Bilangan Reynold $Re = Da^2 * N * \rho / \mu = 1.1632E+06$

- Power Number $Np = 5$ (Fig. 3.4-4, Geankoplis, hal 145)

- Power Pengaduk $P = Np * \rho * N^3 * Da^5 = 69.6437 \text{ W}$
 $= 0.0934 \text{ Hp}$

Power Motor

-Efisiensi Motor $\epsilon_m = 71 \%$

- Power Motor $P_m = 0.13154059 \text{ Hp}$

(Fig 4-2, Ullrich, hal 87)

Dipakai daya motor standard : 0.5 Hp

Tipe dan Spesifikasi Tank Penampung Sementara (BU-06)

Tugas : Menampung sementara air pendingin yang disirkulasi sebelum direcovery di cooling tower
 Alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah, $W = 3.2074E+05 \text{ kg/jam}$
 Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$
 Over Design = 20 %
 Kapasitas, $Q = 1.2 * W / \rho = 384.8912 \text{ m}^3/\text{jam}$

Dimensi

Ditambil : Waktu Tinggal $t = 0.5 \text{ jam}$
 Volume Bak $V = Q * t = 192.4456 \text{ m}^3$
 Dimensi Bak dirancang sebagai berikut :
 Panjang = 4 X Tinggi
 Lebar = 4 X Tinggi

$$V = P * L * T = 4T * 4T * T = 16 T^3$$

$$T = (V / 16)^{(1/3)}$$

Sehingga diperoleh :
 Tinggi = 2.2912 m
 Lebar = 9.1648 m
 Panjang = 9.1648 m

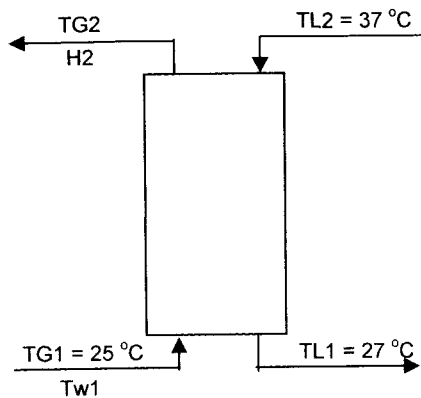
Cooling Tower (CTU)

Tugas : Me-Recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 42 °C menjadi 32 °C
 Alat : Induced Draft Cooling Tower dengan Bahan Isian Berl Saddle 1 in

Kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah, $W = 3.2074E+05 \text{ kg/jam}$
 Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$
 Over Design = 20 %
 Kapasitas, $Q = 1.2 * W / \rho = 384.8912 \text{ m}^3/\text{jam}$

Suhu rata-rata air yang akan didinginkan $TL2 = 37 \text{ }^\circ\text{C} = 98.6 \text{ }^\circ\text{F}$
 Suhu akhir yang diinginkan $TL1 = 27 \text{ }^\circ\text{C} = 80.6 \text{ }^\circ\text{F}$
 Kapasitas Panas pada suhu rata2 $CpL = 4183.0679 \text{ J/kg.}^\circ\text{C}$
 Laju alir cairan pada kapasitas terpasang $L = Q * \rho = 3.8489E+05 \text{ kg/jam} = 106.9142 \text{ kg/dtk}$



Pada Perancangan Cooling Tower biasanya (TL1 - Tw1) berkisar antara (2.5 - 5) °C

Dipakai udara dengan suhu wet bulb (Tw) :

Tw 1 = 25 °C
 = 77 °F

kebutuhan Minimum Udara

eraca Panas

$$L * CpL * (TL2 - TL1) = Gmin * (HG2' - HG1)$$

ada kondisi udara minimum maka $Tw2' = TL2 = 37 \text{ }^\circ\text{C} = 98.6 \text{ }^\circ\text{F}$

dari Tabel 17.2 Kern (hal 585) diperoleh :

d Tw1 =	77 °F ;	HG1 =	39.1 Btu/lb =	90946.8493 J/kg
d Tw1' =	80.6 °F ;	HG1' =	44.1 Btu/lb =	1.0258E+05 J/kg
d Tw2' =	98.6 °F ;	HG2' =	72.7 Btu/lb =	1.6910E+05 J/kg

sehingga diperoleh : $Gmin = 2.0601E+05 \text{ kg/jam}$

Dirancang : $G = 1.2 Gmin = 2.4721E+05 \text{ kg/jam} = 68.6691 \text{ kg/dtk}$

luas Penampang Kolom

kisaran : - Laju Alir Air, ul = 0.7 - 3.5 kg/m².dtk
- Laju Alir Udara, ug = 1.6 - 2.8 kg/m².dtk

(Treybal, hal 259-261)

Dirancang :
- Laju Alir Udara, ug = 2 kg/m².dtk

sehingga, $A = G / ug = 34.3346 \text{ m}^2$

Cek Laju Alir Air $ul = L / A = 3.1139 \text{ kg/m}^2.\text{dtk}$ (masih sesuai kisaran)

Diameter Kolom $D = (4 A / \pi)^{0.5} = 6.6135 \text{ m}$

Persamaan Garis Operasi

$$L * CpL * (TL2 - TL1) = G * (HG2 - HG1)$$

$$HG2 = HG1 + (L / G) * CpL * (TL2 - TL1)$$

Sehingga diperoleh, $HG2 = 1.5608E+05 \text{ J/kg.oC}$

Number of Diffusion Unit

$$(HG' - HG) = \frac{(HG2' - HG2) - (HG1' - HG1)}{Ln \frac{(HG2' - HG2)}{(HG1' - HG1)}}$$

$(HG' - HG) = 12314.6565 \text{ J/kg} = 5.2943 \text{ Btu/lb}$

$$nd = \frac{\Delta T}{(HG' - HG)}$$

$nd = 3.3999$

Tinggi Kolom

dari Table 17.5 (Kern, hal 600)

untuk Berl saddle 1 in dan $L = 1.1210E+04 \text{ kg/jam.m}^2 = 2295.990861 \text{ lb/hr.ft}^2$
 $G = 7200 \text{ kg/jam.m}^2 = 1474.674386 \text{ lb/hr.ft}^2$

diperoleh : $C1 = 12.7$
 $\gamma = 0.69$

$Kxa = C1 * G * \gamma = 1950.7610 \text{ lb/hr.ft}^3$

$Z = nd * L / Kxa = 4.0015 \text{ ft}$
 $= 1.2197 \text{ m}$

dan pada Puncak Kolom

Jianggap: Percent of Standard Performance = 100 %

Jari Fig. 12-15 (Perry, hal 12-16) diperoleh :

Power Fan, $P = 14.7830 \text{ Hp}$

0.04 Hp/ft^2

Power Motor

Jianggap : Efisiensi Motor, $\epsilon_m = 80 \%$

Power Motor, $P_m = 18.4787 \text{ Hp}$

Dipakai power motor standar : 20 Hp

Kation Exchanger (KEU)

Tugas : Menurunkan kesadahan air umpan boiler

Alat : Down Flow Cation Exchanger

Resin : Natural Greensand Zeolit

Kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah,

$W = 376.8792 \text{ kg/jam}$

Densitas,

$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$

Over Design

$= 20 \%$

Kapasitas,

$Q = 1.2 * W / \rho = 0.4523 \text{ m}^3/\text{jam}$

Perancangan Waktu Siklus Kation Exchanger

Waktu operasi $t_o = 16 \text{ jam}$

Waktu pencucian $t_w = 4 \text{ jam}$

Waktu regenerasi $t_r = 4 \text{ jam}$

Waktu siklus $t_c = 24 \text{ jam}$

Kisaran Laju Air melalui Bed Zeolit : 3 - 4 gpm/ft²

(Powell ST, hal 171)

Dirancang :

Kecepatan Air, $u_l = 3 \text{ gpm/ft}^2 = 7.3334 \text{ m}^3/\text{jam.m}^2$

Luas Tampang Kolom, $A = Q / u_l = 0.0617 \text{ m}^2$

Diameter, $D = (4 A / \pi)^{0.5} = 0.2803 \text{ m}$

- Setelah proses pelunakan awal di BU-01, kesadahan air biasanya berkisar 50 - 70 ppm

(Powell ST, hal 90)

- Kapasitas Natural Green Sand Zeolit = 2800 grain hardness / ft³

(Powell ST, hal 170)

Diperkirakan :

Kesadahan Air sebelum lewat KEU = 70 ppm

Kesadahan Air setelah lewat KEU = 0 ppm

Kesadahan yang dihilangkan selama Waktu Operasi = $0.422104741 \text{ kg} = 6514.0639 \text{ grain}$

Jumlah Bed Zeolit, $V = (\text{Kesadahan Air yang dihilangkan}) / (\text{Kapasitas Zeolit})$	=	2.3265 ft ³
	=	0.0659 m ³
Tinggi Bed Zeolit	=	1.0682 m
Tinggi Cairan di atas Bed	=	0.25 m
Tinggi Cairan di bawah Bed	=	0.25 m
Tinggi Kolom	=	1.5682 m

Kebutuhan NaCl untuk Regenerasi

Efisiensi Regenerasi	=	0.5 lb/1000 grain Hardness	(Powell ST, hal 152)
Jumlah NaCl	=	3.2570 lb/waktu siklus	
	=	1.4774 kg/waktu siklus	

Anion Exchanger (AEU)

Tugas : Menghilangkan Anion dari air keluaran kation exchanger
 Alat : Down Flow Anion Exchanger
 Resin : Weakly Basic Anion Exchanger

Kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah,	W =	376.8792 kg/jam
Densitas,	$\rho =$	1000 kg/m ³
Over Design	=	20 %
Kapasitas,	$Q = 1.2 * W / \rho =$	0.4523 m ³ /jam

Perancangan Waktu Siklus Anion Exchanger

Waktu operasi	to =	22.5 jam
Waktu pencucian	tw =	0.5 jam
Waktu regenerasi	tr =	1 jam
Waktu siklus	tc =	24 jam

Karakteristik Strongly Basic Anion Exchanger (Table 6, Powell ST, hal 176)

- Kapasitas = 9000 - 13000 grain / ft³
- Kecepatan Aliran Air = 5 - 7.5 gpm/ft²
- Kebutuhan Regenerasi dengan NaOH = 12 lb/ft³

Dirancang :

Kecepatan Air, $ul =$	5 gpm/ft ² =	12.2224 m ³ /jam.m ²
Luas Tampang Kolom, $A = Q / ul =$		0.0370 m ²
Diameter, $D = (4 A / \pi)^{0.5} =$		0.2171 m

- Setelah proses pelunakan awal di BU-01, kesadahan air biasanya berkisar 50 - 70 ppm

(Powell ST, hal 90)

Dipakai Kapasitas Resin = 10000 grain/ft³

Diperkirakan :

Total Anion sebelum lewat AEU	=	70 ppm
Total Anion setelah lewat AEU	=	0 ppm
Total Anion yang dihilangkan selama Waktu Operasi =	0.5936 kg =	9160.4023 grain
Volum Bed Resin, $V = (\text{Kesadahan Air yang dihilangkan}) / (\text{Kapasitas Resin})$	=	0.9160 ft ³
	=	0.0259 m ³

Tinggi Bed Zeolit	=	0.7010 m
Tinggi Cairan di atas Bed	=	0.25 m
Tinggi Cairan di bawah Bed	=	0.25 m
Tinggi Kolom	=	1.2010 m

Kebutuhan NaOH untuk Regenerasi

Efisiensi Regenerasi	=	12 lb/ft ³	(Powell ST, hal 152)
----------------------	---	-----------------------	----------------------

Jumlah NaOH = 10.9925 lb/waktu siklus
 = 4.9861 kg/waktu siklus

Deaerator (DAU)

Tugas : Menghilangkan Kandungan Gas dalam Air terutama O₂, CO₂, NH₃, dan H₂S
 Alat : Cold Water Vacuum Deaerator

Kecepatan

Jumlah Air yang harus diolah, W = 376.8792 kg/jam
 Densitas, ρ = 1000 kg/m³
 Over Design = 20 %
 Debit, Q = 1.2 * W / ρ = 0.4523 m³/jam
 Waktu Tinggal, t = 2 jam

Kondisi Operasi

Residual Oksigen = 0.12 mL / L
 Suhu = 35 °C
 Jari Fig. 19. (Powell ST, hal 236) diperoleh :
 Tekanan Absolute = 45 mm Hg
 Dirancang :
 Kecepatan Air ul = 1 gpm/ft³ = 2.4445 m³/jam.m²
 Waktu Tinggal t = 2 jam
 Luas Tampang Kolom, A = Q / ul = 0.1850 m²
 Diameter D = (4 A / π)^{0.5} = 0.4855 m
 Volum Packing V = Q * t = 0.9045 m³
 Tinggi Packing Z = V / A = 4.8889 m
 Tinggi Ruang Kosong di atas Packing = 0.25 m
 Tinggi Ruang Kosong di bawah Packing = 0.25 m
 Tinggi Kolom Total = 5.3889 m

(Powell ST, hal 238)

Boiler Feed Water Tank (TU-03)

Tugas : Mencampur Kondensat Sirkulasi dan Make-Up Air Umpan Boiler sebelum diumpankan
 dibangkitkan sebagai steam dalam Boiler.
 Alat : Tangki Silinder Tegak

Dimensi

Jumlah Air yang harus diolah, W = 1884.3962 kg/jam
 Densitas, ρ = 1000 kg/m³
 Over Design = 20 %
 Debit, Q = 1.2 * W / ρ = 2.2613 m³/jam
 Waktu Tinggal t = 15 mnt
 Volum Tangki V = Q * t = 0.5653 m³
 Dirancang : H = 1.5 D

shg, $V = \pi/4 * D^2 * H = \pi/4 * D^2 * 1.5D$
 $V = 1.5 * \pi/4 * D^3$
 $D = (4 V / 1.5 \pi)^{(1/3)}$

Diperoleh :
 Diameter D = 0.7830 m
 Tinggi H = 1.1745 m

Boiler (BLU)

Tugas : Membuat Steam Jenuh pada Tekanan 9.9 atm

at : Water Tube Boiler

apasitas

Jumlah Air yang harus diolah, $W = 1884.3962 \text{ kg/jam}$
densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$
Over Design = 20 %
apasitas, $m = 1.2 * W = 2261.2754 \text{ kg/jam}$

ondisi Operasi

tekanan $P = 9.9 \text{ atm}$
Suhu Air Umpan Boiler $T_1 = 32 \text{ }^\circ\text{C}$
Suhu Steam Jenuh $T_2 = 180 \text{ }^\circ\text{C}$
Suhu rata-rata $T_{avg} = 1/2 (T_1 + T_2) = 106 \text{ }^\circ\text{C}$

Sifat Fisis

Kapasitas Panas Air pd suhu rata2 $CpL = 4231.2141 \text{ J/kg.}^\circ\text{C}$
Panas Penguapan pada suhu T_2 $\lambda = 2.0207\text{E}+06 \text{ J/kg}$

Beban Panas Boiler

- Panas Sensible Air dari T_1 sampai T_2
 $Q_1 = m * CpL * (T_2 - T_1) = 1.4161\text{E}+09 \text{ J/jam}$
- Panas Latent pada T_2
 $Q_2 = m * \lambda = 4.5695\text{E}+09 \text{ J/jam}$
- Panas Total
 $Q = Q_1 + Q_2 = 5.9855\text{E}+09 \text{ J/jam}$

Bahan Bakar

Panas yang dibutuhkan diperoleh dari pembakaran Gas Alam
Lower Net Heating Value (LHV) = 22.4073 Mj/kg
Efisiensi Pembakaran, 70 - 80 %
Ambil : Efisiensi 80 %

Kebutuhan Bahan bakar

Jumlah Minyak yang dibutuhkan
 $W_m = Q / (\text{Efisiensi}) * (\text{Heating Value}) = 166.9521 \text{ kg/jam}$

Luas Permukaan PP

Fluks Panas Maksimum $(Q/A)_{max} = 20000 \text{ Btu/jam.ft}^2$
Diambil : Fluks Panas $(Q/A) = 15000 \text{ Btu/jam.ft}^2$
 $= 1.7035\text{E}+08 \text{ J/jam.m}^2$
 $= 47319.0502 \text{ W/m}^2$
Luas PP $A = Q / (Q/A) = 35.1369 \text{ m}^2$

(Kern, hal 459)

Spesifikasi Tube

OD 2 in ID 1.834 in
BWG 14 L 20 ft
Luas PP 1 buat Tube, $As_1 = 4/\pi OD^2 * L = 0.0200 \text{ m}^2$
Jumlah Tube $N_t = A / As_1 = 1753.3159$
Dipakai Jumlah Tube = 1754 buah tube

Blower (BWU)

Tugas : Mengalirkan udara segar ke dalam Boiler (BLU)

at : Centrifugal Blower

Kebutuhan Udara

Menurut Nelson (Fig. 18.10), kebutuhan udara untuk pembakaran minyak bakar sekitar 20 lb/lb fuel dengan overdesign 25 %.

Jumlah gas yang dibakar

$$W_m = 166.9521 \text{ kg/jam}$$

Jumlah udara pembakaran

$$W_u = 20 * W_m = 3339.042041 \text{ kg/jam}$$

Over design

$$= 10 \%$$

Kapasitas Blower

$$W_b = 1.1 * W_u = 3672.9462 \text{ kg/jam} =$$

$$134.9575 \text{ lb/min}$$

Maximum Compression Ratio untuk Centrifugal Blower sekitar 1.4.

(Ullrich, hal 120)

Dirancang:

Compression Ratio

$$R_c = P_2/P_1 = 1.1$$

tekanan Tekanan Inlet

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

Temperatur Suhu Inlet

$$T_1 = 35 \text{ oC} = 308 \text{ K}$$

Data-data Termodinamika

$$BM \text{ udara} = 28.84 \text{ kg/kmol}$$

$$\gamma = C_p / C_v = 1.4$$

Head Blower (W)

$$W = \frac{1545}{BM} \left[\frac{\gamma}{\gamma - 1} T_1 (R_c^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1) \right]$$

(Wahyudi, hal 130)

$$\text{Head} = W = 1563.2702 \text{ ft-lbf/lbm}$$

Gas Horse Power

$$GHP = \frac{W_b (\text{lb / min}) * \text{Head}}{33000 * \epsilon_b}$$

(Wahyudi, hal 130)

Efisiensi Blower berkisar antara 70 - 80 %.

(Ullrich, hal 120)

Diambil :

$$\epsilon_b = 80 \%$$

$$GHP = 7.9915 \text{ Hp}$$

Power Motor

Dianggap : Efisiensi Motor, $\epsilon_m =$

$$98 \%$$

Power Motor,

$$P_m = 8.1546 \text{ Hp}$$

Dipakai power motor standar :

$$8.5 \text{ Hp}$$

Tangki Larutan NaCL

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan H₂SO₄ untuk regenerasi ion exchanger

Konsentrasi larutan jenuh NaCL pada suhu kamar = 2%

$$\text{Kebutuhan larutan NaCL 2 \%} = 1063.70 \text{ kg/bulan}$$

$$\text{Density larutan NaCL 2 \% pada 35 C} = 1000.163958 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume larutan selama satu periode, VL} = 1.06 \text{ m}^3$$

Tangki dirancang untuk satu kali regenerasi (over design 20 %)

$$V_{\text{tangki}} = 1.28 \text{ m}^3$$

Tangki berbentuk silinder tegak, dengan H/D = 2

$$V_{\text{tangki}} = 0.25 \cdot \pi \cdot D^2 \cdot (2D)$$

$$D = 0.93 \text{ m}$$

$$H = 1.87 \text{ m}$$

tingki Larutan NaOH

ugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi ion exchanger

onsentrasi larutan jenuh NaOH pada suhu kamar = 10%
Kebutuhan larutan NaOH 10 % = 3590.00 kg/bulan
Density larutan NaOH 10 % pada 35 C = 2130 kg/m³
Volume larutan selama satu periode, VL = 1.69 m³

angki dirancang untuk satu kali regenerasi (over design 20 %)

$$V_{\text{tangki}} = 2.02 \text{ m}^3$$

angki berbentuk silinder tegak, dengan H/D = 2

tangki = $0.25 \cdot p \cdot D^2 \cdot (2D)$

$$D = 1.09 \text{ m}$$

$$H = 2.18 \text{ m}$$



Bak Penampung Sementara (BU-02)

Tugas : Menampung Sementara Raw Water yang telah dihilangkan suspended solid-nya.

Alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah, $W = 12680.8531 \text{ kg/jam}$
Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$
Over Design = 20 %
Kapasitas, $Q = 1.2 * W / \rho = 15.2170 \text{ m}^3/\text{jam}$

Dimensi

Diambil : Waktu Tinggal

Volume Bak

Dimensi Bak dirancang sebagai berikut :

$$t = 0.5 \text{ jam}$$
$$V = Q * t = 7.6085 \text{ m}^3$$
$$V = P * L * T = 4T * 4T * T = 16 T^3$$
$$T = (V / 16)^{(1/3)}$$

Panjang = 4 X Tinggi
Lebar = 4 X Tinggi

Sehingga diperoleh :
Tinggi = 0.7805 m
Lebar = 3.1221 m
Panjang = 3.1221 m

Bak Penampung Sementara (BU-03)

Tugas : Menampung Sementara Raw Water setelah disaring di sand filter.

Alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah, $W = 12680.8531 \text{ kg/jam}$
Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$
Over Design = 20 %
Kapasitas, $Q = 1.2 * W / \rho = 15.2170 \text{ m}^3/\text{jam}$

Dimensi

Diambil : Waktu Tinggal

Volume Bak

Dimensi Bak dirancang sebagai berikut :

$$t = 0.5 \text{ jam}$$
$$V = Q * t = 7.6085 \text{ m}^3$$
$$V = P * L * T = 4T * 4T * T = 16 T^3$$
$$T = (V / 16)^{(1/3)}$$

Panjang = 4 X Tinggi
Lebar = 4 X Tinggi

Sehingga diperoleh :
Tinggi = 0.7805 m
Lebar = 3.1221 m
Panjang = 3.1221 m

Bak Penampung Sementara (BU-04)

Tugas : Menampung Sementara Raw Water setelah disaring di carbon filter.

Alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah, $W = 12680.8531 \text{ kg/jam}$

Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$
 Over Design = 20 %
 Kapasitas, $Q = 1.2 * W / \rho = 15.2170 \text{ m}^3/\text{jam}$

Dimensi

Diambil : Waktu Tinggal $t = 0.5 \text{ jam}$
 Volume Bak $V = Q * t = 7.6085 \text{ m}^3$
 Dimensi Bak dirancang sebagai berikut : Panjang = 4 X Tinggi
 Lebar = 4 X Tinggi

$$V = P * L * T = 4T * 4T * T = 16 T^3$$

$$T = (V / 16)^{(1/3)}$$

Sehingga diperoleh : Tinggi = 0.7805 m
 Lebar = 3.1221 m
 Panjang = 3.1221 m

Bak Air Pendingin (BU-07)

Tugas : Menampung Sementara air pendingin sebelum digunakan di pabrik
 Alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas

Jumlah Air yang harus diolah, $W = 320742.6594 \text{ kg/jam}$
 Densitas, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$
 Over Design = 20 %
 Kapasitas, $Q = 1.2 * W / \rho = 384.8911913 \text{ m}^3/\text{jam}$

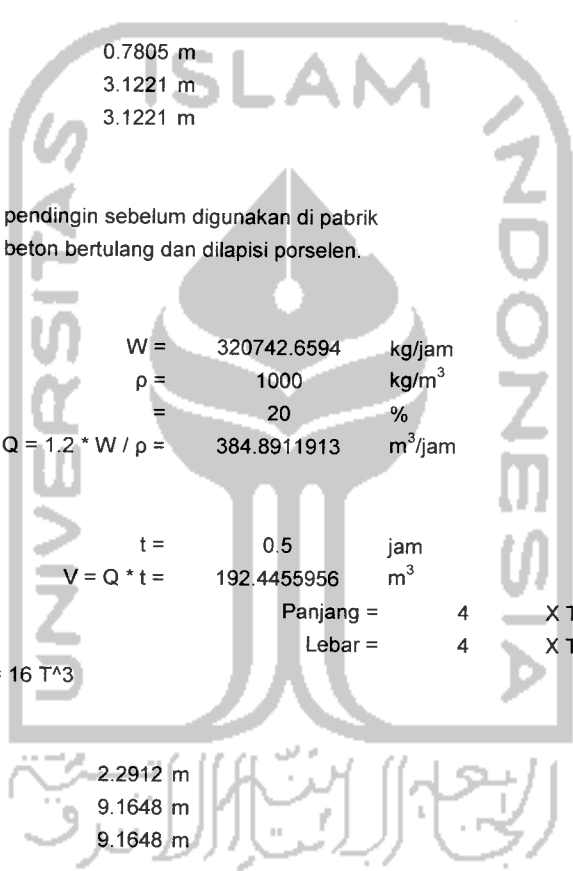
Dimensi

Diambil : Waktu Tinggal $t = 0.5 \text{ jam}$
 Volume Bak $V = Q * t = 192.4455956 \text{ m}^3$
 Dimensi Bak dirancang sebagai berikut : Panjang = 4 X Tinggi
 Lebar = 4 X Tinggi

$$V = P * L * T = 4T * 4T * T = 16 T^3$$

$$T = (V / 16)^{(1/3)}$$

Sehingga diperoleh : Tinggi = 2.2912 m
 Lebar = 9.1648 m
 Panjang = 9.1648 m



PENGADAAN UDARA TEKAN

Alat-alat Pengadaan Udara Tekan

Kompresor (KU)

Gas : Menyediakan Udara Tekan 4 atm untuk keperluan alat instrumentasi dan kontrol
Tipe : Single Stage Centrifugal Compressor

Kapasitas

Jumlah kebutuhan udara tekan
Flow design
Kapasitas Kompresor

$$W_u = 20 * W_m = 500 \text{ kg/jam}$$
$$= 25 \%$$
$$W_b = 1.25 * W_u = 625 \text{ kg/jam} = 22.9647917 \text{ lb/min}$$

Compression Ratio
Tekanan Inlet
Suhu Inlet

$$R_c = P_2/P_1 = 4$$
$$P_1 = 1 \text{ atm}$$
$$T_1 = 35 \text{ oC} = 308 \text{ K}$$

Data Termodinamika

$$BM \text{ udara} = 28.84 \text{ kg/kmol}$$
$$\gamma = C_p / C_v = 1.4$$

Head Blower (W)

$$W = \frac{1545}{BM} \left[\frac{\gamma}{\gamma - 1} T_1 (R_c^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} - 1) \right]$$

(Wahyudi, hal 130)

$$\text{Head} = W = 27521.196 \text{ ft-lbf/lbm}$$

Gas Horse Power

$$GHP = \frac{W_b (\text{lb/min}) * \text{Head}}{33000 * \epsilon_b}$$

(Wahyudi, hal 130)

Efisiensi Kompresor berkisar antara 70 - 80 %.

Diambil : $\epsilon_b = 75 \%$

$$GHP = 25.5361023 \text{ Hp}$$

(Ullrich, hal 120)

Power Motor

Dianggap : Efisiensi Motor, $\epsilon_m = 80 \%$
Power Motor, $P_m = 31.9201279 \text{ Hp}$
Dipakai power motor standar : 32 Hp

PENGADAAN BAHAN BAKAR

alat-alat Pengadaan Bahan Bakar

Tangki Bahan Bakar (TU-04)

ugas : Menyimpan kebutuhan bahan bakar Boiler (BLU) untuk kebutuhan 14 hari dan bahan bakar Generator (GU) yang harus selalu ada untuk kebutuhan mendadak selama 2 hari

lat : Tangki Silinder dengan Conical Roof dan Flat Bottomed

apasitas

Kebutuhan bahan bakar Boiler
Kebutuhan selama 14 hari

$$W1 = 166.952102 \text{ kg/jam}$$
$$m1 = 56095.9063 \text{ kg}$$

Kebutuhan bahan bakar Generator
Kebutuhan selama 2 hari

$$W2 = 214.215903 \text{ kg/jam}$$
$$m2 = 10282.3633 \text{ kg}$$

Persediaan bahan bakar dalam Tangki

$$m = 66378.2696 \text{ kg}$$

Berat Jenis

$$\rho = 195 \text{ kg/m}^3$$

Volume bahan bakar

$$V = m / \rho = 340.401383 \text{ m}^3$$

Over Design

$$= 20 \%$$

Volum Tangki

$$Vt = 1.2 * V = 408.481659 \text{ m}^3$$

Dimensi

Dirancang :

$$D / H = 8/3$$

$$Vt = \pi/4 * D^2 * H = \pi/4 * D^2 * (3/8 D) = 3/32 \pi * D^3$$

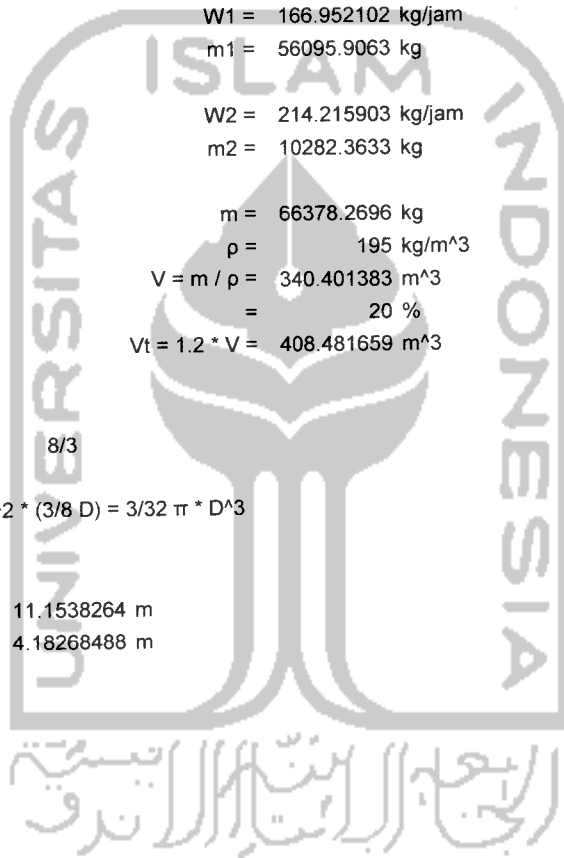
$$D = (32 Vt / 3 \pi)^{1/3}$$

Diameter Tangki

$$D = 11.1538264 \text{ m}$$

Tinggi Tangki

$$H = 4.18268488 \text{ m}$$



alat-alat Pengadaan Listrik

Generator (GU)

Gas : Membangkitkan Listrik untuk keperluan proses , utilitas, dan umum
alat : Generator Diesel

Spesifikasi Generator

Tegangan Listrik V = 220 Volt
Power yang dibangkitkan P = 1000 kVA
= 1000 kW
= 1000000 J/dtk

Bahan Bakar

Power Net Heating Value (LHV) = 22.4073 Mj/kg

efisiensi Pembakaran, 70 - 80 %

ambil : Efisiensi 75 %

kebutuhan Bahan bakar

Jumlah Minyak yang dibutuhkan

$$W_m = Q / (\text{Efisiensi}) * (\text{Heating Value}) = 214.215903 \text{ kg/jam}$$



MEMOMPA UTILITAS

U-01

Tugas : Memompa Air Sungai ke Bak Pengendap Awal (BU-01)

Densitas	ρ	1000 kg/m ³
Viskositas	μ	0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Debit Alir Massa	m	12680.8531 kg/jam	3.5225 kg/dtk
Debit Alir Volumetris	Q	12.6809 m ³ /jam	
Faktor Keamanan		20 %	
Over Design		20 %	
Kapasitas Pompa	Qp	18.2604 m ³ /jam	

Ukuran Pipa Standar

Asumsi : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum	Di	42.1317 mm	1.6587 in
Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)			
Bahan	Carbon Steel		
Nominal Pipe Size	NPS	2 in	
Schedule Number	Sch.N	40	
Inside Diameter	ID	2.067 in	
Outside Diameter	OD	2.38 in	

Cek Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area	Af	0.0022 m ²	
Kecepatan Linier	V	2.3442 m/dtk	
Bilangan Reynold	Re	2.4615E+05	
Re > 4000, Asumsi memenuhi			

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi)	L + Le	250 m
Percepatan gravitasi bumi	g	9.807 m/dtk
Faktor Friksi	f	0.0150
Friction Head	ΣF	20.0302 m

Static Head

Tinggi Fluida dalam sungai	z1	0 m
Tinggi Fluida di BU-01	z2	0 m
Static Head	Δz	0 m

Velocity Head

Kec.Fluida dalam sungai	V1	0 m/dtk
Kec.Fluida pipa discharge	V2	2.3442 m/dtk
Velocity Head	$\Delta V / 2g$	0.1195 m

Pressure Head

Tekanan Suction	P1	1 atm
Tekanan Discharge	P2	1 atm
Pressure Head	$\Delta P / \rho g$	0 m

Total Head -Ws 20.1497 m

Energy Pompa

efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	46.5193 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	66.1080 ft
Energy Pompa	BHP	1.0343 Hp
		0.7712 kW

Energy Motor

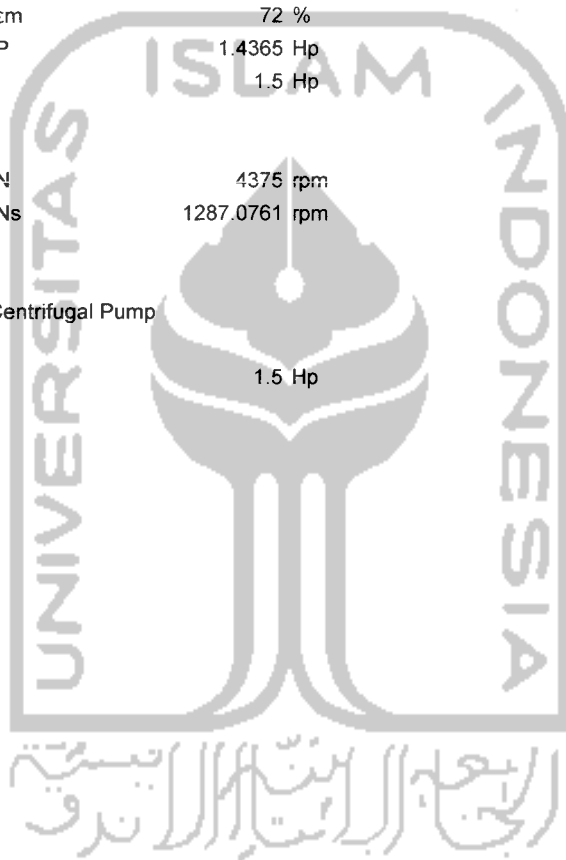
efisiensi Motor	ϵ_m	72 %
Energy Motor	P	1.4365 Hp
Pilih Ukuran Motor Standar :		1.5 Hp

Specific Speed

Actual Pump Speed	N	4375 rpm
Specific Pump Speed	Ns	1287.0761 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis	Single Stage Centrifugal Pump
impeller	Mixed Flow
Driver	Motor Elektrik
	1.5 Hp



J-02

Tugas : Memompa Air dari Bak Pengendap Awal (BU-01) ke Premix Tank (TU-01)

Densitas	ρ	1000 kg/m ³
Viskositas	μ	0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Debit Alir Massa	m	12680.8531 kg/jam	3.5225 kg/dtk
Debit Alir Volumetris	Q	12.6809 m ³ /jam	
Faktor Keamanan		20 %	
Over Design		20 %	
Kapasitas Pompa	Qp	18.2604 m ³ /jam	

Ukuran Pipa Standar

Asumsi : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum	Di	42.1317 mm	1.6587 in
Material		Carbon Steel	
Nominal Pipe Size	NPS	2 in	
Schedule Number	Sch.N	40	
Inside Diameter	ID	2.067 in	
Outside Diameter	OD	2.38 in	

Cek Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area	Af	0.0022 m ²	
Kecepatan Linier	V	2.3442 m/dtk	
Bilangan Reynold	Re	2.4615E+05	
Re > 4000, Asumsi memenuhi			

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi)	L + Le	10 m
Percepatan gravitasi bumi	g	9.807 m/dtk
Faktor Friksi	f	0.0150
Friction Head	ΣF	0.8012 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-01	z1	0 m
Tinggi Pipa Pemasukan TU-01	z2	1.1743 m
Static Head	Δz	1.1743 m

Velocity Head

Kec.Fluida di BU-01	V1	0 m/dtk
Kec.Fluida pipa discharge	V2	2.3442 m/dtk
Velocity Head	$\Delta V / 2g$	0.1195 m

Pressure Head

Tekanan di BU-01	P1	1 atm
Tekanan di TU-01	P2	1 atm
Pressure Head	$\Delta P / \rho g$	0 m

<u>Total Head</u>	-Ws	2.0950 m
-------------------	-----	----------

Parameter Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	46.5193 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	6.8734 ft
Daya Pompa	BHP	0.1075 Hp
		0.0802 kW

Parameter Motor

Effisiensi Motor	ϵ_m	71 %
Daya Motor	P	0.1515 Hp
Pilih Ukuran Motor Standar :		0.5 Hp

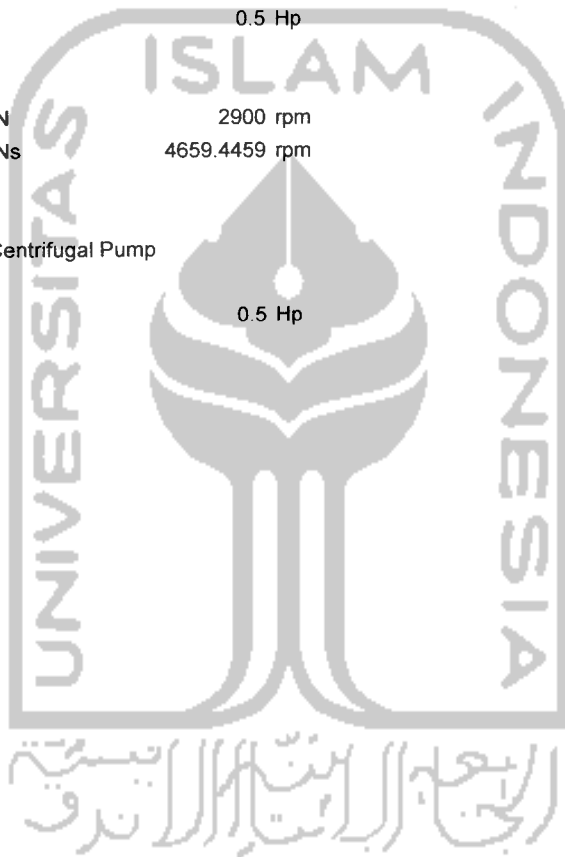
Spesifikasi Pompa

Actual Pump Speed	N	2900 rpm
Specific Pump Speed	Ns	4659.4459 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis	Single Stage Centrifugal Pump
Impeller	Mixed Flow
Driver	Motor Elektrik

0.5 Hp



J-03

gas : Memompa Air dari Premix Tank (TU-01) ke Clarifier (CLU)

Densitas ρ 1000 kg/m³
 Viskositas μ 0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Aliran Alir Massa m 12680.8531 kg/jam 3.5225 kg/dtk
 Aliran Alir Volumetris Q 12.6809 m³/jam
 Faktor Keamanan 20 %
 Faktor Design 20 %
 Kapasitas Pompa Qp 18.2604 m³/jam

Dimensi Pipa Standar

Aliran : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum Di 42.1317 mm 1.6587 in
Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)
 Bahan Carbon Steel
 Nominal Pipe Size NPS 2 in
 Schedule Number Sch.N 40
 Inside Diameter ID 2.067 in
 Outside Diameter OD 2.38 in

Angka Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area Af 0.0022 m²
 Kecepatan Linier V 2.3442 m/dtk
 Bilangan Reynold Re 2.4615E+05
 Re > 4000, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi) L + Le 10 m
 Percepatan gravitasi bumi g 9.807 m/dtk
 Faktor Friksi f 0.0150
 Friction Head ΣF 0.8012 m

Static Head

Tinggi Fluida di TU-01 z1 0 m
 Tinggi Pipa Pemasukan CLU z2 4.8 m
 Static Head Δz 4.8 m

Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction V1 0 m/dtk
 Kec.Fluida stl bag.Discharge V2 2.3442 m/dtk
 Velocity Head $\Delta V / 2g$ 0.1195 m

Pressure Head

Tekanan Suction P1 1 atm
 Tekanan Discharge P2 1 atm
 Pressure Head $\Delta P / \rho g$ 0 m

Total Head -Ws 5.7207 m

Parameter Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	46.5193 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	18.7688 ft
Daya Pompa	BHP	0.2936 Hp
		0.2190 kW

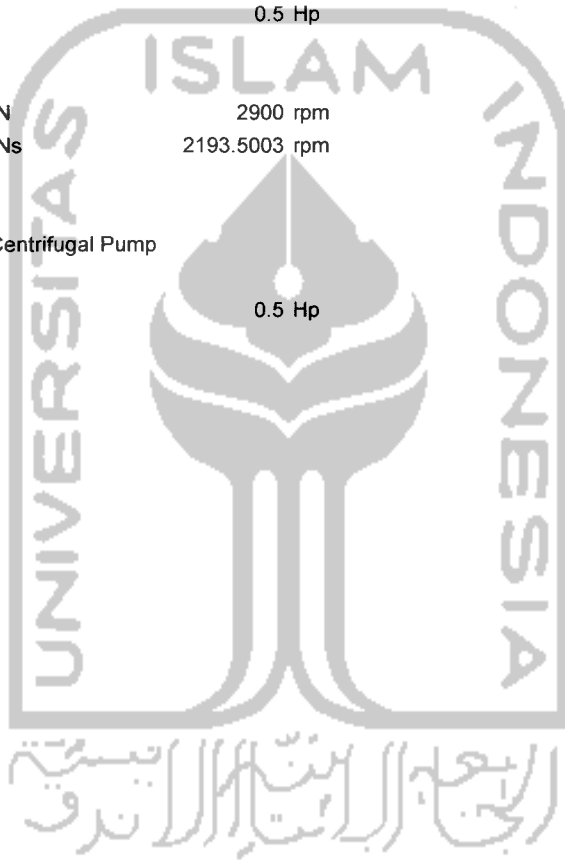
Parameter Motor

Efisiensi Motor	ϵ_m	71 %
Daya Motor	P	0.4136 Hp
Pilih Ukuran Motor Standar :		0.5 Hp

Specific Speed	N	2900 rpm
Actual Pump Speed	Ns	2193.5003 rpm
Specific Pump Speed		

Spesifikasi Pompa

jenis	Single Stage Centrifugal Pump
Impeller	Mixed Flow
Driver	Motor Elektrik



J-04

gas : Memompa Air dari Bak Penampung Sementara (BU-02) ke Sand Filter (FU)

densitas	ρ	1000 kg/m ³
viskositas	μ	0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Aliran Alir Massa	m	12680.8531 kg/jam	3.5225 kg/dtk
Aliran Alir Volumetris	Q	12.6809 m ³ /jam	
Faktor Keamanan		20 %	
Factor Design		20 %	
Kapasitas Pompa	Qp	18.2604 m ³ /jam	

Dimensi Pipa Standar

sumbu : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum	Di	42.1317 mm	1.6587 in
Materi	Carbon Steel		
Nominal Pipe Size	NPS	2 in	
Schedule Number	Sch.N	40	
Inside Diameter	ID	2.067 in	
Outside Diameter	OD	2.38 in	

Check Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area	Af	0.0022 m ²
Kecepatan Linier	V	2.3442 m/dtk
Bilangan Reynold	Re	2.4615E+05
Re > 4000, Asumsi memenuhi		

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi)	L + Le	10 m
Percepatan gravitasi bumi	g	9.807 m/dtk
Faktor Friksi	f	0.0150
Friction Head	ΣF	0.8012 m

Static Head

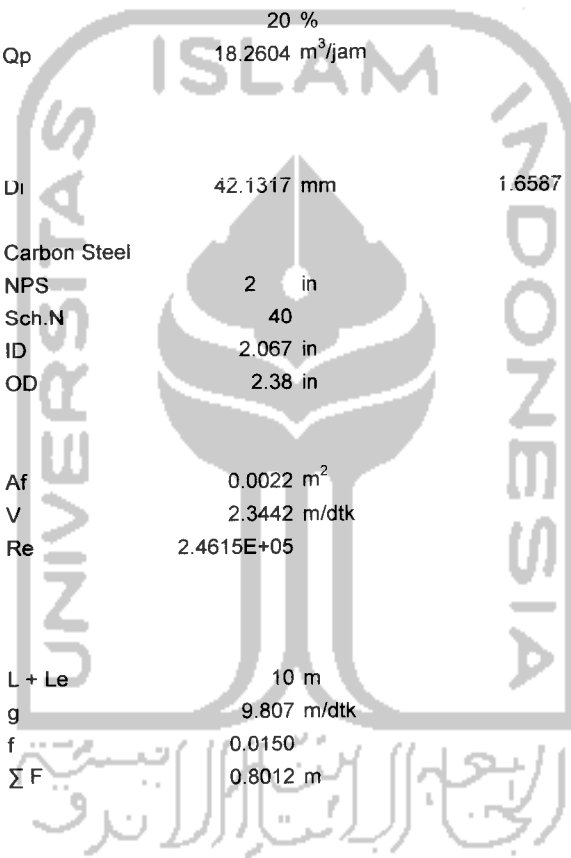
Tinggi Fluida di BU-02	z1	0 m
Tinggi Pipa Pemasukan FU	z2	3.6667 m
Static Head	Δz	3.6667 m

Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction	V1	0 m/dtk
Kec.Fluida stl bag.Discharge	V2	2.3442 m/dtk
Velocity Head	$\Delta V / 2g$	0.1195 m

Pressure Head

Tekanan Suction	P1	1 atm
Tekanan Discharge	P2	1 atm
Pressure Head	$\Delta P / \rho g$	0 m

Total Head

-Ws 4.5874 m

Spesifikasi Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	46.5193 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Tinggi Pompa	H	15.0506 ft
Daya Pompa	BHP	0.2355 Hp
		0.1756 kW

Spesifikasi Motor

Effisiensi Motor	ϵ_m	71 %
Daya Motor	P	0.3316 Hp
Pilih Ukuran Motor Standar :		0.5 Hp

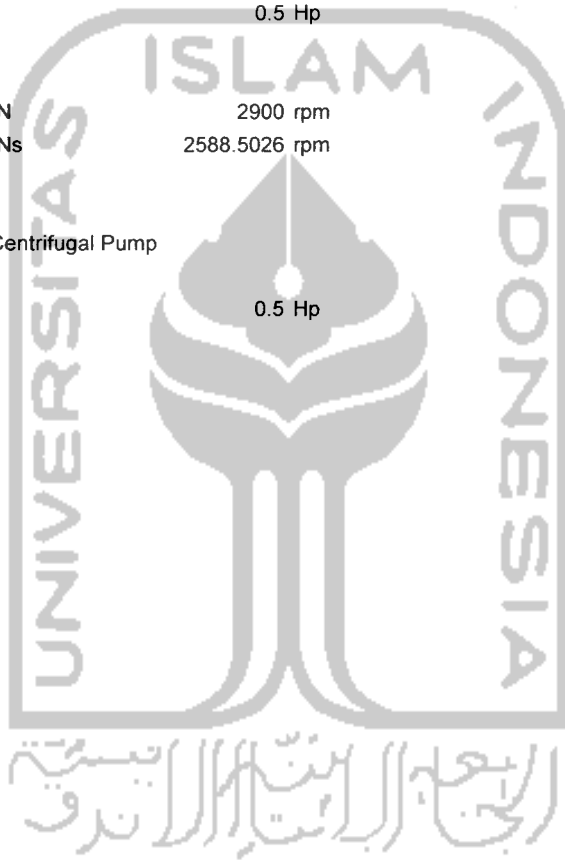
Specific Speed
Actual Pump Speed
Specific Pump Speed

N	2900 rpm
Ns	2588.5026 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis
Impeller
Driver

Single Stage Centrifugal Pump
Mixed Flow
Motor Elektrik



I-05

gas : Memompa Air dari Bak Penampung Sementara (BU-03) ke tangki Carbon Filter (CFU)

densitas	ρ	1000 kg/m ³
viskositas	μ	0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Aliran Massa	m	12680.8531 kg/jam	3.5225 kg/dtk
Aliran Volumetris	Q	12.6809 m ³ /jam	
Faktor Keamanan		20 %	
Over Design		20 %	
Kapasitas Pompa	Qp	18.2604 m ³ /jam	

Dimensi Pipa Standar

sumbu : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum	Di	42.1317 mm	1.6587 in
<u>Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)</u>			
Materi	Carbon Steel		
Nominal Pipe Size	NPS	2 in	
Schedule Number	Sch.N	40	
Inside Diameter	ID	2.067 in	
Outside Diameter	OD	2.38 in	

Debit Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area	Af	0.0022 m ²
Kecepatan Linier	V	2.3442 m/dtk
Bilangan Reynold	Re	2.4615E+05
Re > 4000, Asumsi memenuhi		

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi)	L + Le	10 m
Percepatan gravitasi bumi	g	9.807 m/dtk
Faktor Friksi	f	0.0150
Friction Head	ΣF	0.8012 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-03	z1	0 m
Tinggi Pipa Pemasukan CFU	z2	4.0874 m
Static Head	Δz	4.0874 m

Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction	V1	0 m/dtk
Kec.Fluida stl bag.Discharge	V2	2.3442 m/dtk
Velocity Head	$\Delta V / 2g$	0.1195 m

Pressure Head

Tekanan Suction	P1	1 atm
Tekanan Discharge	P2	1 atm
Pressure Head	$\Delta P / \rho g$	0 m

<u>Total Head</u>	-Ws	5.0081 m
-------------------	-----	----------

Spesifikasi Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	46.5193 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Tinggi Total Pompa	H	16.4308 ft
Daya Pompa	BHP	0.2571 Hp
		0.1917 kW

Spesifikasi Motor

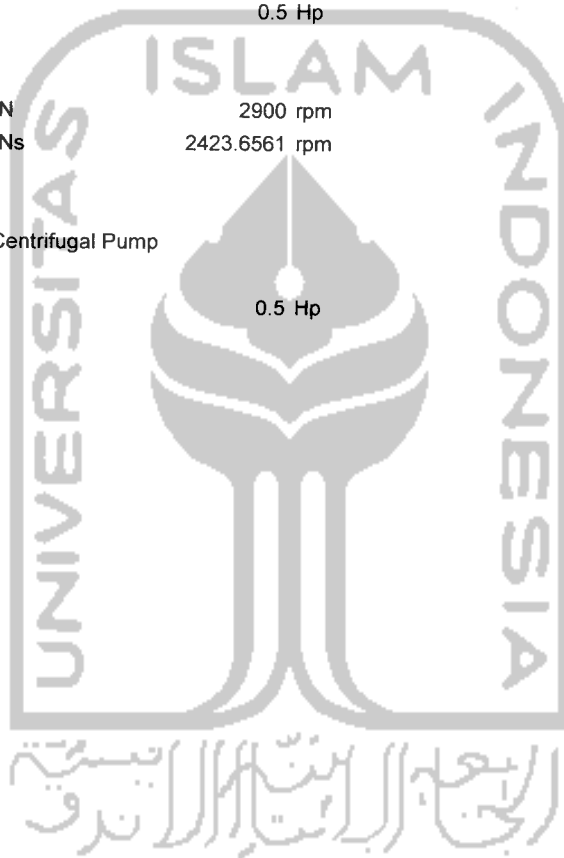
Effisiensi Motor	ϵ_m	71 %
Daya Motor	P	0.3621 Hp
Pilih Ukuran Motor Standar :		0.5 Hp

Specific Speed
Actual Pump Speed
Specific Pump Speed

N	2900 rpm
Ns	2423.6561 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis : Single Stage Centrifugal Pump
Impeller : Mixed Flow
Driver : Motor Elektrik



J-06

gas : Memompa Air dari Bak Penampung Sementara (BU-04)

Densitas ρ 1000 kg/m³
 Viskositas μ 0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Arus Alir Massa m 12680.8531 kg/jam 3.5225 kg/dtk
 Arus Alir Volumetris Q 12.6809 m³/jam
 Faktor Keamanan 20 %
 Faktor Design 20 %
 Kapasitas Pompa Qp 18.2604 m³/jam

Spesifikasi Pipa Standar

Keadaan : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum Di 42.1317 mm 1.65872846 in

Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)

Bahan Carbon Steel
 Nominal Pipe Size NPS 2 in
 Schedule Number Sch.N 40
 Inside Diameter ID 2.067 in
 Outside Diameter OD 2.38 in

Detail Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area Af 0.0022 m²
 Kecepatan Linier V 2.3442 m/dtk
 Bilangan Reynold Re 2.4615E+05
 Re > 4000, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi) L + Le 20 m
 Percepatan gravitasi bumi g 9.807 m/dtk
 Faktor Friksi f 0.0150
 Friction Head $\sum F$ 1.6024 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-03 z1 0 m
 Tinggi Pipa Pemasukan BU-05 z2 0 m
 Static Head Δz 0 m

Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction V1 0 m/dtk
 Kec.Fluida stl bag.Discharge V2 2.3442 m/dtk
 Velocity Head $\Delta V / 2g$ 0.1195 m

Pressure Head

Tekanan Suction P1 1 atm
 Tekanan Discharge P2 1 atm
 Pressure Head $\Delta P / \rho g$ 0 m

Total Head -Ws 1.7219 m

Parameter Pompa

efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	46.5193 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	5.6494 ft
Power Pompa	BHP	0.0884 Hp
		0.0659 kW

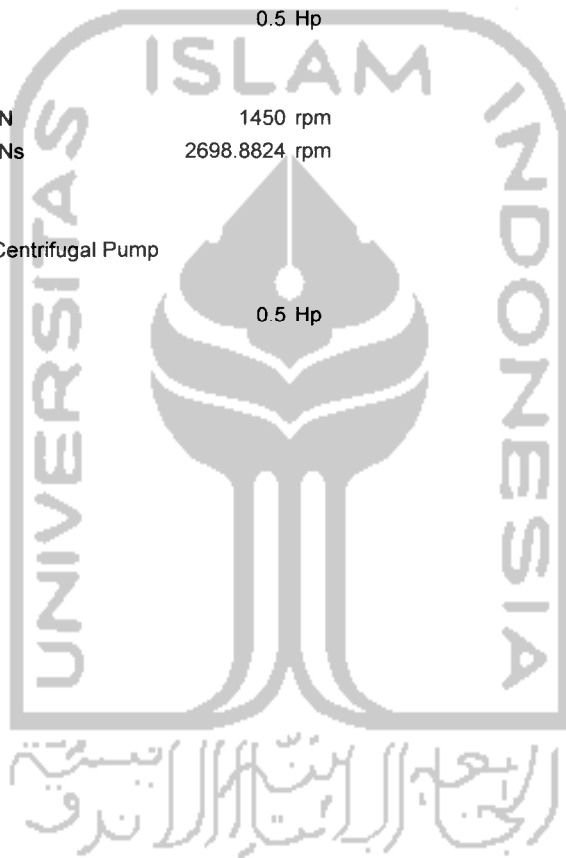
Parameter Motor

efisiensi Motor	ϵ_m	72 %
Power Motor	P	0.1228 Hp
Pilih Ukuran Motor Standar :		0.5 Hp

Specific Speed	N	1450 rpm
Actual Pump Speed	Ns	2698.8824 rpm
Specific Pump Speed		

Spesifikasi Pompa

jenis	Single Stage Centrifugal Pump
impeller	Mixed Flow
driver	Motor Elektrik
	0.5 Hp



J-07

gas : Memompa Air dari (TU-02) untuk keperluan air domestik

Densitas ρ 1000 kg/m³
 Viskositas μ 0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Arus Alir Massa m 1468.7500 kg/jam 0.40798611 kg/dtk
 Arus Alir Volumetris Q 1.4688 m³/jam
 Faktor Keamanan 20 %
 Faktor Design 20 %
 Kapasitas Pompa Qp 2.115 m³/jam

Dimensi Pipa Standar

Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum Di 10.9869 mm 0.4326 in

Spesifikasi Pipa Standar (kern. tabel 11)

Materi Carbon Steel
 Nominal Pipe Size NPS 1/2 in
 Schedule Number Sch.N 40
 Inside Diameter ID 0.622 in
 Outside Diameter OD 0.81 in

Check Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area Af 0.0002 m²
 Kecepatan Linier V 2.9984 m/dtk
 Bilangan Reynold Re 9.4742E+04
 Re > 4000, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi) L + Le 10 m
 Percepatan gravitasi bumi g 9.8070 m/dtk
 Faktor Friksi f 0.0184
 Friction Head $\sum F$ 5.3321 m

Static Head

Tinggi Fluida di TU-02 z1 0 m
 Tinggi Pipa Pengeluaran z2 0 m
 Static Head Δz 0 m

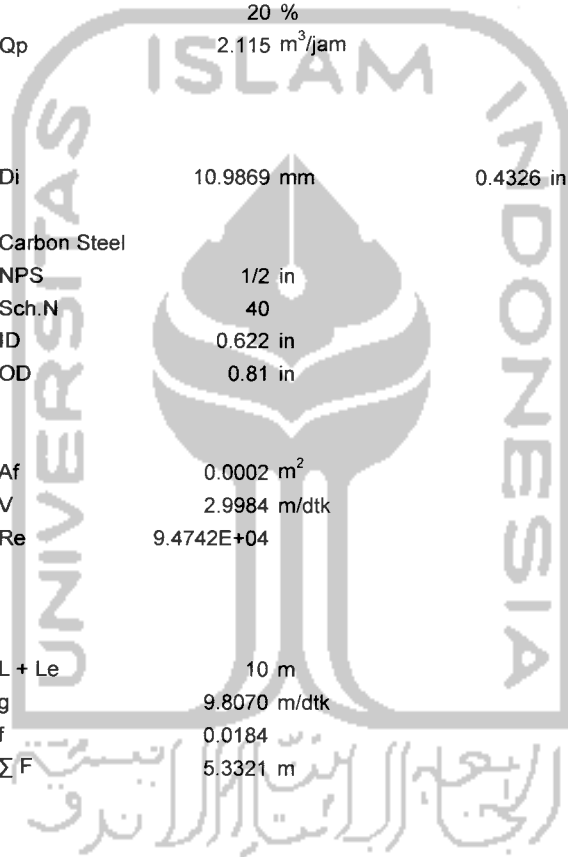
Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction V1 0 m/dtk
 Kec.Fluida stl bag.Discharge V2 2.9984 m/dtk
 Velocity Head $\Delta V / 2g$ 0.1529 m

Pressure Head

Tekanan Suction P1 1 atm
 Tekanan Discharge P2 1 atm
 Pressure Head $\Delta P / \rho g$ 0 m

Total Head -Ws 5.4850 m



Parameter Pompa

efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	5.3881 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Tinggi Pompa	H	17.9953 ft
Daya Pompa	BHP	0.0326 Hp
		0.0243 kW

Parameter Motor

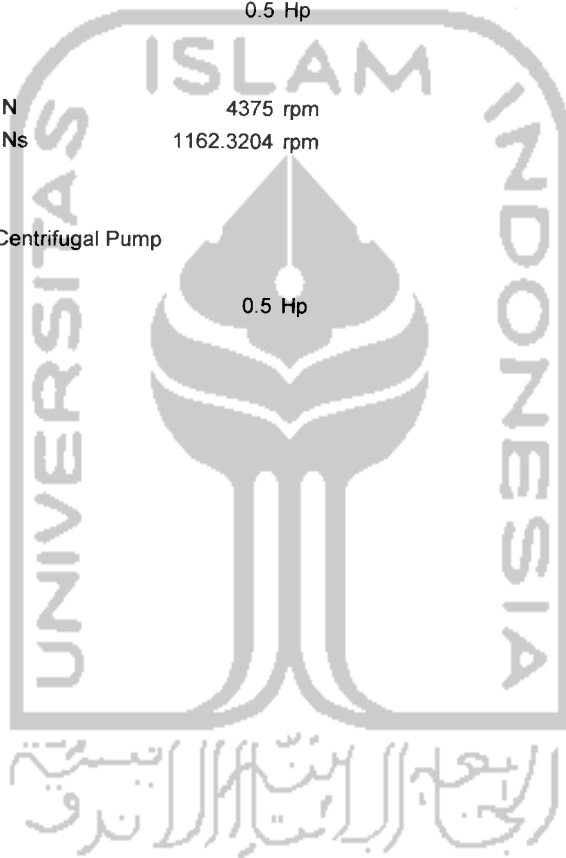
efisiensi Motor	ϵ_m	71 %
Daya Motor	P	0.0459 Hp
Pilih Ukuran Motor Standar :		0.5 Hp

Specific Speed	Ns	1162.3204 rpm
Actual Pump Speed	N	4375 rpm
Specific Pump Speed	Ns	1162.3204 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis	Single Stage Centrifugal Pump
Impeller	Mixed Flow
Driver	Motor Elektrik

0.5 Hp



I-08

gas : Memompa air dari bak feed cooling tower (BU-06) ke cooling tower (CTU)

Densitas ρ 1000 kg/m³
Viskositas μ 0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Aliran Massa m 320742.6594 kg/jam 89.0952 kg/dtk
Aliran Volumetris Q 320.7427 m³/jam
Faktor Keamanan 20 %
Over Design 20 %
Kapasitas Pompa Q_p 461.8694 m³/jam

Dimensi Pipa Standar

Regime : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum D_i 180.8270 mm 7.1192 in

Spesifikasi Pipa Standar (kern.tabel 11)

Materi Carbon Steel
Nominal Pipe Size NPS 8 in
Schedule Number Sch.N 40
Inside Diameter ID 7.981 in
Outside Diameter OD 8.625 in

Check Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area A_f 0.0323 m²
Kecepatan Linier V 3.9771 m/dtk
Bilangan Reynold Re 1612449.1535
 $Re > 4000$, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi) $L + L_e$ 10 m
Percepatan gravitasi bumi g 9.807 m/dtk
Faktor Friksi f 0.0108
Friction Head $\sum F$ 0.4280 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-07 z_1 0 m
Tinggi Pipa Pemasukan CTU z_2 1.2197 m
Static Head Δz 1.2197 m

Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction V_1 0 m/dtk
Kec.Fluida stl bag.Discharge V_2 3.9771 m/dtk
Velocity Head $\Delta V / 2g$ 0.2028 m

Pressure Head

Tekanan Suction P_1 1 atm
Tekanan Discharge P_2 1 atm
Pressure Head $\Delta P / \rho g$ 0 m

Total Head $-W_s$ 1.8504 m

Spesifikasi Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	1176.6348 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Tinggi Pompa	H	6.0710 ft
Daya Pompa	BHP	2.4024 Hp
		1.7915 kW

Spesifikasi Motor

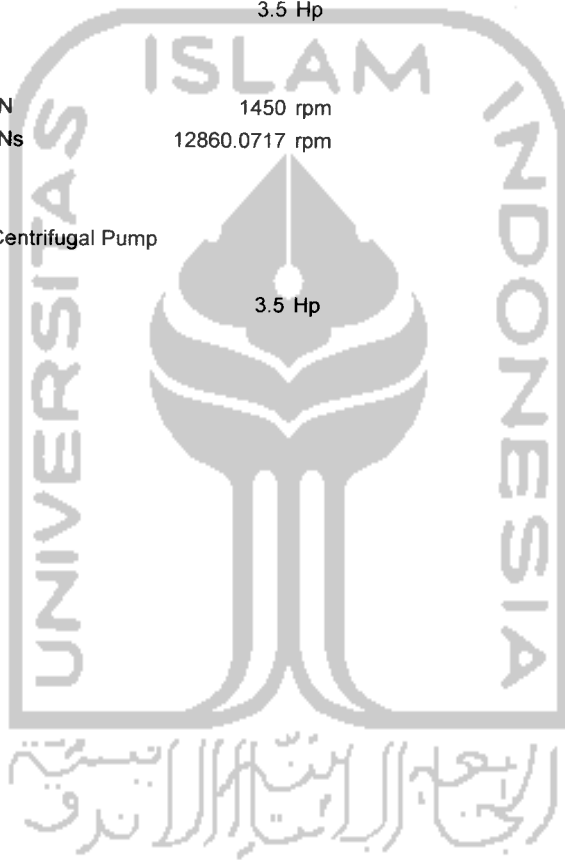
Effisiensi Motor	ϵ_m	72 %
Daya Motor	P	3.3367 Hp
Pilih Ukuran Motor Standar :		3.5 Hp

Specific Speed
Actual Pump Speed
Specific Pump Speed

N	1450 rpm
Ns	12860.0717 rpm

Spesifikasi Pompa

Tipe Pompa : Single Stage Centrifugal Pump
Impeller : Axial Flow
Driver : Motor Elektrik



I-09

gas : Memompa air dari Kation Exchanger (KEU) ke Anion Exchanger (AEU)

Densitas ρ 1000 kg/m³
 Viskositas μ 0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Aliran Alir Massa m 376.8792 kg/jam 0.1047 kg/dtk
 Aliran Alir Volumetris Q 0.3769 m³/jam
 Faktor Keamanan 20 %
 Faktor Design 20 %
 Kapasitas Pompa Qp 0.5427 m³/jam

Dimensi Pipa Standar

Aliran : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum Di 6.7701 mm 0.2665 in

Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)

Materi Bahan Carbon Steel
 Nominal Pipe Size NPS 3/4 in
 Schedule Number Sch.N 40
 Inside Diameter ID 0.824 in
 Outside Diameter OD 1.05 in

Cek Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area Af 0.0003 m²
 Kecepatan Linier V 0.4384 m/dtk
 Bilangan Reynold Re 18351.0792
 Re > 4000, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi) L + Le 10 m
 Percepatan gravitasi bumi g 9.8070 m/dtk
 Faktor Friksi f 0.0272
 Friction Head $\sum F$ 0.1274 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06 z1 0 m
 Tinggi Fluida di BU-06 z2 0 m
 Static Head Δz 0 m

Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag. Suction V1 0 m/dtk
 Kec.Fluida stl bag. Discharge V2 0.4384 m/dtk
 Velocity Head $\Delta V / 2g$ 0.0224 m

Pressure Head

Tekanan Suction P1 1 atm
 Tekanan Discharge P2 1 atm
 Pressure Head $\Delta P / \rho g$ 0 m

Total Head -Ws 0.1497 m

Parameter Pompa

efisiensi Pompa	η_p	75 %
debit	Q	1.3826 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	0.4912 ft
Daya Pompa	BHP	0.0002 Hp
		0.0002 kW

Parameter Motor

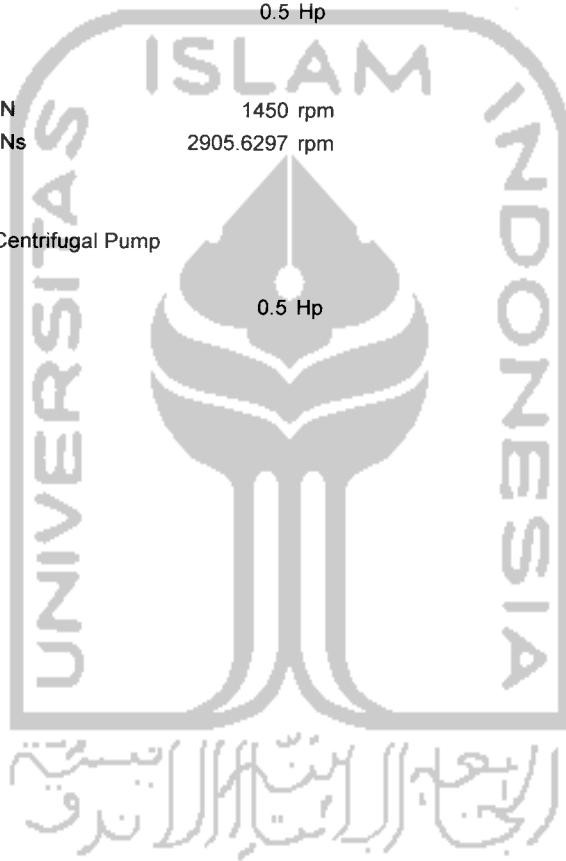
efisiensi Motor	η_m	72 %
Daya Motor	P	0.0003 Hp
pilih Ukuran Motor Standar :		0.5 Hp

Specific Speed
Actual Pump Speed
Specific Pump Speed

N	1450 rpm
Ns	2905.6297 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis : Single Stage Centrifugal Pump
impeller : Mixed Flow
driver : Motor Elektrik



I-10

gas : Memompa air dari Anion Exchanger (AEU) ke deaerator (DAU)

densitas ρ 1000 kg/m³
 viskositas μ 0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Aliran Massa m 376.8792 kg/jam 0.1047 kg/dtk
 Aliran Volumetris Q 0.3769 m³/jam
 Faktor Keamanan 20 %
 Faktor Design 20 %
 Kapasitas Pompa Q_p 0.5427 m³/jam

Dimensi Pipa Standar

Asumsi : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum D_i 6.7701 mm 0.2665 in
Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)
 Bahan Carbon Steel
 Nominal Pipe Size NPS 3/4 in
 Schedule Number Sch.N 40
 Inside Diameter ID 0.824 in
 Outside Diameter OD 1.05 in

Check Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area A_f 0.0003 m²
 Kecepatan Linier V 0.4384 m/dtk
 Bilangan Reynold Re 18351.0792
 $Re > 4000$, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi) $L + L_e$ 10 m
 Percepatan gravitasi bumi g 9.807 m/dtk
 Faktor Friksi f 0.0272
 Friction Head $\sum F$ 0.1274 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06 z_1 0 m
 Tinggi Fluida di BU-06 z_2 0 m
 Static Head Δz 0 m

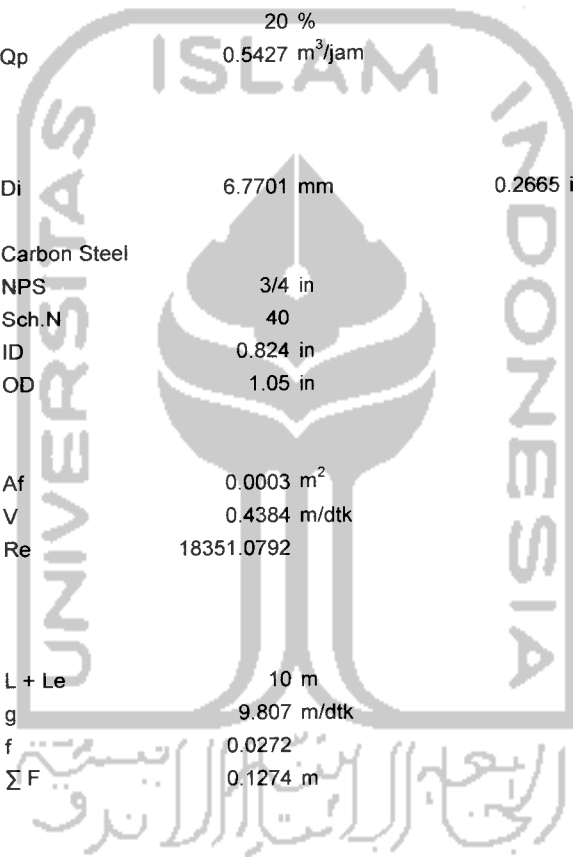
Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction V_1 0 m/dtk
 Kec.Fluida stl bag.Discharge V_2 0.4384 m/dtk
 Velocity Head $\Delta V / 2g$ 0.0224 m

Pressure Head

Tekanan Suction P_1 1 atm
 Tekanan Discharge P_2 1 atm
 Pressure Head $\Delta P / \rho g$ 0 m

Total Head



الجامعة الإسلامية
 Indonesia

Total Head $-W_s$ 0.1497 m

Parameter Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	1.3826 GPM
Spesific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	0.4912 ft
Daya Pompa	BHP	0.0002 Hp
		0.0002 kW

Parameter Motor

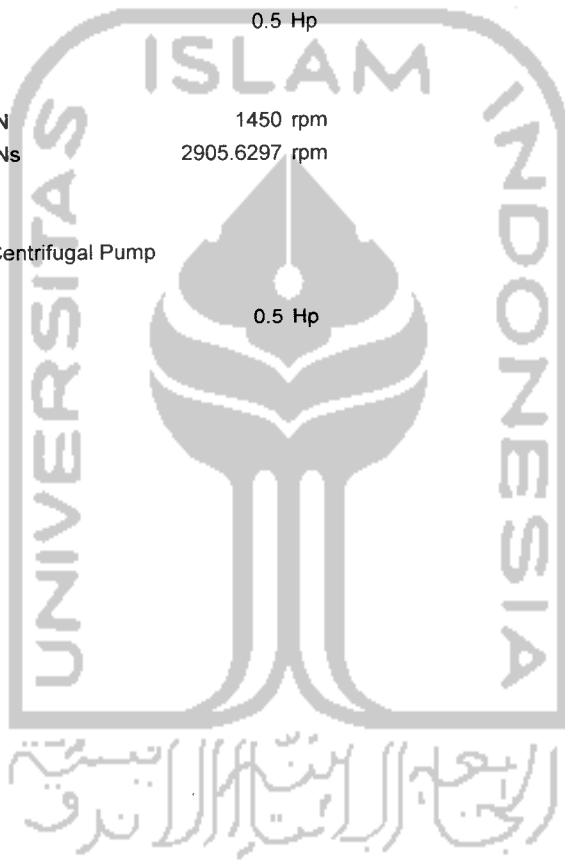
Spesifikasi Motor	ϵ_m	71 %
Daya Motor	P	0.0003 Hp
Pilih Ukuran Motor Standar :		0.5 Hp

Spesific Speed

Actual Pump Speed	N	1450 rpm
Specific Pump Speed	Ns	2905.6297 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis	Single Stage Centrifugal Pump
impeller	Mixed Flow
driver	Motor Elektrik



I-11

gas : Memompa air dari deaerator (DAU) ke tangki feed boiler (TU-03)

Densitas ρ 1000 kg/m³
 Viskositas μ 0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Ju Alir Massa m 376.8792 kg/jam 0.1047 kg/dtk
 Ju Alir Volumetris Q 0.3769 m³/jam
 Faktor Keamanan 20 %
 Over Design 20 %
 Kapasitas Pompa Qp 0.5427 m³/jam

Ukuran Pipa Standar

Asumsi : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum Di 6.7701 mm 0.2665 in

Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)

Mahan Carbon Steel
 Nominal Pipe Size NPS 3/4 in
 Schedule Number Sch.N 40
 Inside Diameter ID 0.824 in
 Outside Diameter OD 1.05 in

Angka Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area Af 0.0003 m²
 Kecepatan Linier V 0.4384 m/dtk
 Bilangan Reynold Re 18351.0792
 Re > 4000, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi) L + Le 10 m
 Percepatan gravitasi bumi g 9.8070 m/dtk
 Faktor Friksi f 0.0272
 Friction Head $\sum F$ 0.1274 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06 z1 0 m
 Tinggi Fluida di BU-06 z2 0 m
 Static Head Δz 0 m

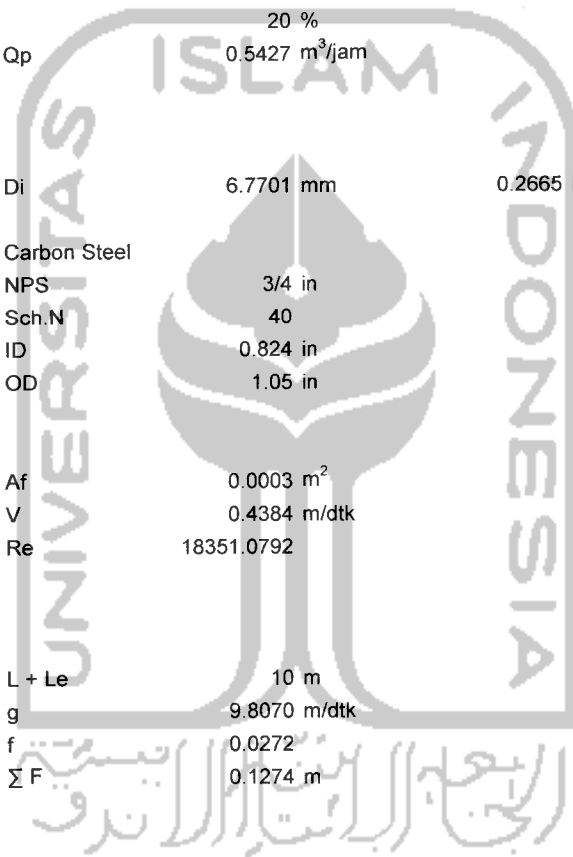
Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction V1 0 m/dtk
 Kec.Fluida stl bag.Discharge V2 0.4384 m/dtk
 Velocity Head $\Delta V / 2g$ 0.0224 m

Pressure Head

Tekanan Suction P1 1 atm
 Tekanan Discharge P2 1 atm
 Pressure Head $\Delta P / \rho g$ 0 m

Total Head



الجامعة الإسلامية
 Indonesia

Total Head -Ws 0.1497 m

Parameter Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	1.3826 GPM
Spesific Gravity	S.g	0.9988
Tinggi Pompa	H	0.4912 ft
Daya Pompa	BHP	0.0002 Hp
		0.0002 kW

Parameter Motor

Effisiensi Motor	ϵ_m	71 %
Daya Motor	P	0.0003 Hp
Pilih Ukuran Motor Standar :		0.5 Hp

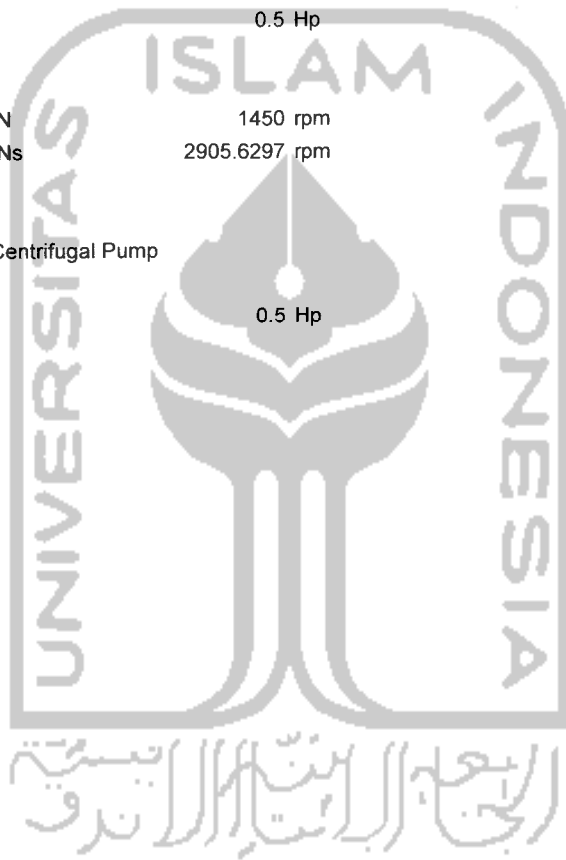
Specific Speed

Actual Pump Speed
Specific Pump Speed

N	1450 rpm
Ns	2905.6297 rpm

Spesifikasi Pompa

Tipe: Single Stage Centrifugal Pump
Flow: Mixed Flow
Drive: Motor Elektrik



tugas : Memompa air dari tangki feed boiler (TU-03) ke boiler (BLU)

densitas	ρ	1000 kg/m ³
viskositas	μ	0.0005 Pa.dtk

kapasitas Pompa

Aliran Massa	m	1884.3962 kg/jam	0.5234 kg/dtk
Aliran Volumetris	Q	1.8844 m ³ /jam	
Faktor Keamanan		20 %	
Over Design		20 %	
Kapasitas Pompa	Qp	2.7135 m ³ /jam	

ukuran Pipa Standar

asumsi : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum	Di	15.6337 mm	0.6155 in
------------------	----	------------	-----------

Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)

Material : Carbon Steel

Nominal Pipe Size	NPS	3/4 in
Schedule Number	Sch.N	40
Inside Diameter	ID	0.824 in
Outside Diameter	OD	1.05 in

Angka Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area	Af	0.0003 m ²
Kecepatan Linier	V	2.1920 m/dtk
Bilangan Reynold	Re	91755.3960
Re > 4000, Asumsi memenuhi		

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi)	L + Le	100 m
Percepatan gravitasi bumi	g	9.8070 m/dtk
Faktor Friksi	f	0.0185
Friction Head	ΣF	21.6652 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06	z1	0 m
Tinggi Fluida di BU-06	z2	0 m
Static Head	Δz	0 m

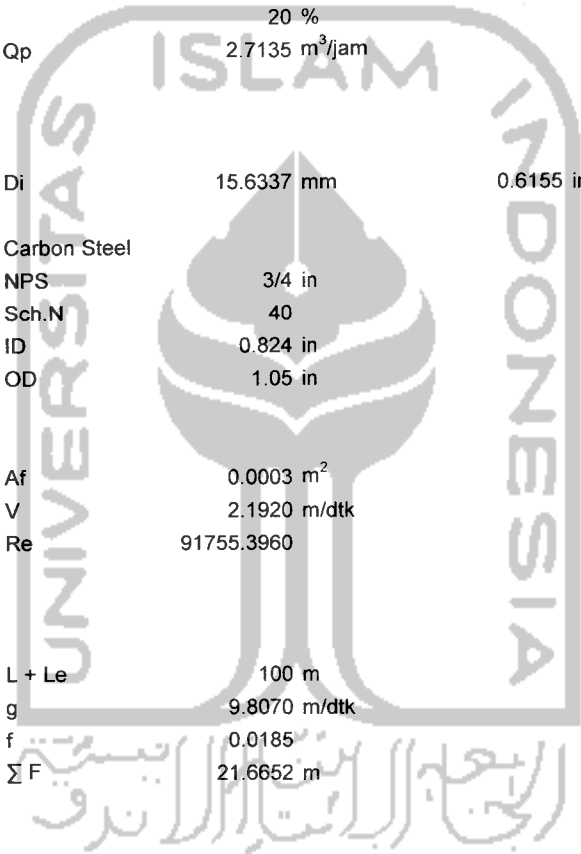
Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction	V1	0 m/dtk
Kec.Fluida stl bag.Discharge	V2	2.1920 m/dtk
Velocity Head	$\Delta V / 2g$	0.1118 m

Pressure Head

Tekanan Suction	P1	1 atm
Tekanan Discharge	P2	1 atm
Pressure Head	$\Delta P / \rho g$	0 m

Total Head



-Ws 21.7769 m

naga Pompa

efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
kapasitas	Q	6.9129 GPM
Spesific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	71.4466 ft
Daya Pompa	BHP	0.1661 Hp
		0.1239 kW

naga Motor

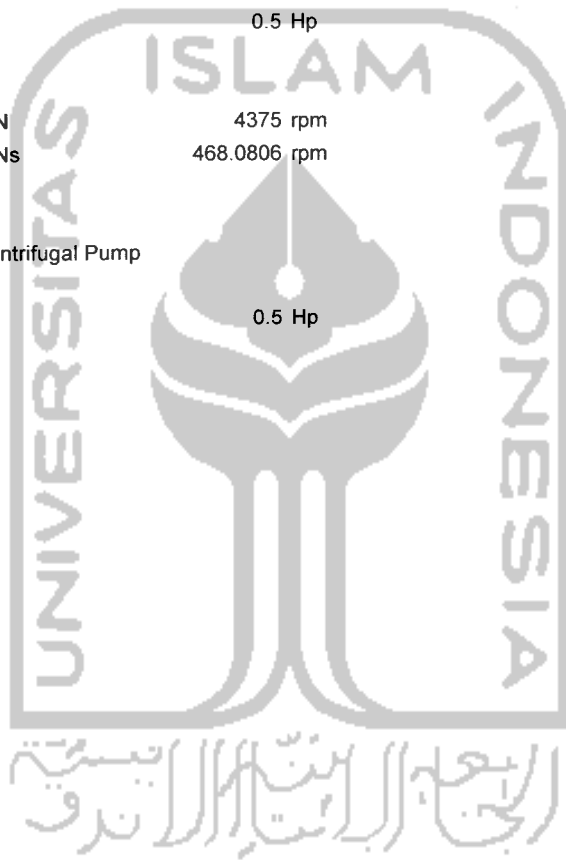
efisiensi Motor	ϵ_m	71 %
Daya Motor	P	0.2340 Hp
pilih Ukuran Motor Standar :		0.5 Hp

Spesific Speed

aktual Pump Speed	N	4375 rpm
Spesific Pump Speed	Ns	468.0806 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis	Multi Stage Centrifugal Pump
impeller	Radial Flow
drive	Motor Elektrik



Jas : Memompa Air Pendingin dari (CTU) ke Cooler (C-01) lalu kembali ke (BU-06)

Densitas ρ 1000 kg/m³
 Viskositas μ 0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Ju Alir Massa m 120081.8465 kg/jam 33.3561 kg/dtk
 Ju Alir Volumetris Q 120.0818 m³/jam
 Faktor Keamanan 20 %
 Faktor Design 20 %
 Kapasitas Pompa Qp 172.9179 m³/jam

Dimensi Pipa Standar

Asumsi : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum Di 135.6126 mm 5.3391 in
Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)
 Bahan Carbon Steel
 Nominal Pipe Size NPS 6 in
 Schedule Number Sch.N 40
 Inside Diameter ID 6.065 in
 Outside Diameter OD 6.625 in

Angka Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area Af 0.0186 m²
 Kecepatan Linier V 2.5783 m/dtk
 Bilangan Reynold Re 7.9439E+05
 Re > 4000, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi) L + Le 100 m
 Percepatan gravitasi bumi g 9.8070 m/dtk
 Faktor Friksi f 0.0121
 Friction Head $\sum F$ 2.6557 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06 z1 0 m
 Tinggi Fluida di BU-06 z2 0 m
 Static Head Δz 0 m

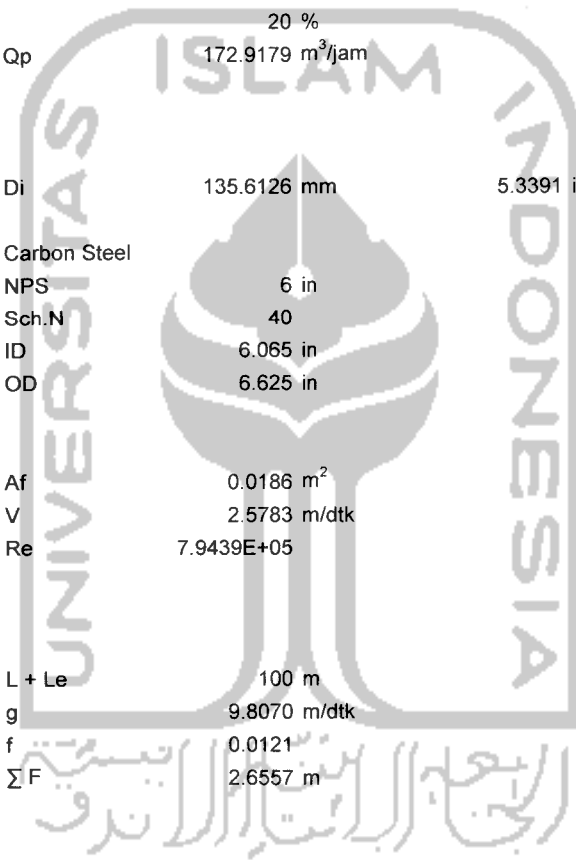
Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction V1 0 m/dtk
 Kec.Fluida stl bag.Discharge V2 2.5783 m/dtk
 Velocity Head $\Delta V / 2g$ 0.1315 m

Pressure Head

Tekanan Suction P1 1 atm
 Tekanan Discharge P2 1 atm
 Pressure Head $\Delta P / \rho g$ 0 m

Total Head



الجامعة الإسلامية
 Indonesia

-Ws 2.7872 m

Parameter Pompa

efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
debit Pasokan	Q	440.5167 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	9.1443 ft
Daya Pompa	BHP	1.3547 Hp
		1.0102 kW

Parameter Motor

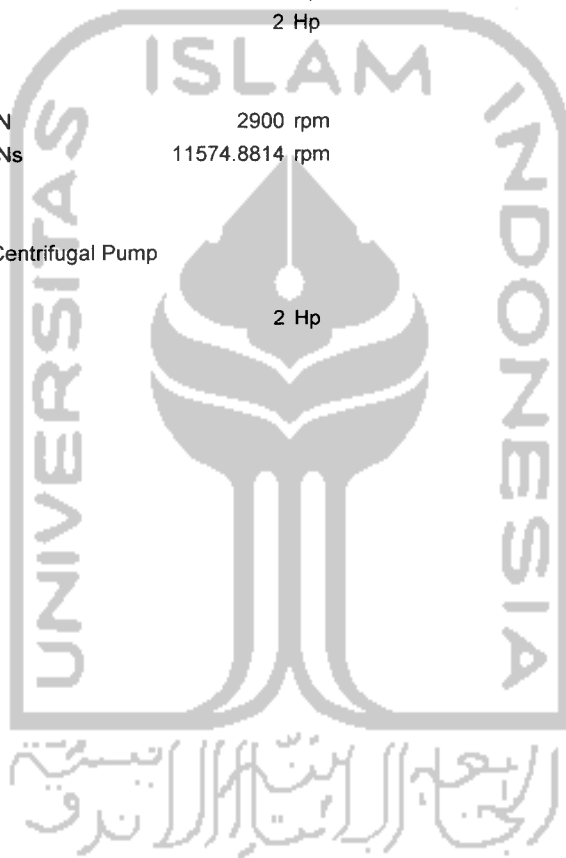
efisiensi Motor	ϵ_m	72 %
Daya Motor	P	1.8816 Hp
pilih Ukuran Motor Standar :		2 Hp

Spesifikasi

Kecepatan Pompa	N	2900 rpm
Kecepatan Pompa	Ns	11574.8814 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis	Single Stage Centrifugal Pump
impeller	Axial Flow
drive	Motor Elektrik



Jas : Memompa Air Pendingin dari (CTU) ke Cooler (C-02) lalu kembali ke (BU-06)

densitas	ρ	1000 kg/m ³
viskositas	μ	0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

laju Alir Massa	m	43068.9038 kg/jam	11.9635844 kg/dtk
laju Alir Volumetris	Q	43.0689 m ³ /jam	
Faktor Keamanan		20 %	
margin Design		20 %	
Kapasitas Pompa	Qp	62.0192 m ³ /jam	

ukuran Pipa Standar

asumsi : Aliran Fluida Turbulen

diameter Optimum	Di	79.56773462 mm	3.13258798 in
------------------	----	----------------	---------------

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Material	Carbon Steel
Nominal Pipe Size	NPS 4 in
Schedule Number	Sch.N 40
Inside Diameter	ID 4.026 in
Outside Diameter	OD 4.5 in

Angka Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area	Af	0.0082 m ²
Kecepatan Linier	V	2.0986 m/dtk
Bilangan Reynold	Re	429216.7495
Re > 4000, Asumsi memenuhi		

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi)	L + Le	100 m
Percepatan gravitasi bumi	g	9.8070 m/dtk
Faktor Friksi	f	0.0135
Friction Head	ΣF	2.9600 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06	z1	0 m
Tinggi Fluida di BU-06	z2	0 m
Static Head	Δz	0 m

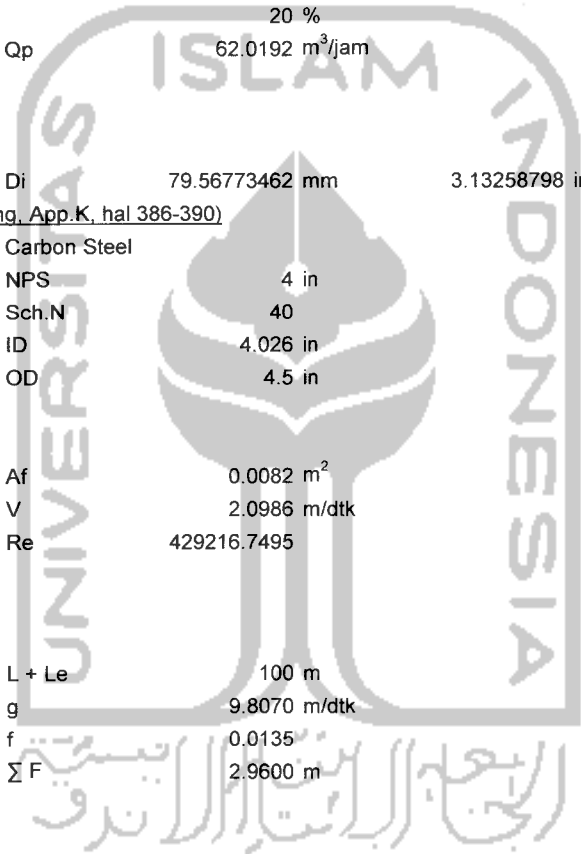
Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction	V1	0 m/dtk
Kec.Fluida stl bag.Discharge	V2	2.0986 m/dtk
Velocity Head	$\Delta V / 2g$	0.1070 m

Pressure Head

Tekanan Suction	P1	1 atm
Tekanan Discharge	P2	1 atm
Pressure Head	$\Delta P / \rho g$	0 m

Total Head



-Ws 3.0670 m

Spesifikasi Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	157.9970 GPM
Spesific Gravity	S.g	0.9988
Tinggi Pompa	H	10.0622 ft
Tipe Pompa	BHP	0.5347 Hp
		0.3987 kW

Spesifikasi Motor

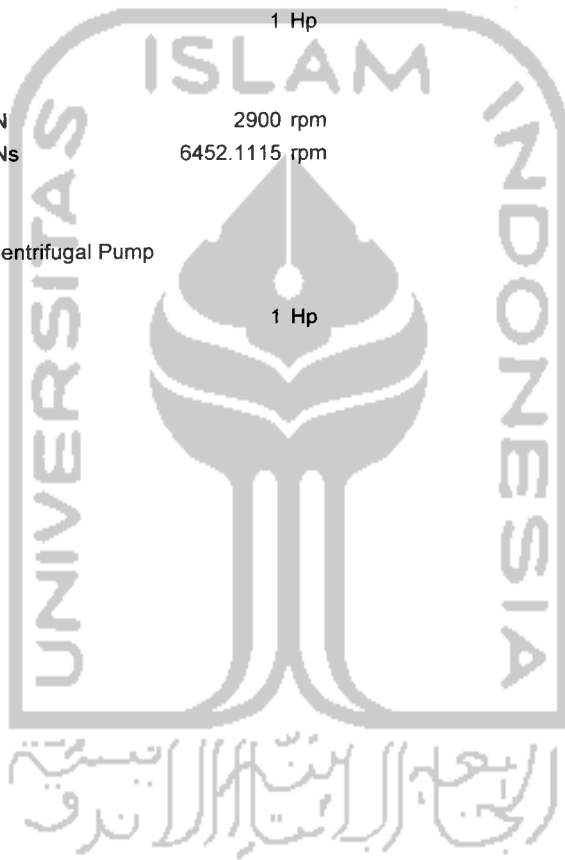
Spesifikasi Motor	ϵ_m	71 %
Tipe Motor	P	0.7531 Hp
Jumlah Ukuran Motor Standar :		1 Hp

Spesifikasi Kecepatan

Kecepatan Pompa Aktual	N	2900 rpm
Kecepatan Pompa Spesifik	Ns	6452.1115 rpm

Spesifikasi Pompa

Tipe Pompa	Single Stage Centrifugal Pump
Tipe Pelatuk	Mixed Flow
Tipe Motor	Motor Elektrik
	1 Hp



Jas : Memompa Air Pendingin dari (CTU) ke Cooler (C-03) lalu kembali ke (BU-06)

densitas	ρ	1000 kg/m ³
viskositas	μ	0.0005 Pa.dtk

kapasitas Pompa

Aliran Massa	m	21391.4974 kg/jam	5.9421 kg/dtk
Aliran Volumetris	Q	21.3915 m ³ /jam	
faktor Keamanan		20 %	
margin Design		20 %	
kapasitas Pompa	Qp	30.8038 m ³ /jam	

ukuran Pipa Standar

Asumsi : Aliran Fluida Turbulen

ukuran Optimum	Di	55.2964 mm	2.1770 in
----------------	----	------------	-----------

Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

Material	Carbon Steel		
Nominal Pipe Size	NPS	2 1/2 in	
Schedule Number	Sch.N	40	
Inside Diameter	ID	2.469 in	
Outside Diameter	OD	2.88 in	

Angka Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area	Af	0.0031 m ²
Kecepatan Linier	V	2.7715 m/dtk
Bilangan Reynold	Re	347621.5642

Re > 4000, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi)	L + Le	100 m
Percepatan gravitasi bumi	g	9.807 m/dtk
Faktor Friksi	f	0.0140
Friction Head	ΣF	8.7614 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06	z1	0 m
Tinggi Fluida di BU-06	z2	0 m
Static Head	Δz	0 m

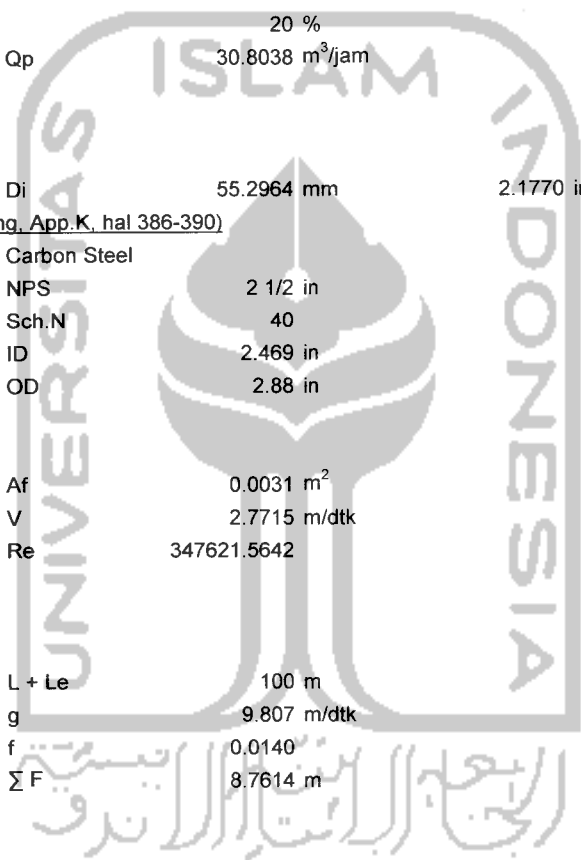
Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction	V1	0 m/dtk
Kec.Fluida stl bag.Discharge	V2	2.7715 m/dtk
Velocity Head	$\Delta V / 2g$	0.1413 m

Pressure Head

Tekanan Suction	P1	1 atm
Tekanan Discharge	P2	1 atm
Pressure Head	$\Delta P / \rho g$	0 m

Total Head



-Ws 8.9027 m

Parameter Pompa

efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
kapasitas	Q	78.4741 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	29.2083 ft
Power Pompa	BHP	0.7709 Hp
		0.5748 kW

Parameter Motor

efisiensi Motor	ϵ_m	71 %
Power Motor	P	1.0857 Hp
pilih Ukuran Motor Standar :		1.5 Hp

Specific Speed

Actual Pump Speed

Specific Pump Speed

N	2900 rpm
Ns	2044.7059 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis

impeller

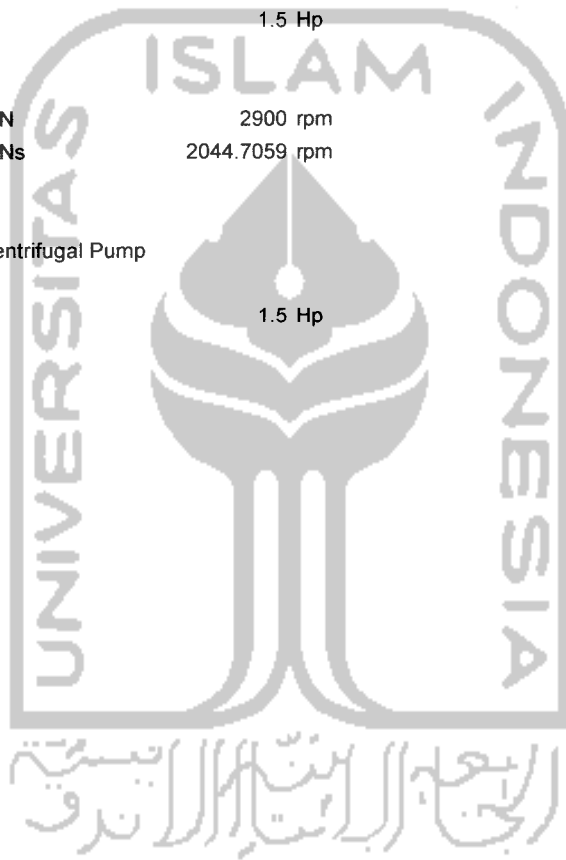
driver

Multi Stage Centrifugal Pump

Mixed Flow

Motor Elektrik

1.5 Hp



Jas : Memompa Air Pendingin dari (CTU) ke Cooler (C-04) lalu kembali ke (BU-06)

densitas	ρ	1000 kg/m ³
viskositas	μ	0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Aliran Massa	m	16166.9302 kg/jam	4.4908 kg/dtk
Aliran Volumetris	Q	16.1669 m ³ /jam	
Faktor Keamanan		20 %	
Faktor Design		20 %	
Kapasitas Pompa	Qp	23.2804 m ³ /jam	

Dimensi Pipa Standar

Asumsi : Aliran Fluida Turbulen

Dimensi Optimum

Spesifikasi Pipa Standar (kern.tabel 11)

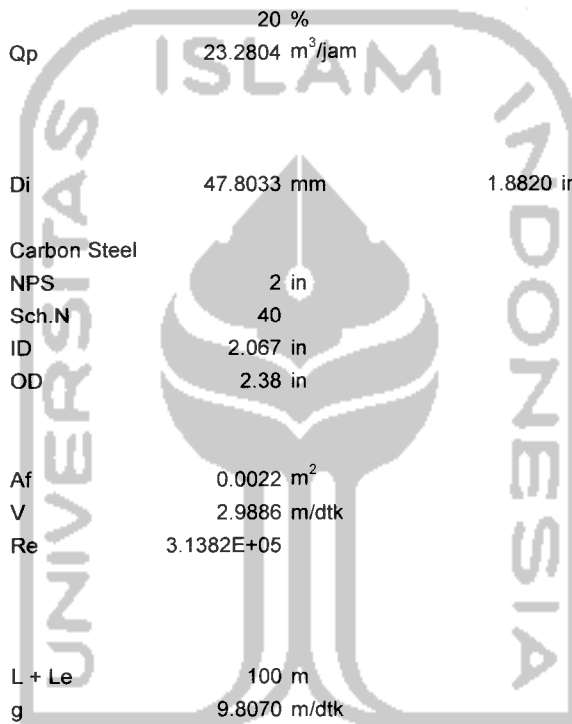
Materi

Nominal Pipe Size

Schedule Number

Inside Diameter

Outside Diameter



Di	47.8033 mm	1.8820 in
Carbon Steel		
NPS	2 in	
Sch.N	40	
ID	2.067 in	
OD	2.38 in	

Angka Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area

Kecepatan Linier

Bilangan Reynold

Re > 4000, Asumsi memenuhi

Af	0.0022 m ²
V	2.9886 m/dtk
Re	3.1382E+05

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi)

Percepatan gravitasi bumi

Faktor Friksi

Friction Head

L + Le	100 m
g	9.8070 m/dtk
f	0.0143
ΣF	12.4122 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06

Tinggi Fluida di BU-06

Static Head

z1	0 m
z2	0 m
Δz	0 m

Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction

Kec.Fluida stl bag.Discharge

Velocity Head

V1	0 m/dtk
V2	2.9886 m/dtk
$\Delta V / 2g$	0.1524 m

Pressure Head

Tekanan Suction

Tekanan Discharge

Pressure Head

P1	1 atm
P2	1 atm
$\Delta P / \rho g$	0 m

Total Head

-Ws	12.5646 m
-----	-----------

Spesifikasi Pompa

efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
kapasitas	Q	59.3079 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	41.2223 ft
Power Pompa	BHP	0.8222 Hp
		0.6131 kW

Spesifikasi Motor

efisiensi Motor	ϵ_m	72 %
Power Motor	P	1.1420 Hp
pilih Ukuran Motor Standar :		1.5 Hp

Specific Speed
Actual Pump Speed
Specific Pump Speed

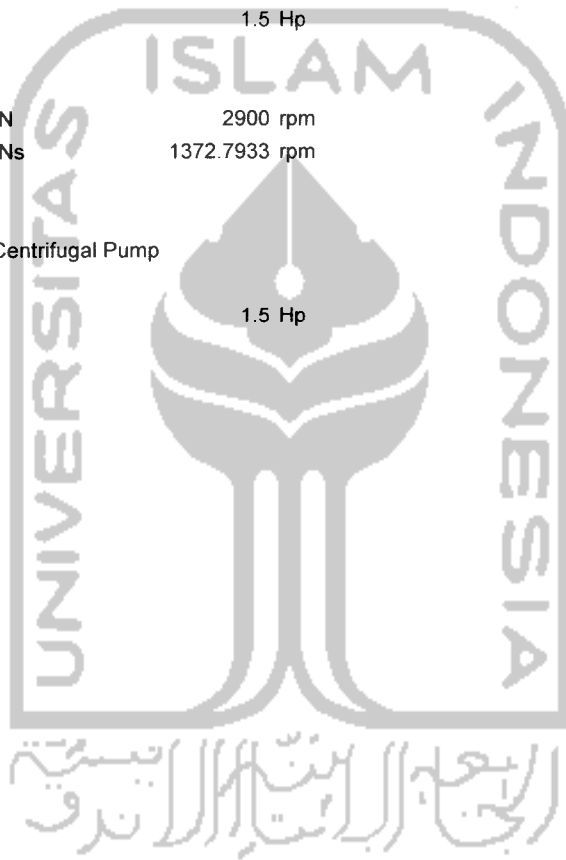
N	2900 rpm
Ns	1372.7933 rpm

Spesifikasi Pompa

jenis
pumpeller
river

Single Stage Centrifugal Pump
Mixed Flow
Motor Elektrik

1.5 Hp



Jas : Memompa Air Pendingin dari (CTU) ke Condenser (CD-01) lalu kembali ke (BU-06)

densitas ρ 1000 kg/m³
 viskositas μ 0.0005 Pa.dtk

Propietas Pompa

laju Alir Massa m 13542.2319 kg/jam 3.7617 kg/dtk
 laju Alir Volumetris Q 13.5422 m³/jam
 faktor Keamanan 20 %
 faktor Design 20 %
 kapasitas Pompa Qp 19.5008 m³/jam

Dimensi Pipa Standar

asumsi : Aliran Fluida Turbulen
 diameter Optimum Di 43.5964 mm 1.7164 in

Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)

material Carbon Steel
 nominal Pipe Size NPS 2 in
 schedule Number Sch.N 40
 inside Diameter ID 2.067 in
 outside Diameter OD 2.38 in

Angka Bilangan Reynold

luas inside Cross Sectional Area Af 0.0022 m²
 kecepatan Linier V 2.5034 m/dtk
 bilangan Reynold Re 262867.1913
 Re > 4000, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi) L + Le 100 m
 Percepatan gravitasi bumi g 9.8070 m/dtk
 Faktor Friksi f 0.0148
 Friction Head ΣF 9.0183 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06 z1 0 m
 Tinggi Fluida di BU-06 z2 0 m
 Static Head Δz 0 m

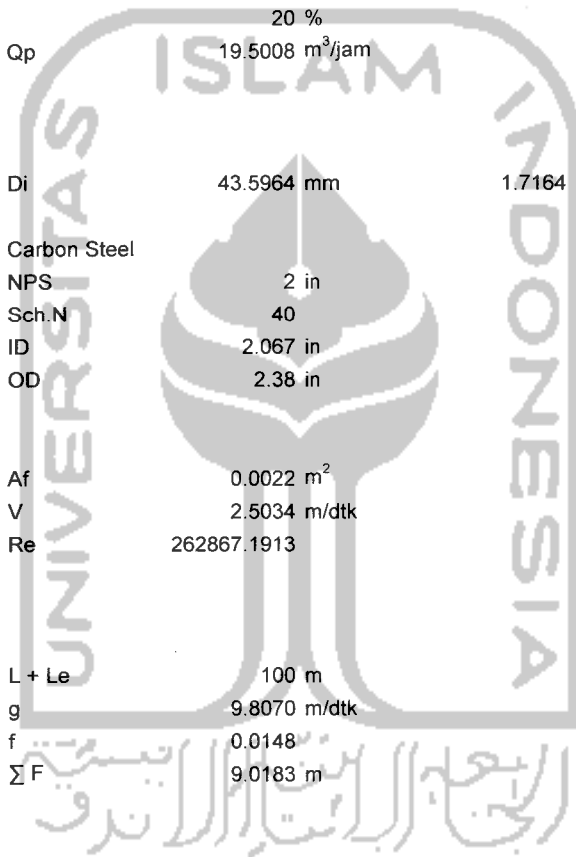
Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction V1 0 m/dtk
 Kec.Fluida stl bag.Discharge V2 2.5034 m/dtk
 Velocity Head $\Delta V / 2g$ 0.1276 m

Pressure Head

Tekanan Suction P1 1 atm
 Tekanan Discharge P2 1 atm
 Pressure Head $\Delta P / \rho g$ 0 m

Total Head



الجامعة الإسلامية
 Indonesia

Total Head -Ws 9.1459 m

Kapabilitas Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	49.6793 GPM
Spesific Gravity	S.g	0.9988
Tinggi Pompa	H	30.0063 ft
Kapasitas Pompa	BHP	0.5013 Hp
		0.3738 kW

Kapabilitas Motor

Efisiensi Motor	ϵ_m	72 %
Kapasitas Motor	P	0.6963 Hp
Jumlah Ukuran Motor Standar :		1 Hp

Spesific Speed

Actual Pump Speed	N	3325 rpm
Specific Pump Speed	Ns	1827.9718 rpm

Spesifikasi Pompa

Tipe	Multi Stage Centrifugal Pump	
Impeller	Mixed Flow	
Driver	Motor Elektrik	1 Hp

BU-19

Fungsi : Memompa Air Pendingin dari (CTU) ke Reaktor (R-01) lalu kembali ke (BU-06)

Densitas	ρ	1000 kg/m ³
Viskositas	μ	0.0005 Pa.dtk

Kapasitas Pompa

Laju Alir Massa	m	103722.6482 kg/jam	28.8118 kg/dtk
Laju Alir Volumetris	Q	103.7226 m ³ /jam	
Faktor Keamanan		20 %	
Over Design		20 %	
Kapasitas Pompa	Qp	149.3606 m ³ /jam	

Ukuran Pipa Standar

Asumsi : Aliran Fluida Turbulen

Diameter Optimum	Di	125.6684 mm	4.9476 in
------------------	----	-------------	-----------

Spesifikasi Pipa Standar (kern, tabel 11)

Bahan	Carbon Steel	
Nominal Pipe Size	NPS	2 in
Schedule Number	Sch.N	40
Inside Diameter	ID	2.067 in
Outside Diameter	OD	2.38 in

Cek Bilangan Reynold

Inside Cross Sectional Area	Af	0.0022 m ²
-----------------------------	----	-----------------------

Kecepatan Linier	V	19.1741 m/dtk
Angka Reynold	Re	2013352.1066
> 4000, Asumsi memenuhi		

Static Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi)	L + Le	100 m
Percepatan gravitasi bumi	g	9.8070 m/dtk
Koefisien Friksi	f	0.0104
Static Head	ΣF	371.4866 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06	z1	0 m
Tinggi Fluida di BU-06	z2	0 m
Static Head	Δz	0 m

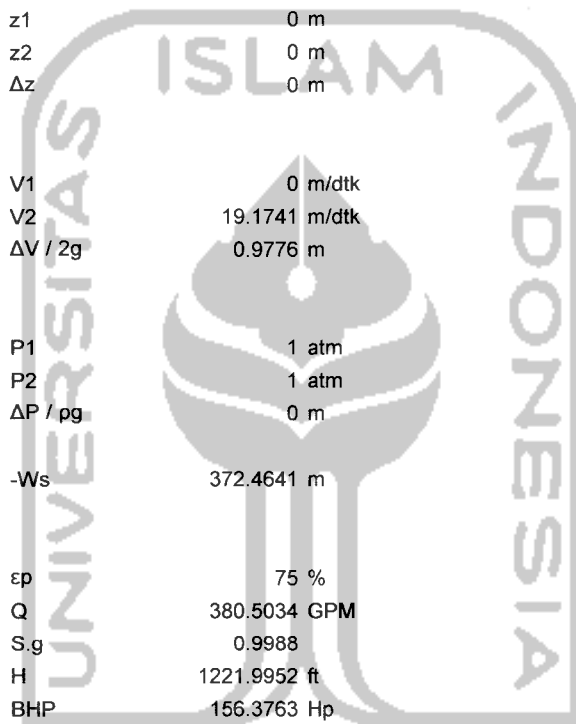
Velocity Head

Kecepatan Fluida sbm bag. Suction	V1	0 m/dtk
Kecepatan Fluida stl bag. Discharge	V2	19.1741 m/dtk
Velocity Head	$\Delta V / 2g$	0.9776 m

Pressure Head

Tekanan Suction	P1	1 atm
Tekanan Discharge	P2	1 atm
Pressure Head	$\Delta P / \rho g$	0 m

Total Head



جامعة الإسلام
INDONESIA

Tenaga Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	380.5034 GPM
Specific Gravity	S.g	0.9988
Head Pompa	H	1221.9952 ft
Tenaga Pompa	BHP	156.3763 Hp
		116.6098 kW

Tenaga Motor

Efisiensi Motor	ϵ_m	72 %
Tenaga Motor	P	217.1894 Hp
Dipilih Ukuran Motor Standar :		220 Hp

L. Specific Speed

Actual Pump Speed	N	3325 rpm
Specific Pump Speed	Ns	313.8115 rpm

Spesifikasi Pompa

Jenis	Multi Stage Centrifugal Pump	
Impeller	Mixed Flow	
Driver	Motor Elektrik	220 Hp

Jas : Memompa Air Pendingin dari (CTU) ke Condenser (CD-02) lalu kembali ke (BU-06)

densitas	ρ	1000 kg/m ³
viskositas	μ	0.0005 Pa.dtk

Propietas Pompa

laju Alir Massa	m	2768.6015 kg/jam	0.7691 kg/dtk
laju Alir Volumetris	Q	2.7686 m ³ /jam	
faktor Keamanan		20 %	
margin Design		20 %	
kapasitas Pompa	Qp	3.9868 m ³ /jam	

Dimensi Pipa Standar

Asumsi : Aliran Fluida Turbulen

diameter Optimum	Di	19.0962 mm	0.7518 in
------------------	----	------------	-----------

Referensi Spesifikasi Pipa Standar (Brownell & Young, App.K, hal 386-390)

material	Carbon Steel
nominal Pipe Size	NPS 8 in
schedule Number	Sch.N 40
inside Diameter	ID 7.981 in
outside Diameter	OD 8.625 in

Angka Bilangan Reynold

inside Cross Sectional Area	Af	0.0323 m ²
kecepatan Linier	V	0.0343 m/dtk
bilangan Reynold	Re	13918.4138

Re > 4000, Asumsi memenuhi

Friction Head

Panjang Ekuivalen Pipa (estimasi)	L + Le	100 m
Percepatan gravitasi bumi	g	9.807 m/dtk
Faktor Friksi	f	0.0292
Friction Head	ΣF	0.0009 m

Static Head

Tinggi Fluida di BU-06	z1	0 m
Tinggi Fluida di BU-06	z2	0 m
Static Head	Δz	0 m

Velocity Head

Kec.Fluida sbm bag.Suction	V1	0 m/dtk
Kec.Fluida stl bag.Discharge	V2	0.0343 m/dtk
Velocity Head	$\Delta V / 2g$	0.0018 m

Pressure Head

Tekanan Suction	P1	1 atm
Tekanan Discharge	P2	1 atm
Pressure Head	$\Delta P / \rho g$	0 m

<u>Total Head</u>	-Ws	0.0026 m
-------------------	-----	----------

Spesifikasi Pompa

Efisiensi Pompa	ϵ_p	75 %
Kapasitas	Q	10.1565 GPM
Spesific Gravity	S.g	0.9988
Tinggi Pompa	H	0.0086 ft
Daya Pompa	BHP	2.9316.E-05 Hp
		0.5000 kW

Spesifikasi Motor

Effisiensi Motor	ϵ_m	71 %
Daya Motor	P	4.1290.E-05 Hp
Dimensi Ukur Motor Standar :		0.5 Hp

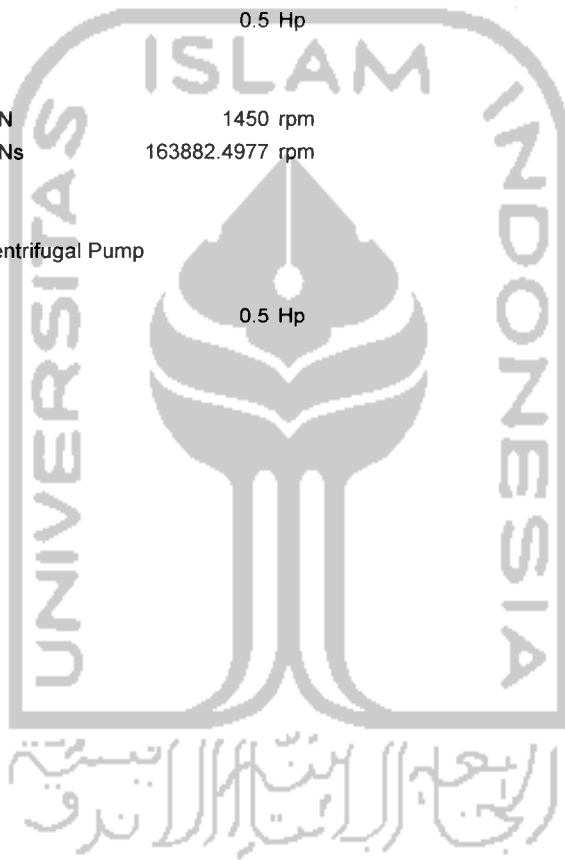
Spesifikasi Kecepatan

Kecepatan Pompa	N	1450 rpm
Kecepatan Pompa Spesific	Ns	163882.4977 rpm

Spesifikasi Pompa

Tipe Pompa	Multi Stage Centrifugal Pump
Tipe Pelimpas	Axial Flow
Tipe Motor	Motor Elektrik

0.5 Hp



PERANGKATAN LISTRIK

BUTUHAN LISTRIK ALAT PROSES

NO	ALAT YANG MEMERLUKAN	KODE	JUMLAH	POWER(HP)	
				@	TOTAL
1	pompa	P-01	10	1.5	15
2	pompa	P-02	2	13	26
3	pompa	P-03	1	1	1
4	pompa	P-04	1	1.5	1.5
5	pompa	P-05	1	1	1
6	pompa	P-06	1	1	1
7	pompa	P-07	5	0.5	2.5
8	pompa	P-08	1	1.5	1.5
9	pompa	P-09	1	0.5	0.5
10	pompa	P-10	2	2	4
9	pompa	P-11	1	31	31
10	pompa	P-12	1	0.5	0.5
					85.5

EBUTUHAN LISTRIK ALAT UTILITAS

NO	ALAT YANG MEMERLUKAN	KODE	JUMLAH	POWER(HP)	
				@	TOTAL
1	pompa	PU-01	1	1.5	1.5
2	pompa	PU-02	1	0.5	0.5
3	pompa	PU-03	1	0.5	0.5
4	pompa	PU-04	1	0.5	0.5
5	pompa	PU-05	1	0.5	0.5
6	pompa	PU-06	1	0.5	0.5
7	pompa	PU-07	1	0.5	0.5
8	pompa	PU-08	1	3.5	3.5
9	pompa	PU-09	1	0.5	0.5
10	pompa	PU-10	1	0.5	0.5
11	pompa	PU-11	1	0.5	0.5
12	pompa	PU-12	1	0.5	0.5
13	pompa	PU-13	1	2	2
14	pompa	PU-14	1	1	1
15	pompa	PU-15	1	1.5	1.5
16	pompa	PU-16	1	1.5	1.5
17	pompa	PU-17	1	1	1
18	pompa	PU-18	1	0.5	0.5
19	pompa	PU-19	1	220	220
20	Premix Tank	TU-01	1	0.5	0.5
21	Clarifier	CLU	1	0.5	0.5
22	Tangki Klorinator	TU-02	1	0.5	0.5
23	Cooling Tower (Fan)	CTU	1	20	20
24	Blower	BWU	1	8.5	8.5
25	Kompresor Udara	KU	1	32	32
					299.5

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas

= 385 Hp

faktor keamanan diambil 10 % sehingga dibutuhkan listrik = 423.5 Hp

Butuhan Listrik Alat Instrumentasi dan Kontrol

Butuhan listrik untuk alat instrumentasi dan kontrol diperkirakan sebesar 5 % dari kebutuhan alat proses dan utilitas = 21.175 Hp

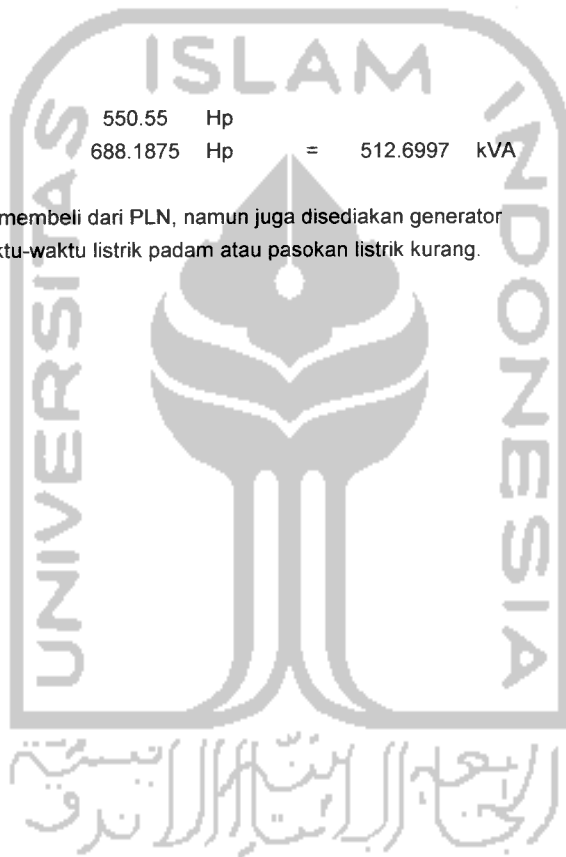
Butuhan Listrik Laboratorium, Rumah Tangga, Perkantoran dan Lain-lain

Butuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan sebesar 25 % dari kebutuhan alat proses dan utilitas = 105.875 Hp

Butuhan Listrik Total

Butuhan listrik total sebesar = 550.55 Hp
Faktor Daya diperkirakan 80 % = 688.1875 Hp = 512.6997 kVA

Daya listrik sebesar ini diperoleh dengan membeli dari PLN, namun juga disediakan generator cadangan berkekuatan 500 kVA jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik kurang.





LAMPIRAN F

ANALISA EKONOMI

i Karyawan

No	JABATAN	KLASIFIKASI	JUMLAH	GAJI/BULAN	GAJI TOTAL
1	Direktur utama	S1 – T. Kimia	1	15,000,000.00	15,000,000.00
2	Direktur Teknik dan Produksi	S1 – T. Kimia	1	8,000,000.00	8,000,000.00
3	Direktur Administrasi dan Keuangan	S1 – Ekonomi	1	8,000,000.00	8,000,000.00
4	Staf Ahli	S1 – T. Kimia	3	6,000,000.00	18,000,000.00
5	Kepala Bagian Teknik	S1 – T. Kimia	1	5,000,000.00	5,000,000.00
6	Kepala Bagian Operasi	S1 – T. Kimia	1	5,000,000.00	5,000,000.00
7	Kepala Bagian K3 dan Lingkungan	S1 - T.Lingkungan	1	5,000,000.00	5,000,000.00
8	Kepala Bagian Litbang	S1 – T. Kimia	1	5,000,000.00	5,000,000.00
9	Kepala Bagian Pemasaran	S1 – Ekonomi	1	5,000,000.00	5,000,000.00
10	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	S1 – Ekonomi	1	5,000,000.00	5,000,000.00
11	Kepala Bagian Personalia dan Umum	S1 – Psikologi	1	5,000,000.00	5,000,000.00
12	Kepala Seksi Pengadaan dan Pemeliharaan	S1 – T. Mesin	1	3,000,000.00	3,000,000.00
	Peralatan		1	3,000,000.00	3,000,000.00
13	Kepala Seksi Produksi dan Utilitas	D3 – T. Kimia	1	3,000,000.00	3,000,000.00
14	Kepala Seksi Teknikal	D3 – T. Mesin	1	3,000,000.00	3,000,000.00
15	Kepala Seksi Laboratorium	D3 – Analis Kimia	1	3,000,000.00	3,000,000.00
16	Kepala Seksi K3 dan Pengolahan Limbah	D3 - T.Kimia	1	3,000,000.00	3,000,000.00
17	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	D3 - T.Kimia	1	3,000,000.00	3,000,000.00
18	Kepala Seksi Administrasi dan Kas	D3 - Ekonomi	1	3,000,000.00	3,000,000.00
19	Kepala Seksi Personalia dan Humas	S1 – Psikologi	1	3,000,000.00	3,000,000.00
20	Kepala Seksi keamanan dan Ketertiban	D3-	1	3,000,000.00	3,000,000.00
21	Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran	D3 - Ekonomi	1	3,000,000.00	3,000,000.00
22	Sekretaris	D3 Sekretaris	3	2,500,000.00	7,500,000.00
23	Karyawan staf	STM/SLTA	60	1,500,000.00	90,000,000.00
24	Dokter	S1 - Kedokteran	1	4,000,000.00	4,000,000.00
25	Perawat	D3 Perawat	2	2,000,000.00	4,000,000.00
27	Sopir	SLTA	5	1,000,000.00	5,000,000.00
28	Satpam	SLTA	9	1,500,000.00	13,500,000.00
29	Cleaning Service	SLTP	8	1,000,000.00	8,000,000.00
			112		249,000,000.00
					2,988,000,000.00
					1 Tahun

الجامعة الإسلامية
البحرينية

Perhitungan Bahan Utilitas

		Kebutuhan	harga Rp/kg	Pembelian
kg/th	Alum	4869.9120	600	2,921,947.17
kg/th	Kaporit	88.1250	3000	264,375.00
kg/th	CaOH	102268.1510	1000	102,268,151.02
kg/th	Zeolit	868.0000	8500	7,378,000.00
kg/th	Resin Anion Exchanger	341.6000	1700	580,720.00
kg/th	Bahan Bakar	1713727.2228	700	1.20E+09
kg/th	NaCl	487.5310	250	121,882.74
kg/th	NaOH	1645.4170	1000	1,645,417.04
kg/th	Freon	37566921.14	4000	1.50E+11
KWh/th	Listrik	1091983.7500	170	185,637,237.50
				1.52E+11

1 TAHUN

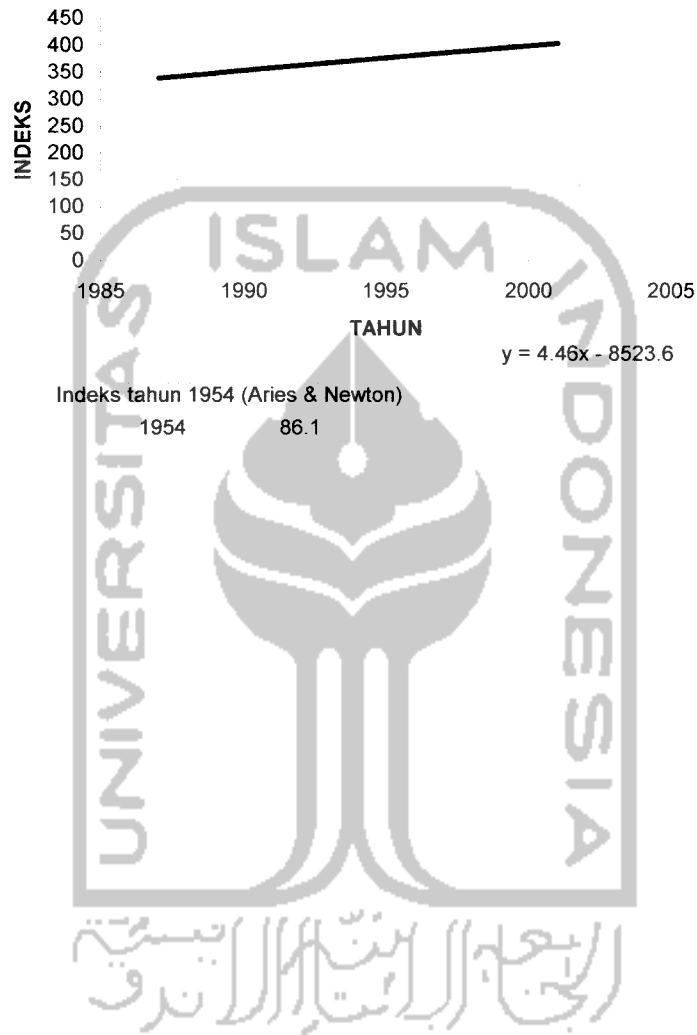


IGA INDEX

rga indeks didapat dari Chemical Engineering Progress (www.che.com) dan Peter Timmerhaus,1990) ari dengan persamaam regresi linier:

Tahun)	Y (indeks)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	357.6
1991	361.3
1992	358.2
1993	359.2
1994	368.1
1995	381.1
1996	381.7
1997	386.5
1998	389.5
1999	390.6
2000	394.1
2001	394.3

Tahun	Indeks
2004	414.24
2005	418.7
2006	423.16
2007	427.62
2008	432.08
2009	436.54
2010	441



IT BESAR

FAKTOR GELEMBUNG

Material yang digunakan Carbon Steel SA-283 grade C
 Basis harga dari fig 16-24 Timmerhaus hal 708)
 Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad \text{(Aries Newton, 15)}$$

Kap. gal	Harga, \$
1000	10000
078.1861	19632.56

Harga alat pada tahun akan didirikan
 Metode Indeks

$$x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad \text{(Aries Newton, 6)}$$

tahun	R-01, \$
2004	22742.1464
2005	22987.0044
2006	23231.8623
2007	23476.7203
2008	23721.5783
2009	23966.4363
2010	24211.2943



MEMENARA DISTILASI

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA-283 Grade C
 Basis harga dari Fig 16, 26 Timmerhaus)
 Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad \text{(Aries Newton, 5)}$$

Tray	Diameter, ft	Harga, \$	Σ Tray	Harga, \$
Basis	6	700	-	-
MD - 01	6	700.00	28	19600.0004
MD - 02	6.3333	723.0806	18	13015.4507

Harga alat pada tahun akan didirikan
 Metode Indeks

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad \text{(Aries Newton, 6)}$$

tahun	MD-01, \$	MD-02, \$
2004	22704.4300	15076.9583
2005	22948.8819	15239.2875
2006	23193.3338	15401.6166
2007	23437.7857	15563.9458
2008	23682.2376	15726.2750
2009	23926.6895	15888.6041
2010	24171.1414	16050.9333

AT KECIL

NGKI

Bahan Carbon steel

Basis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Tangki	Vol, gallon	Harga, \$
Basis	1000	6000
- 01	9025800	1.417E+06
- 03	2467500	6.509E+05
- 04	6006000	1.110E+06

Bahan Carbon steel

(Basis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

Tangki	Vol, gallon	Harga, \$
Basis	10000	11000
T - 02	33821.4069	2.2851E+04

harga alat pada tahun akan didirikan

Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

tahun	T - 01,\$	T - 02,\$	T - 03,\$	T - 04,\$
2004	1.6417E+06	2.6471E+04	7.5398E+05	1.29E+06
2005	1.6594E+06	2.6756E+04	7.6210E+05	1.30E+06
2006	1.6771E+06	2.7041E+04	7.7022E+05	1.31E+06
2007	1.6947E+06	2.7326E+04	7.7833E+05	1.33E+06
2008	1.7124E+06	2.7611E+04	7.8645E+05	1.34E+06
2009	1.7301E+06	2.7896E+04	7.9457E+05	1.35E+06
2010	1.7478E+06	2.8181E+04	8.0269E+05	1.37E+06

ACCUMULATOR

Bahan Carbon steel

(Basis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Tangki	Vol, gallon	Harga, \$
Basis	1000	6000
AC - 01	162.8022	2019.0518
AC - 02	136.7051	1818.1182

harga alat pada tahun akan didirikan
metode Indeks

$$x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

tahun	A - 01,\$	A - 02,\$
2004	2338.8479	2106.0886
2005	2364.0296	2128.7642
2006	2389.2113	2151.4399
2007	2414.3930	2174.1155
2008	2439.5747	2196.7911
2009	2464.7564	2219.4668
2010	2489.9380	2242.1424

CONDENSER

bahan yang digunakan Carbon Steel
basis harga dari Fig 15-17 Timmerhaus hal 618)
metode Six - tenth faktor

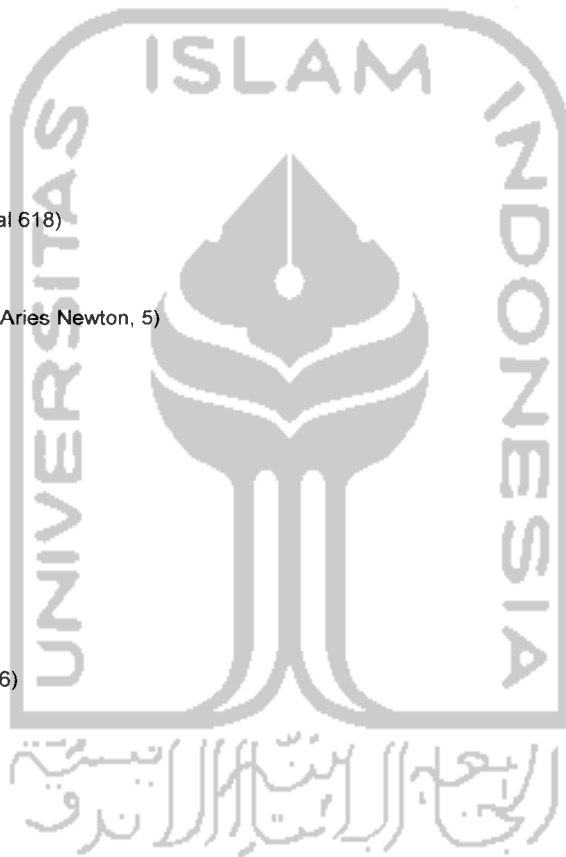
$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Condensor	Area, ft2	Harga , \$
basis	10	1000
D - 01	64.3069	3054.6013
D - 02	43.9995	2432.5870

harga alat pada tahun akan didirikan
metode Indeks

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

tahun	CD - 01,\$	CD - 02,\$
2004	3538.4174	2817.8827
2005	3576.5145	2848.2220
2006	3614.6116	2878.5613
2007	3652.7087	2908.9006
2008	3690.8058	2939.2399
2009	3728.9029	2969.5793
2010	3767.0000	2999.9186



BOILER

Material yang digunakan Stainless Steel 304
 Basis harga dari Fig 15-19 Timmerhaus hal 619)
 Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Condensor	Area, ft2	Harga, \$
Basis	60	1000
H - 01	459.9158	3394.0343
H - 02	262.4772	2424.1761

Harga alat pada tahun akan didirikan
 Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

tahun	RB - 01, \$	RB - 02, \$
2004	3931.6128	2808.1396
2005	3973.9433	2838.3740
2006	4016.2739	2868.6084
2007	4058.6044	2898.8428
2008	4100.9349	2929.0773
2009	4143.2654	2959.3117
2010	4185.5959	2989.5461

Heatex Double Pipe

Bahan Carbon steel
 Basis harga dari Fig 15-17 Timmerhaus)
 Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

	A, ft2	Harga, \$
Basis	10	1000
H - 01	124.8692	4548.5515
H - 02	46.2078	2505.1247

Harga alat pada tahun akan didirikan
 Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$



tahun	H - 01,\$	H - 02,\$
2004	5268.9932	2901.9095
2005	5325.7229	2933.1536
2006	5382.4526	2964.3976
2007	5439.1823	2995.6416
2008	5495.9120	3026.8856
2009	5552.6417	3058.1296
2010	5609.3714	3089.3736

Cooler Shell & Tube

Material yang digunakan Stainless Steel 304
 Basis harga dari Fig 15-19 Timmerhaus hal 619)
 Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \text{ (Aries Newton, 5)}$$

	Area, ft2	Harga, \$
Basis	300	6000
- 01	466.1710	7816.3800
- 02	338.7509	6453.6708
- 03	304.5651	6054.6153

Harga alat pada tahun akan didirikan
 Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \text{ (Aries Newton, 6)}$$

tahun	C - 01,\$	C - 02,\$	C - 03,\$
2004	9054.4107	7475.8630	7013.6014
2005	9151.8968	7556.3534	7089.1147
2006	9249.3830	7636.8438	7164.6281
2007	9346.8692	7717.3342	7240.1415
2008	9444.3554	7797.8246	7315.6549
2009	9541.8415	7878.3150	7391.1683
2010	9639.3277	7958.8054	7466.6816

Cooler Double Pipe

Material Carbon steel
 (Basis harga dari Fig 15-17 Timmerhaus hal 618)
 Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \text{ (Aries Newton, 5)}$$

	A, ft2	Harga, \$
Basis	10	1000
C - 04	127.4616	4604.9787

Harga alat pada tahun akan didirikan
 Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \text{ (Aries Newton, 6)}$$

tahun	C - 04,\$
2004	5334.3578
2005	5391.7913
2006	5449.2247
2007	5506.6582
2008	5564.0917
2009	5621.5251
2010	5678.9586

ipa

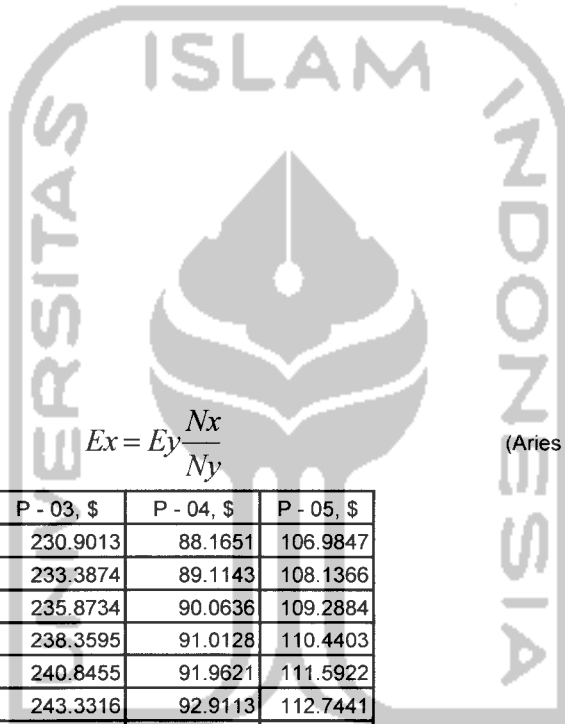
an Stainless steel tipe 304

sis harga dari Fig 14-41 Timmerhaus hal 527)

ode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Pump	Vol, gpm	Harga , \$
01	5000	2000
02	220.1082	307.0646
03	220.1082	307.0646
04	107.1207	199.3297
05	21.5273	76.1101
06	29.7188	92.3564
07	11.9908	53.5744
08	220.1082	307.0646
09	22.4225	77.9936
10	18.8282	70.2318
11	220.1082	307.0646
12	13.7631	58.1941
13	3.0091	23.3727



arga alat pada tahun akan didirikan

etode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries Newton, 6)

tahun	P - 01, \$	P - 02, \$	P - 03, \$	P - 04, \$	P - 05, \$
2004	355.7003	355.7003	230.9013	88.1651	106.9847
2005	359.5300	359.5300	233.3874	89.1143	108.1366
2006	363.3598	363.3598	235.8734	90.0636	109.2884
2007	367.1895	367.1895	238.3595	91.0128	110.4403
2008	371.0192	371.0192	240.8455	91.9621	111.5922
2009	374.8489	374.8489	243.3316	92.9113	112.7441
2010	378.6786	378.6786	245.8176	93.8606	113.8959

tahun	P - 06, \$	P - 07, \$	P - 08, \$	P - 09, \$	P - 10, \$	P - 11, \$	P - 12, \$
2004	62.0600	355.7003	90.3469	81.3557	355.7003	67.4114	3.4857
2005	62.7282	359.5300	91.3197	82.2316	359.5300	68.1372	3.5232
2006	63.3963	363.3598	92.2924	83.1076	363.3598	68.8630	3.5608
2007	64.0645	367.1895	93.2651	83.9835	367.1895	69.5888	3.5983
2008	64.7327	371.0192	94.2379	84.8594	371.0192	70.3146	3.6358
2009	65.4009	374.8489	95.2106	85.7354	374.8489	71.0404	3.6734
2010	66.0691	378.6786	96.1834	86.6113	378.6786	71.7662	3.7109

PARATOR

an yang digunakan Stainless Steel
 is harga dari Fig 16-28 Timmerhaus hal 712)
 ode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

parator	Diameter, in	Harga, \$
Basis	60	100000
SP-01	30.2430	66295.4840
SP-02	12.00	38073.0795

rga alat pada tahun akan didirikan
 ode Indeks

$$Ix = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

tahun	SP-01, \$	SP-02, \$
2004	76795.9768	44103.4465
2005	77622.8164	44578.2953
2006	78449.6561	45053.1441
2007	79276.4957	45527.9929
2008	80103.3354	46002.8417
2009	80930.1750	46477.6905
2010	81757.0147	46952.5393



APORIZER

ahan Carbon Steel
 Basis harga dari fig 29, Aries & Newton)
 Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 15})$$

Area, ft2	Harga, \$
800	3500
30.7913	495.7591

Harga alat pada tahun akan didirikan
 Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

tahun	VP - 01, \$
2004	574.2820
2005	580.4651
2006	586.6483
2007	592.8314
2008	599.0145
2009	605.1976
2010	611.3808

ANSION VALVE

an Carbon Steel

sis harga dari fig 14-27, Timerhause, p 511)

ode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 15})$$

Alat	Diameter, in	Harga, \$
01	0.8	200
02	3	442.0270
03	4	525.3056
04	2.5	396.2233

Harga alat pada tahun akan didirikan

Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

tahun	EV - 01,\$	EV - 02,\$	EV - 03,\$
2004	512.0393	608.5083	458.9808
2005	517.5523	615.0600	463.9225
2006	523.0652	621.6116	468.8642
2007	528.5782	628.1632	473.8059
2008	534.0912	634.7148	478.7477
2009	539.6042	641.2665	483.6894
2010	545.1171	647.8181	488.6311

FURNACE

Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

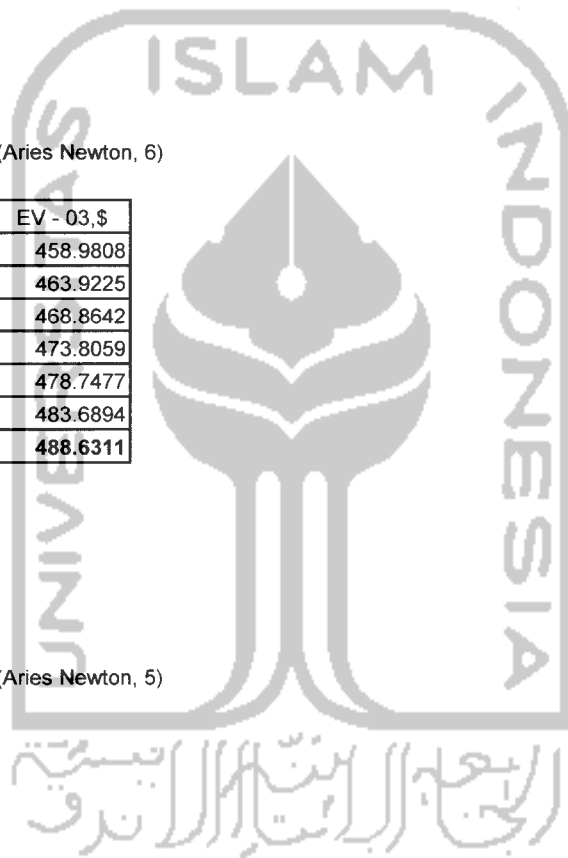
Furnace	BTU/J	Harga , \$
01	4.00E+08	4301200
F-01	4.48E+05	73010.48

Harga alat pada tahun akan didirikan

Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

tahun	Harga Alat, \$
2004	84574.5506
2005	85485.1399
2006	86395.7291
2007	87306.3184
2008	88216.9077
2009	89127.4969
2010	90038.0862



.ITAS

mix Tank

an Carbon steel

sis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

ode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Kap, Gal	Harga , \$
sis	3000	20000
- 01	3350.2814	21370.0734

rga alat pada tahun akan didirikan

etode Indeks

$$\bar{E}_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

tahun	Harga Alat, \$
2004	24754.8635
2005	25021.3919
2006	25287.9202
2007	25554.4485
2008	25820.9768
2009	26087.5051
2010	26354.0335

larifier

ahan Carbon steel

Basis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

etode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Kap, gal	Harga , \$
Basis	3000	20000
CLU - 01	3361.8248	21414.2215

Harga alat pada tahun akan didirikan

Metode Indeks

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

tahun	Harga Alat, \$
2004	24806.0042
2005	25073.0831
2006	25340.1621
2007	25607.2410
2008	25874.3200
2009	26141.3989
2010	26408.4778



d Filter

an Carbon steel

sis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

ode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Kap.gal	Harga, \$
asis	300	3000
- 01	3353.6447	12769.0543

rga alat pada tahun akan didirikan

tode Indeks

$$Ix = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Tahun	FU - 01, \$
2004	14791.5353
2005	14950.7914
2006	15110.0475
2007	15269.3036
2008	15428.5597
2009	15587.8158
2010	15747.0719



(Aries Newton, 6)

arbon Filter

ahan Carbon Steel

Basis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6}$$

	Kap, gall	Harga, \$
Basis	300	3000
CFU - 01	4023.9605	14244.2873

Harga alat pada tahun akan didirikan

Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Tahun	CF - 01, \$
2004	16500.4295
2005	16678.0847
2006	16855.7400
2007	17033.3953
2008	17211.0505
2009	17388.7058
2010	17566.3610

(Aries Newton, 6)

on Exchanger

an Carbon Steel

sis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

ode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6}$$

	Kap, gall	Harga , \$
asis	300	3000
J - 01	99.5715	1547.8523

rga alat pada tahun akan didirikan

tode Indeks

$$Ix = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries Newton, 5)

Tahun	KE - 01, \$
2004	1793.0155
2005	1812.3203
2006	1831.6252
2007	1850.9301
2008	1870.2349
2009	1889.5398
2010	1908.8447

(Aries Newton, 6)

nion Exchanger

ahan Carbon steel

Basis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6}$$

	Kap,gal	Harga, \$
Basis	300	3000
AEU - 01	99.5715	1547.8523

Harga alat pada tahun akan didirikan

Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries Newton, 5)

Tahun	AE - 01, \$
2004	1793.01547
2005	1812.32034
2006	1831.62521
2007	1850.93008
2008	1870.23495
2009	1889.53982
2010	1908.84469



Parameter

Material Carbon steel

Basis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Kapasitas, gal	Harga, \$
Basis	9000	20000
U - 01	99.5715	1340.8046

Harga alat pada tahun akan didirikan

Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

tahun	Harga Alat, \$
2004	1553.1737
2005	1569.8963
2006	1586.6188
2007	1603.3414
2008	1620.0639
2009	1636.7865
2010	1653.5091

Parameter Umpan Boiler

Material Carbon Steel

Basis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

Metode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Kap, gall	Harga, \$
Basis	300	3000
TU - 03	497.8575	4065.4771

Harga alat pada tahun akan didirikan

Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Tahun	TU - 03, \$
2004	4709.4050
2005	4760.1098
2006	4810.8145
2007	4861.5193
2008	4912.2241
2009	4962.9289
2010	5013.6336



or

an Carbon steel SA 285 grade C
is harga dari Fig B - 3 Timmerhaus)
ode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Kap lb/h	Harga , \$
is	50000	200000
U - 01	4154.3125	44951.8420

ga alat pada tahun akan didirikan
ode Indeks

$$x = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Tahun	BL - 01, \$
2004	52071.7311
2005	52632.3721
2006	53193.0130
2007	53753.6540
2008	54314.2950
2009	54874.9360
2010	55435.5770

lower

enis : Centrifugal Blower
Basis harga dari Fig 14-50 Timmerhaus)
etode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Cap, ft3/mnt	Harga , \$
3asis	900	20000
BWU - 01	8.1847	1192.0251

Harga alat pada tahun akan didirikan
Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

tahun	Harga Alat, \$
2004	1380.8291
2005	1395.6961
2006	1410.5630
2007	1425.4300
2008	1440.2970
2009	1455.1640
2010	1470.0310



ling Tower

s : induced draft

is harga dari Fig B - 6 Timmerhaus)

ode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Kap, gpm	Harga , \$
asis	300	500000
J - 01	1413.6494	1.2674E+06

ga alat pada tahun akan didirikan

ode Indeks

$$x = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

tahun	Harga Alat, \$
2004	1468103.96
2005	1483910.60
2006	1499717.24
2007	1515523.88
2008	1531330.53
2009	1547137.17
2010	1562943.81

angka Klorinator

ahan Carbon Steel

asis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

etode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Kap, gall	Harga , \$
asis	300	3000
TU - 02	388.0438	3500.8775

Harga alat pada tahun akan didirikan

Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Tahun	TU - 02, \$
2004	4055.3789
2005	4099.0420
2006	4142.7051
2007	4186.3681
2008	4230.0312
2009	4273.6943
2010	4317.3574



Compressor

jenis : Centrifugal motor

jenis harga dari Fig 14-48 Timmerhaus)

kode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	HP	Harga , \$
jenis	200	70000
- 01	32	23311.4898

jenis alat pada tahun akan didirikan

kode Indeks

$$x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

tahun	Harga Alat, \$
2004	27003.7795
2005	27294.5212
2006	27585.2629
2007	27876.0047
2008	28166.7464
2009	28457.4881
2010	28748.2299



pa

an Stainless steel tipe 304

is harga dari Fig 14-41 Timmerhaus hal 527)

ode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

Pump	Vol, gpm	Harga , \$
sis	5000	2000
- 01	46.5193	120.8448
- 02	46.5193	120.8448
- 03	46.5193	120.8448
- 04	46.5193	120.8448
- 05	46.5193	120.8448
- 06	46.5193	120.8448
- 07	5.3881	33.1518
- 08	1176.6348	839.5238
- 09	1.3826	14.6575
- 10	1.3826	14.6575
- 11	1.3826	14.6575
- 12	6.9129	38.4984
- 13	440.5167	465.6133
- 14	157.9970	251.6734
- 15	78.4741	165.3803
- 16	59.3079	139.8027
- 17	49.6793	125.7052
- 18	10.1565	48.4948
- 19	380.5034	426.4451



harga alat pada tahun akan didirikan

Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$



tahun	P - 01, \$	P - 02, \$	P - 03, \$	P - 04, \$	P - 05, \$	P - 06, \$	P - 07, \$	P - 08, \$	P - 09, \$
2004	139.9853	139.9853	139.9853	139.9853	139.9853	139.9853	38.4027	972.4954	16.9791
2005	141.4925	141.4925	141.4925	141.4925	141.4925	141.4925	38.8162	982.9659	17.1619
2006	142.9997	142.9997	142.9997	142.9997	142.9997	142.9997	39.2297	993.4365	17.3447
2007	144.5069	144.5069	144.5069	144.5069	144.5069	144.5069	39.6432	1003.9071	17.5275
2008	146.0141	146.0141	146.0141	146.0141	146.0141	146.0141	40.0566	1014.3776	17.7103
2009	147.5213	147.5213	147.5213	147.5213	147.5213	147.5213	40.4701	1024.8482	17.8932
2010	149.0284	149.0284	149.0284	149.0284	149.0284	149.0284	40.8836	1035.3188	18.0760

tahun	P - 10, \$	P - 11, \$	P - 12, \$	P - 13, \$	P - 14, \$	P - 15, \$	P - 16, \$	P - 17, \$	P - 18, \$
2004	16.9791	16.9791	44.5961	539.3615	291.5357	191.5747	161.9459	145.6155	56.1759
2005	17.1619	17.1619	45.0762	545.1686	294.6746	193.6374	163.6896	147.1833	56.7807
2006	17.3447	17.3447	45.5564	550.9758	297.8135	195.7000	165.4332	148.7511	57.3855
2007	17.5275	17.5275	46.0366	556.7829	300.9524	197.7626	167.1768	150.3189	57.9904
2008	17.7103	17.7103	46.5167	562.5900	304.0912	199.8252	168.9204	151.8867	58.5952
2009	17.8932	17.8932	46.9969	568.3972	307.2301	201.8879	170.6640	153.4545	59.2000
2010	18.0760	18.0760	47.4770	574.2043	310.3690	203.9505	172.4077	155.0223	59.8048

tahun	P - 19, \$
2004	493.9894
2005	499.3081
2006	504.6267
2007	509.9453
2008	515.2640
2009	520.5826
2010	525.9013

ingki Larutan NaOH
 bahan Carbon Steel
 basis harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)
 metode Six - tenth faktor

$$Cost A = Cost B \left(\frac{Size A}{Size B} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Kap, gall	Harga, \$
basis	2000	5400
TU - 02	3590.0008	7670.6557

harga alat pada tahun akan didirikan
 Metode Indeks

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Tahun	TU - 02, \$
2004	8885.6052
2005	8981.2739
2006	9076.9426
2007	9172.6113
2008	9268.2800
2009	9363.9487
2010	9459.6174



Jika Larutan NaCl

dan Carbon Steel

(Berdasarkan harga dari Fig 14-56 Timmerhaus)

kode Six - tenth faktor

$$CostA = CostB \left(\frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6} \quad (\text{Aries Newton, 6})$$

	Kap, gall	Harga, \$
Size	300	3000
TU-02	1063.7039	6411.2242

Biaya alat pada tahun akan didirikan

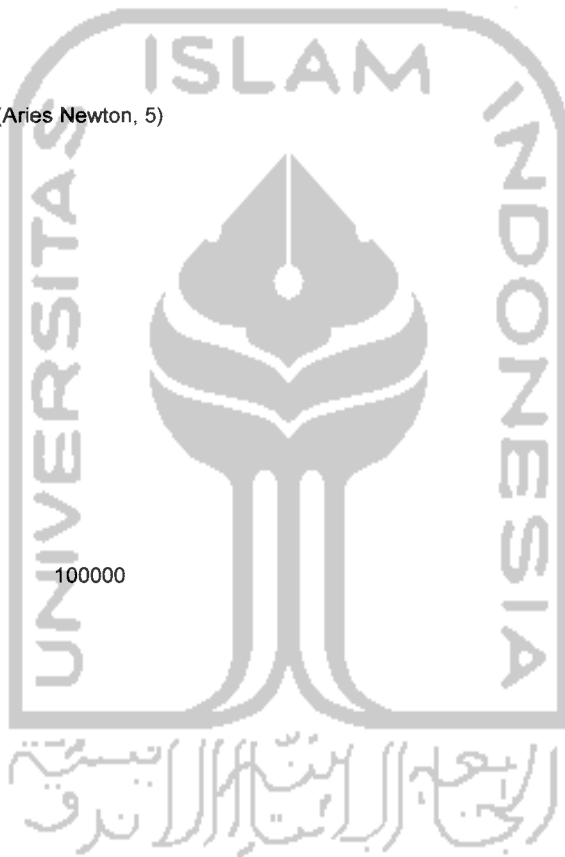
kode Indeks

$$Cost_x = Cost_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries Newton, 5})$$

Tahun	TU - 02, \$
2004	7426.6933
2005	7506.6543
2006	7586.6153
2007	7666.5763
2008	7746.5373
2009	7826.4984
2010	7906.4594

Biaya diambil biaya per m3 adalah sebesar: Rp

Nama Alat	Volume, m3	Harga, Rp
BU-01	182.7595	1.8276E+07
BU-02	7.6085	7.6085E+05
BU-03	7.6085	7.6085E+05
BU-04	7.6085	7.6085E+05
BU-05	8.8125	8.8125E+05
BU-06	192.4456	1.9245E+07
BU-07	192.4456	1.9245E+07



ALAT

PROSES

Nama alat	Kode	Jenis	Th 2010	Jumlah	TOTAL
Reaktor	R-01	Reaktor Gelembung	24211.29	1	24211.29
Menara distilasi	MD-01	Sieve Tray	24171.14	1	24171.14
Menara distilasi	MD-02	Sieve Tray	16050.93	1	16050.93
Tangki	T-01	Conical Roof, Flat Bottomed	1747767.88	1	1747767.88
Tangki	T-02	Tangki Silinder Horisontal	28180.50	1	28180.50
Tangki	T-03	Conical Roof, Flat Bottomed	802687.73	1	802687.73
Tangki	T-04	Conical Roof, Flat Bottomed	1368811.13	1	1368811.13
Heater	HE-01	Double Pipe Heat Exchanger	5609.37	1	5609.37
Heater	HE-02	Double Pipe Heat Exchanger	3089.37	1	3089.37
Cooler	CL-01	HE 1-4, Split Ring Floating Head	9639.33	1	9639.33
Cooler	CL-02	HE 1-4, Split Ring Floating Head	7958.81	1	7958.81
Cooler	CL-03	HE 1-4, Split Ring Floating Head	7466.68	1	7466.68
Cooler	CL-04	Double Pipe Heat Exchanger	5678.96	1	5678.96
Condenser	CD-01	HE 1-2, Split ring floating head	3767.00	1	3767.00
Condenser	CD-02	HE 1-2, Split ring floating head	2999.92	1	2999.92
Reboiler	RB-01	Vertical Thermosyphon	4185.60	1	4185.60
Reboiler	RB-02	Vertical Thermosyphon	2989.55	1	2989.55
Acumulator	AC-01	Horizontal Vessel	2489.94	1	2489.94
Acumulator	AC-02	Horizontal Vessel	2242.14	1	2242.14
Vaporizer	VP-01	Shell and Tube Heat Exchanger	611.38	1	611.38
Separator	SP-01	horizontal drum, torispherical dished head	81757.01	1	81757.01
Separator	SP-02	Silinder Vertikal, torispherical dished head	46952.54	1	46952.54
Expansion valve	EV-01	Gate valve 1/4 open	545.12	1	545.12
Expansion valve	EV-02	Gate valve 1/4 open	488.63	1	488.63
Expansion valve	EV-03	Gate valve 1/4 open	488.63	4	1954.52
Pompa	P-01	Centrifugal, Single Stage	378.68	10	3786.79
Pompa	P-02	Centrifugal, Single Stage	378.68	2	757.36
Pompa	P-03	Centrifugal, Single Stage	245.82	1	245.82
Pompa	P-04	Centrifugal, Single Stage	93.86	1	93.86
Pompa	P-05	Centrifugal, Single Stage	113.90	1	113.90
Pompa	P-06	Centrifugal, Single Stage	66.07	1	66.07
Pompa	P-07	Centrifugal, Single Stage	378.68	5	1893.39
Pompa	P-08	Centrifugal, Single Stage	96.18	1	96.18
Pompa	P-09	Centrifugal, Single Stage	86.61	1	86.61
Pompa	P-10	Centrifugal, Single Stage	378.68	2	757.36
Pompa	P-11	Centrifugal, Single Stage	71.77	1	71.77
Pompa	P-12	Centrifugal, Single Stage	3.7109	1	3.71
\$					4210279.29

UTILITAS

Impor

	Nama alat	Kode	Jenis	Th 2010	Jumlah	TOTAL
	Premix Tank	TU-01	Agitated Tank	26354.03	1	26354.0335
	Clarifier	CLU	Circular Clarifier	26408.48	1	26408.4778
	Sand Filter	FU	Packing Tower	15747.07	1	15747.0719
	Carbon Filter	CFU		17566.36	1	17566.361
	Tangki Klorinator	TU-02	Agitated Tank	4317.36	1	4317.35735
	Cooling Tower	CTU	Induced Draft	1562943.81	1	1562943.81
	Cation Exchanger	KEU	Packing Tower	1908.84	2	3817.68938
	Anion Exchanger	AEU	Packing Tower	1908.84	2	3817.68938
	Deaerator	DAU	Packing Tower	1653.51	1	1653.50907
1	BFW Tank	TU-03	Cylindrical Vessel	5013.63	1	5013.63365
	Boiler	BLU	Oil Steam Boiler	55435.58	1	55435.577
2	Blower	BWU	Centrifugal Blower	1470.03	1	1470.03096
3	Tangki Larutan NaCL			7906.459376	1	7906.45938
4	Tangki Larutan NaOH			9459.617383	1	9459.61738
5	Pompa	PU-01	Centrifugal	149.03	1	149.028434
6	Pompa	PU-02	Centrifugal	149.03	1	149.028434
7	Pompa	PU-03	Centrifugal	149.03	1	149.028434
8	Pompa	PU-04	Centrifugal	149.03	1	149.028434
9	Pompa	PU-05	Centrifugal	149.03	1	149.028434
10	Pompa	PU-06	Centrifugal	149.03	1	149.028434
11	Pompa	PU-07	Centrifugal	40.88	1	40.8835673
12	Pompa	PU-08	Centrifugal	1035.32	1	1035.31878
13	Pompa	PU-09	Centrifugal	18.08	1	18.0759604
14	Pompa	PU-10	Centrifugal	18.08	1	18.0759604
15	Pompa	PU-11	Centrifugal	18.08	1	18.0759604
16	Pompa	PU-12	Centrifugal	47.48	1	47.4770125
17	Pompa	PU-13	Centrifugal	574.20	1	574.204339
18	Pompa	PU-14	Centrifugal	310.37	1	310.369007
19	Pompa	PU-15	Centrifugal	203.95	1	203.950497
20	Pompa	PU-16	Centrifugal	172.41	1	172.407674
21	Pompa	PU-17	Centrifugal	155.02	1	155.02231
22	Pompa	PU-18	Centrifugal	59.80	1	59.8048384
23	Pompa	PU-19	Centrifugal	525.9013	1	525.901262
24	Kompresor	KU	Centrifugal, 1 Stage	28748.23	1	28748.2299
25	Generator Listrik	GU	Turbo Generator	56,128.97	1	56128.9719
						1830862.26

Alat Lokal

No	Nama alat	Kode	Jenis	Th 2010	Jumlah	TOTAL
1	Bak pengendap awal	BU-01	Bak Beton	18275949.81	1	18275949.8
2	Bak penampung	BU-02	Bak Beton	760851.19	1	760851.185
3	Bak penampung	BU-03	Bak Beton	760851.19	1	760851.185
4	Bak distribusi	BU-04	Bak Beton	760851.19	1	760851.185
5	Bak penampung	BU-05	Bak Beton	881250.00	1	881250
6	Bak penampung	BU-06	Bak Beton	19244559.56	1	19244559.6
7	Bak penampung	BU-07	Bak Beton	19244559.56	1	19244559.6
					\$	59928872.5

Bangunan	Luas	
- Kantor	1000	m ²
- Parkir	400	m ²
- Perpustakaan	200	m ²
- Gudang alat	800	m ²
- Area Proses	3000	m ²
- Poliklinik	200	m ²
- Kantin	80	m ²
- Bengkel	200	m ²
- Pos keamanan	30	m ²
- Tempat ibadah	150	m ²
- Laboratorium	300	m ²
- Pos pemadam kebakaran	100	m ²
- Gedung pertemuan	500	m ²
- Perumahan	3000	m ²
- Garasi	50	m ²
- Utilitas	2000	m ²
Luas gedung	12010	m²
- Perluasan	1800	m ²
- Taman + jalan	4000	m ²
Luas tanah	17810	m²

UNIVERSITAS
INDONESIA
الجامعة الإسلامية
الابن سينا الاندونيسية

PURCHASED EQUIPMENT COST

A. ALAT PROSES

No	Nama Alat	Jumlah	Kap Pabrik (C _B)	Kapasitas Data		Index Data (N _Y)	Index Alat (N _X)	Ekspon (Z)	Harga Satuan (\$)/(E _X)	Harga Total (\$)
					(C _A)					
1	R-01	1	3078.1861 Gallons	1000 Gallons	10000	357.6	441	0.6	24,211.2943	24,211.2943
2	MD-01	1	6.0000 ft	6 ft	700	357.6	441	0.6	3,453.0202	3,453.0202
3	MD-02	1	6.3333 ft	6 ft	700	357.6	441	0.6	26,751.5555	26,751.5555
4	T-01	1	9025800 Gallons	1000 Gallons	6000	357.6	441	0.6	1,747,767.8781	1,747,767.8781
5	T-02	1	33821.4069 Gallons	10000 Gallons	11000	357.6	441	0.6	28,180.5047	28,180.5047
6	T-03	1	2467500 Gallons	1000 Gallons	6000	357.6	441	0.6	802,687.7341	802,687.7341
7	T-04	1	6006000 Gallons	1000 Gallons	6000	357.6	441	0.6	1,368,811.1255	1,368,811.1255
8	HE-01	1	124.8692 ft ²	10 ft ²	1000	357.6	441	0.6	5,609.3714	5,609.3714
9	HE-02	1	46.2078 ft ²	10 ft ²	1000	357.6	441	0.6	3,089.3736	3,089.3736
10	CL-01	1	466.1710 ft ²	300 ft ²	6000	357.6	441	0.6	9,639.3277	9,639.3277
11	CL-02	1	338.7509 ft ²	300 ft ²	6000	357.6	441	0.6	7,958.8054	7,958.8054
12	CL-03	1	304.5651 ft ²	300 ft ²	6000	357.6	441	0.6	7,466.6816	7,466.6816
13	CL-04	1	127.4616 ft ²	10 ft ²	1000	357.6	441	0.6	5,678.9586	5,678.9586
14	CD-01	1	64.3069 ft ²	10 ft ²	1000	357.6	441	0.6	3,767.0000	3,767.0000
15	CD-02	1	43.9995 ft ²	10 ft ²	1000	357.6	441	0.6	2,999.9186	2,999.9186
16	RB-01	1	459.9158 ft ²	60 ft ²	1000	357.6	441	0.6	4,185.5959	4,185.5959
17	RB-02	1	262.4772 ft ²	60 ft ²	1000	357.6	441	0.6	2,989.5461	2,989.5461
18	AC-01	1	162.8022 Gallons	1000 Gallons	6000	357.6	441	0.6	2,489.9380	2,489.9380
19	AC-02	1	136.7051 Gallons	1000 Gallons	6000	357.6	441	0.6	2,242.1424	2,242.1424
20	VP-01	1	30.7913 ft ²	800 ft ²	3500	357.6	441	0.6	611.3808	611.3808
21	SP-01	1	30.2430 in	60 in	100000	357.6	441	0.6	81,757.0147	81,757.0147
22	SP-02	1	12.0000 in	60 in	100000	357.6	441	0.6	46,952.5393	46,952.5393
23	EV-01	1	3.0000 in	0.8 in	200	357.6	441	0.6	545.1171	545.1171
24	EV-02	1	4.0000 in	0.8 in	200	357.6	441	0.6	647.8181	647.8181
25	EV-03	4	2.5000 in	0.8 in	200	357.6	441	0.6	488.6311	1,954.5243
26	P-01	10	220.1082 GPM	5000 GPM	2000	357.6	441	0.6	378.6786	3,786.7864
27	P-02	2	220.1082 GPM	5000 GPM	2000	357.6	441	0.6	378.6786	757.3573
28	P-03	1	107.1207 GPM	5000 GPM	2000	357.6	441	0.6	245.8176	245.8176
29	P-04	1	21.5273 GPM	5000 GPM	2000	357.6	441	0.6	93.8606	93.8606
30	P-05	1	29.7188 GPM	5000 GPM	2000	357.6	441	0.6	113.8959	113.8959
31	P-06	1	11.9908 GPM	5000 GPM	2000	357.6	441	0.6	66.0691	66.0691
32	P-07	5	220.1082 GPM	5000 GPM	2000	357.6	441	0.6	378.6786	1,893.3932
33	P-08	1	22.4225 GPM	5000 GPM	2000	357.6	441	0.6	96.1834	96.1834

34	P-09	1	18.8282	GPM	5000	GPM	2000	357.6	441	0.6	86.6113	86.6113
35	P-10	2	220.1082	GPM	5000	GPM	2000	357.6	441	0.6	378.6786	757.3573
36	P-11	1	13.7631	GPM	5000	GPM	2000	357.6	441	0.6	71.7662	71.7662
37	P-12	1	3.0091	GPM	5000	GPM	2000	357.6	441	0.6	28.8238	28.8238
											4,200,446.0879	

\$ =

B. ALAT UTILITAS

No	Nama Alat	Jumlah	Kapasitas Pabrik (C _B)	Kapasitas Data (C _A)	Harga Data (\$)/(E _y)	Index Data (N _y)	Index Alat (N _x)	Ekspon (Z)	Harga Satuan (\$)/(EX)	Harga Total (\$)
1	TU-01	1	3350.2814	3000	Gallons	20000	357.6	0.6	26,354.0335	26,354.0335
2	CLU	1	3361.824817	3000	Gallons	20000	357.6	0.6	26,408.4778	26,408.4778
3	FU	1	3353.644706	300	Gallons	3000	357.6	0.6	15,747.0719	15,747.0719
4	CFU	1	4023.960467	300	Gallons	3000	357.6	0.6	17,566.3610	17,566.3610
5	TU-02	1	388.04375	300	Gallons	3000	357.6	0.6	4,317.3574	4,317.3574
6	CTU	1	1413.649436	300	GPM	500000	357.6	0.6	1,562,943.8121	1,562,943.8121
7	KEU	2	99.5714934	300	Gallons	3000	357.6	0.6	1,908.8447	3,817.6894
8	AEU	2	99.5714934	300	Gallons	3000	357.6	0.6	1,908.8447	3,817.6894
9	DAU	1	99.5714934	900	Gallons	20000	357.6	0.6	1,653.5091	1,653.5091
10	TU-03	1	497.857467	300	Gallons	3000	357.6	0.6	5,013.6336	5,013.6336
11	BOU	1	4154.312535	50000	Lb/jam	200000	357.6	0.6	55,435.5770	55,435.5770
12	BWU	1	8.184676489	900	ft ³ /men	20000	357.6	0.6	1,470.0310	1,470.0310
13	T.NaCl	1	1063.703948	2000	Gallons	5400	357.6	0.6	4,559.4169	4,559.4169
14	T.NaOH	1	3590.000823	2000	Gallons	5400	357.6	0.6	9,459.6174	9,459.6174
15	PU-01	1	46.51932914	5000	GPM	2000	357.6	0.6	149.0284	149.0284
16	PU-02	1	46.51932914	5000	GPM	2000	357.6	0.6	149.0284	149.0284
17	PU-03	1	46.51932914	5000	GPM	2000	357.6	0.6	149.0284	149.0284
18	PU-04	1	46.51932914	5000	GPM	2000	357.6	0.6	149.0284	149.0284
19	PU-05	1	46.51932914	5000	GPM	2000	357.6	0.6	149.0284	149.0284
20	PU-06	1	46.51932914	5000	GPM	2000	357.6	0.6	149.0284	149.0284
21	PU-07	1	5.388065313	5000	GPM	2000	357.6	0.6	40.8836	40.8836
22	PU-08	1	1176.634824	5000	GPM	2000	357.6	0.6	1,035.3188	1,035.3188
23	PU-09	1	1.38257016	5000	GPM	2000	357.6	0.6	18.0760	18.0760
24	PU-10	1	1.38257016	5000	GPM	2000	357.6	0.6	18.0760	18.0760
25	PU-11	1	1.38257016	5000	GPM	2000	357.6	0.6	18.0760	18.0760
26	PU-12	1	6.912850802	5000	GPM	2000	357.6	0.6	47.4770	47.4770
27	PU-13	1	440.5166513	5000	GPM	2000	357.6	0.6	574.2043	574.2043
28	PU-14	1	157.9969816	5000	GPM	2000	357.6	0.6	310.3690	310.3690
29	PU-15	1	78.47406639	5000	GPM	2000	357.6	0.6	203.9505	203.9505

30	PU-16	1	59.30789827	GPM	5000	GPM	2000	357.6	441	0.6	172.4077	172.4077
31	PU-17	1	49.67927161	GPM	5000	GPM	2000	357.6	441	0.6	155.0223	155.0223
32	PU-18	1	10.15653138	GPM	5000	GPM	2000	357.6	441	0.6	59.8048	59.8048
33	PU-19	1	380.5034232		5000	GPM	2000	357.6	441	0.6	525.9013	525.9013
34	KU	1	32	Hp	200	Hp	70000	357.6	441	0.6	28,748.2299	28,748.2299
35	GU	1	500	kVA	40	kVA	10000	357.6	441	0.6	56,128.9719	56,128.9719

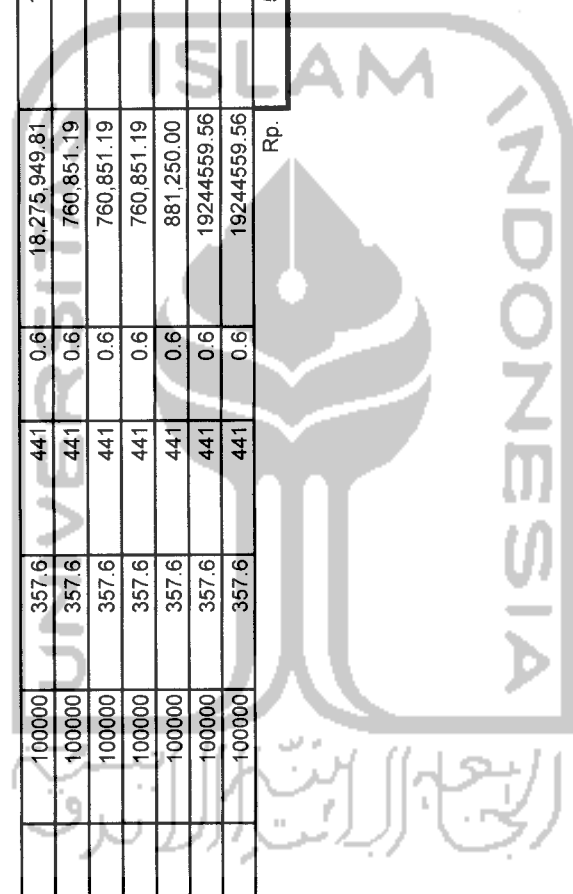
1,827,515.2169

\$ =

36	BU-01	1	182.7595	m3	1	m3	100000	357.6	441	0.6	18,275,949.81	18,275,949.81
37	BU-02	1	7.6085	m3	1	m3	100000	357.6	441	0.6	760,851.19	760,851.19
38	BU-03	1	7.6085	m3	1	m3	100000	357.6	441	0.6	760,851.19	760,851.19
39	BU-04	1	7.6085	m3	1	m3	100000	357.6	441	0.6	760,851.19	760,851.19
40	BU-05	1	8.8125	m3	1	m3	100000	357.6	441	0.6	881,250.00	881,250.00
41	BU-06	1	192.4456	m3	1	m3	100000	357.6	441	0.6	19244559.56	19244559.56
42	BU-07	1	192.4456	m3	1	m3	100000	357.6	441	0.6	19244559.56	19244559.56

Rp.

59,928,872.50



EVALUASI EKONOMI

(Aries and Newton, 1955)

Ekonomi meliputi :

1. yang terdiri dari :

1. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)
2. Modal Kerja (Working Capital Investment)

2. Produksi, yang terdiri dari :

1. Biaya Produksi Langsung (Direct Manufacturing Cost)
2. Biaya Produksi Tak Langsung (Indirect Manufacturing Cost)
3. Biaya Produksi Tetap (Fixed Manufacturing Cost)

3. Keluaran Umum (General Expense)

4. Biaya Produksi Total

5. Laba Keuntungan

6. Laba Kelayakan, yang terdiri dari :

1. Percent Return on Investment (ROI)
2. Pay Out Time (POT)
3. Break Event Point (BEP)
4. Shut Down Point (SDP)
5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

7. Data yang dipakai dalam evaluasi ekonomi :

8. Umur alat = 10 tahun

9. Gaji buruh asing = US \$ 30 / manhour

10. Gaji buruh domestik = Rp 30000 / manhour

11. Komposisi jumlah buruh = Asing : Domestik = 10 % : 90 %

12. Perbandingan manhour = Asing : Domestik = 1 : 2

13. Waktu operasi dalam setahun = 330 hari = 8000 jam

14. Kurs Rupiah terhadap US Dollar

= Rp

10,500.00 /US\$

FIXED CAPITAL INVESTMENT (FCI)

Biaya alat + ongkos kirim

1. Biaya alat proses (PEC)

= US\$

4,200,446.0879

2. Inventory Cost (25% PEC)

= US\$

1,050,111.52

3. Depreciated Equipment Cost (DEC)

= US\$

5,250,557.61

Rp

55130854904

Instalasi alat proses

1. Biaya alat proses (Table 16. hal. 77)

2. Biaya material (11% PEC)

= US\$

462,049.07

3. Waktu man hour asing = 2 man hour Indonesia

4. Gaji buruh asing

= US\$

30.00 /manhour

5. Gaji buruh Indonesia

= Rp

30,000.00 /manhour

6. Biaya gaji buruh (32% PEC)

= US\$

1,344,142.75

7. Biaya pakai tenaga asing

0.10

8. Biaya ongkos buruh asing

= US\$

134,414.27

9. Biaya ongkos buruh lokal

= Rp

2,419,456,946.65

10. Biaya total ongkos instalasi alat proses

= Rp

2,419,456,946.65

+ US\$

596,463.34

= Rp

8,682,322,063.76

Piping

1. Biaya sistem Fluid (Table 17. hal. 78)

erial (49% PEC)	= US\$	2,058,218.58		
6% PEC)	= US\$	1,554,165.05		
ing (10% Labor)	= US\$	155,416.51		
onesia	= Rp	4,429,370,399.73		
ngkos pemipaan	= Rp	4,429,370,399.73	+ US\$	2,213,635.09
	= Rp	27,672,538,827.32		
mentasi				
i Alat Kontrol Khusus (Table 19. hal. 97)				
24% PEC)	= US\$	1,008,107.06		
5% PEC)	= US\$	252,026.77		
ing (10% Labor)	= US\$	25,202.68		
onesia	= Rp	718,276,281.04		
ngkos instrumentasi	= Rp	718,276,281.04	+ US\$	1,033,309.74
	= Rp	11,568,028,526.17		
ii				
6. hal. 77)				
(3% PEC)	= US\$	126,013.38		
5% PEC)	= US\$	210,022.30		
ing (10% Labor)	= US\$	21,002.23		
onesia	= Rp	598,563,567.53		
ngkos isolasi	= Rp	598,563,567.53	+ US\$	147,015.61
	= Rp	2,142,227,504.85		
alasi Listrik				
si = 10-15% PEC (hal 102)				
l : Ongkos Instalasi Listrik = 15 %				
ngkos instalasi listrik	= US\$	420,044.61		
	= Rp	4,410,468,392.33		
ngunan				
ngunan	=	12,010.00	m ²	
ngunan	= Rp	500,000.00	per m ²	
ngunan	= Rp	6,005,000,000.00		
ard and Yard Improvement				
ngunan tanah	=	17,810.00	m ²	
ngunan tanah dan perbaikannya	= Rp	400,000.00	per m ²	
ngunan tanah	= Rp	7,124,000,000.00		
litas				
ngunan alat utilitas di tempat (PECu1)	= Rp	59,928,872.50		
ngunan alat utilitas di impor (PECu2)	= US\$	1,827,515.22		
ngunan Very Cost (15% PECu2)	= US\$	274,127.28		
ngunan alat impor sampai di tempat	= US\$	2,101,642.50		
ngunan alat utilitas total (PECut)	= Rp	59,928,872.50	+ US\$	2,101,642.50
	= Rp	22,127,175,116.74		
ngunan pemasangan				
ngunan material (11% PECut)	= Rp	6,592,175.97	+ US\$	231,180.67
ngunan buruh (32% PECut)	= Rp	19,177,239.20	+ US\$	672,525.60
ngunan buruh asing (10% Labor)	= Rp	1,917,723.92	+ US\$	67,252.56
ngunan buruh Indonesia	= Rp	1,921,903,210.14		

Biaya utilitas	= Rp	1,990,341,982.53	+ US\$	2,400,075.73
	= Rp	27,191,137,193.45		
PLANT COST (PPC)	= Σ (point 1 s/d 9)			
PPC	= Rp	23,285,009,177.48	+ US\$	12,061,101.74
	= Rp	149,926,577,412.04		
Engineering and Construction				
K > US\$ 5.000.000, maka ongkos untuk Engineering and Construction di perkirakan				
20 % PPC (Table 4. hal. 4)				
Engineering and Construction	= Rp	4,657,001,835.50	+ US\$	2,412,220.35
	= Rp	29,985,315,482.41		
PLANT COST (DPC)	= PPC + point 10			
DPC	= Rp	27,942,011,012.98	+ US\$	14,473,322.08
	= Rp	179,911,892,894.45		
Tractor's fee				
maksudnya sebesar 4 - 10 % DPC. Diambil 10 % DPC. (hal 4)				
Tractor's fee	= Rp	2,794,201,101.30	+ US\$	1,447,332.21
	= Rp	17,991,189,289.44		
Contingency				
25 % DPC (hal 4)				
Contingency	= Rp	6,985,502,753.24	+ US\$	3,618,330.52
	= Rp	44,977,973,223.61		
CAPITAL INVESTMENT (FC)	= DPC + point 11 + point 12			
FC	= Rp	37,721,714,867.52	+ US\$	19,538,984.81
	= Rp	242,881,055,407.51		
Penjualan Produk (Sales)				
Q2				
Produksi	=	25,000.00 ton/tahun		
	=	25,000,000.00 kg/tahun		
Q3				
	= Rp	17,500.00 /kg		
	= Rp	437,500,000,000.00		
Q4				
Produksi	=	21,323.54 ton/tahun		
	=	21,323,537.14 kg/tahun		
Q5				
	= Rp	14,300.00 /kg		
	= Rp	304,926,581,044.80		
Nilai Harga Jual 1 Tahun	= Rp	742,426,581,044.80		
Biaya Pembelian Bahan Baku				
Q6				
Laju Kebutuhan	=	36,764.70 ton/tahun		
	=	36,764,703.36 kg/tahun =	8.11E+07 lb/tahun	
Harga	= US\$	0.280 /lb		
Harga Beli 1 Tahun	= US\$	22,694,261.33		
	= Rp	238,289,744,000.00		
Q7				
O2 murni				
Laju Kebutuhan	=	571.90 ton/tahun		
	=	571,895.55 kg/tahun		

	=	1,260,792.66 lb/tahun
	= US\$	0.200 /lb
seli 1 Tahun	= US\$	252,158.53
	= Rp	2,647,664,592.22
pembelian bahan baku dalam 1 tahun	= US\$	22,946,419.87
	= Rp	240,937,408,592.22

FACTURING COST (MC)

an Baku	= US\$	22,946,419.87
	= Rp	240,937,408,592.22
ruh	= Rp	2,988,000,000.00
provision (% Buruh, hal 163)	= Rp	298,800,000.00
aintenance (Buruh, hal 164)	= Rp	209,160,000.00
lant Supplies (% Maintenance, hal 168)	= Rp	31,374,000.00
oyalty and Patents (% penjualan produk, hal 168)	= Rp	14,848,531,620.90
tilitas	= Rp	151,768,111,328.56

RECT MANUFACTURING COST (DMC)

DMC = \sum (point 1 s/d 7) = Rp 411,081,385,541.68

Payroll Overhead (i-20 % Buruh, hal 173)	= Rp	597,600,000.00
Laboratory (j-20 % Buruh, hal 174)	= Rp	597,600,000.00
k). Plant Overhead (0-100 % Buruh, hal 174)	= Rp	2,988,000,000.00
l. Packaging and Shipping (0 % penjualan produk)	= Rp	74,242,658,104.48

NDIRECT MANUFACTURING COST (IMC)

IMC = \sum (point 8 s/d 11) = Rp 78,425,858,104.48

Depreciation				
Depresiasi = 10 tahun				
Depreciation = 10 % FC (hal 180)	= Rp	3,772,171,486.75	+ US\$	1,953,898.48
	= Rp	24,288,105,540.75		
Property Taxes				
Pajak Properti (hal 181)	= Rp	754,434,297.35	+ US\$	390,779.70
	= Rp	4,857,621,108.15		
Insurance				
Asuransi (hal 182)	= Rp	754,434,297.35	+ US\$	390,779.70
	= Rp	4,857,621,108.15		
MANUFACTURING COST (FMC)		= ∑ (point 12 s/d 14)		
FMC	= Rp	5,281,040,081.45	+ US\$	2735457.874
	= Rp	34,003,347,757.05		
MANUFACTURING COST (MC)		= DMC + IMC + FMC		
MC	= Rp	494,788,283,727.61	+ US\$	2735457.87
	= Rp	523,510,591,403.21		
WORKING CAPITAL (WC)				
Raw Material Inventory				
Estimasi : 1 Bulan persediaan bahan baku (hal 12)				
	RMI =		US\$	1,912,201.66
Process Inventory				
Estimasi : 0.5 * MC * Hold Up Time (hal 12)				
Estimasi : Hold Up Time = 10 jam				
	IPI = Rp	309,242,677.33	+ US\$	1,709.66
Product Inventory				
Estimasi : 1 Bulan MC (hal 12)				
	PI = Rp	41,232,356,977.30	+ US\$	227,954.82
Extended Credit				
Estimasi : 1 Bulan Penjualan Produk (hal 12)				
	EC = Rp	61,868,881,753.73		
Available Cash				
Estimasi : 1 Bulan MC (hal 13)				
	AC = Rp	41,232,356,977.30	+ US\$	227,954.82
WORKING CAPITAL (WC)		= RMI + IPI + PI + EC + AC		
WC	= Rp	144,642,838,385.67	+ US\$	2,369,820.96
	= Rp	169,525,958,489.91		
GENERAL EXPENSE (GE)				
Administration				
Estimasi : 6 % MC (hal 185)				
	AE = Rp	29,687,297,023.66	+ US\$	164127.4724
Sales				
Estimasi : 10 % MC (hal 186)				
	SE = Rp	49,478,828,372.76	+ US\$	273545.7874

h	= Rp	52,351,059,140.32		
5 % MC (hal 187)				
	RE	= Rp	24,739,414,186.38	+ US\$ 136772.8937
		= Rp	26,175,529,570.16	
3 % (FC+WC)				
	FE	= Rp	6,217,430,200.72	+ US\$ 657,264.17
		= Rp	13,118,704,020.05	
GENERAL EXPENSE (GE)		= AE + SE + RE + FE		
	GE	= Rp	110,122,969,783.52	+ US\$ 1,231,710.33
		= Rp	123,055,928,214.72	

COST

Cost = MC + GE	= Rp	604,911,253,511.13	+ US\$ 3967168.20
(rupiah)	= Rp	646,566,519,617.93	

LABA KEUNTUNGAN (Profit, P)

Profit Before Taxes (Pb) = Penjualan Produk - Total Cost	Pb	= Rp	95,860,061,426.87
--	----	------	-------------------

Profit Keuntungan = 40 % Pb

Profit After Taxes (Pa) = (1-% Pajak) * Pb	Pa	= Rp	57,516,036,856.12
--	----	------	-------------------

RETURN ON INVESTMENT (ROI)

= Pb / FC * 100 % = 39.4679 %

= Pa / FC * 100 % = 23.6807 %

PAID TIME (POT)

POT = FC / (Pb + 0.1FC) = 2.0215 tahun

POT = FC / (Pa + 0.1FC) = 2.9691 tahun

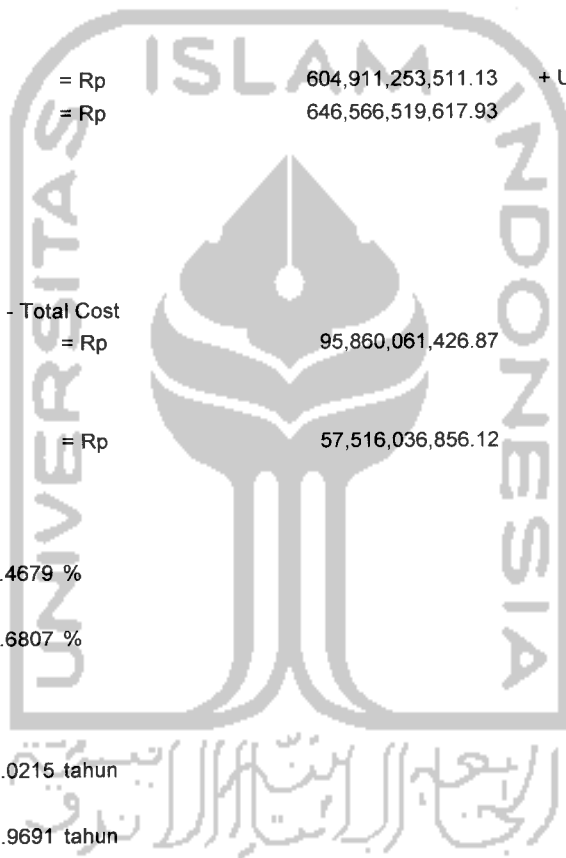
BEKALAN EVENT POINT (BEP) DAN SHUT DOWN POINT (SDP)

Variable Expense (Va)

Raw Material	= Rp	240,937,408,592.22
Patent & Royalties	= Rp	14,848,531,620.90
Utility	= Rp	151,768,111,328.56
Shipping & Packaging	= Rp	74,242,658,104.48
Va	= Rp	481,796,709,646.16

Regulated Expense (Ra)

Labour	= Rp	2,988,000,000.00
Supervision	= Rp	298,800,000.00
Maintenance	= Rp	209,160,000.00
Plant supplies	= Rp	31,374,000.00



factory	= Rp	597,600,000.00
Overhead	= Rp	597,600,000.00
Overhead	= Rp	2,988,000,000.00
total Expense	= Rp	123,055,928,214.72
Ra	= Rp	130,766,462,214.72

Expense (Fa)

Depreciation	= Rp	24,288,105,540.75
Property Tax	= Rp	4,857,621,108.15
Insurance	= Rp	4,857,621,108.15
Fa	= Rp	34,003,347,757.05

$$\frac{(Fa+0.3Ra)/(S-Va-0.7Ra)*100\%}{0.3Ra/(S-Va-0.7Ra)*100\%} = \frac{43.31\%}{23.20\%}$$

$$= 1.8668064655172414$$

UNITED CASH FLOW RATE OF RETURN (DCFRR)

Capital (FC)	= Rp	242,881,055,407.51
Working Capital (WC)	= Rp	169,525,958,489.91

Flow = Profit After Taxes + Depreciation + Finance

Assisi : Cash Flow (Cj) tetap setiap tahun

Cj	= Rp	204,860,070,611.60
----	------	--------------------

Salvage Value (SV)

Assisi : 10 % FC,

SV	= Rp	24,288,105,540.75
----	------	-------------------

umur Alat , N = 10 tahun

Formula DCFRR

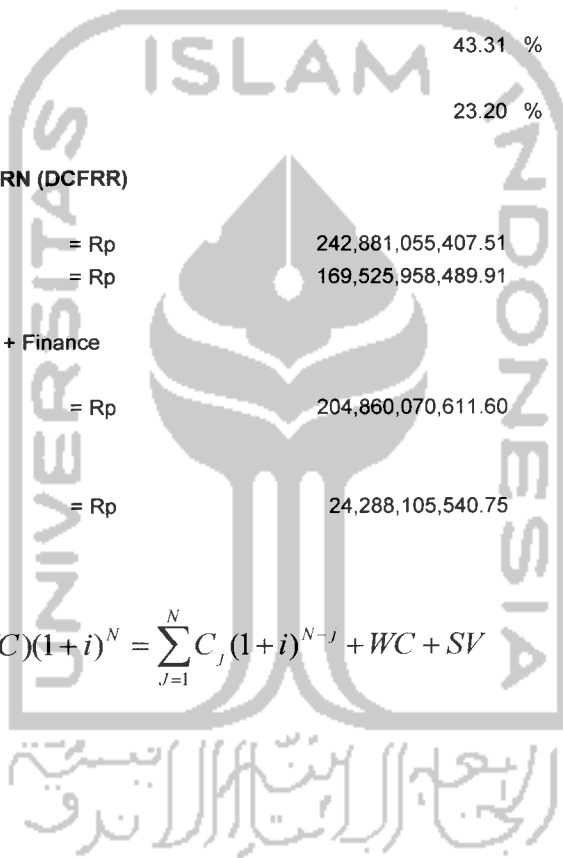
$$(FC + WC)(1+i)^N = \sum_{j=1}^N C_j(1+i)^{N-j} + WC + SV$$

1 i = 0.491878

1s Kiri = 2.3E+13

1s Kanan = 2.3E+13

tingkat bank saat ini 10 sampai 14 %.



Kesimpulan Analisis Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak	39.47%	ROI min low risk =11 %	Aries & Newton,1955
ROI setelah pajak	23.681%		
POT sebelum pajak	2.02	POT maks low risk = 5 thn	Aries & Newton,1955
POT setelah pajak	2.97		
BEP	43.31	utk industri kimia sktr 40 - 60%	
SDP	23.20	20 - 24%	
DCF	49.1878%	> bunga pinjaman (14 %)	

Mengecek Faktor Lang

Rumus : $IF = EL$

$IF = FC =$ Fixed Capital Investment
 $E = DEC =$ Delivered equipment cost

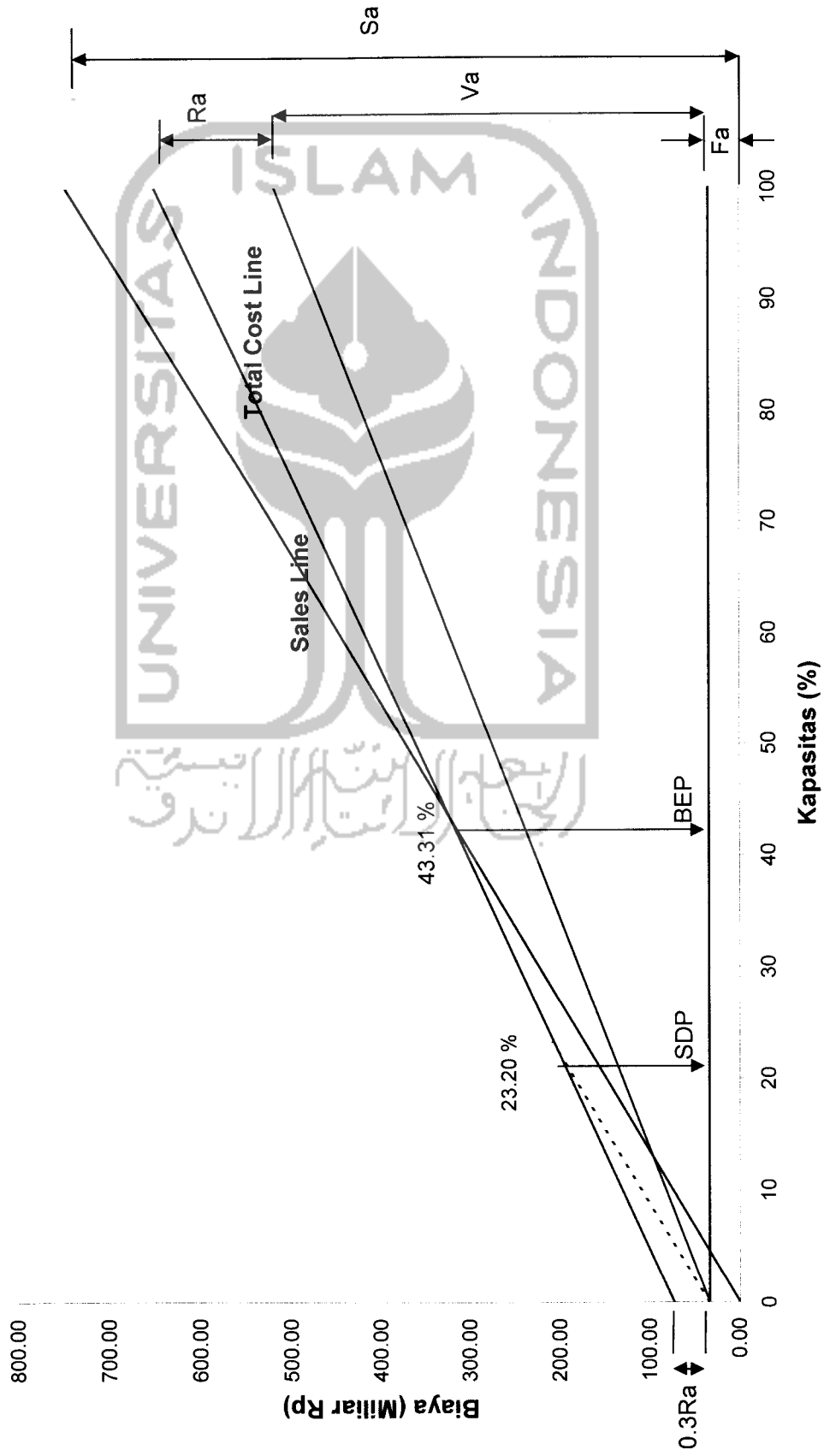
$FC =$ 242,881,055,407.51
 $DEC =$ 5.5131E+10

Tabel Faktor Lang

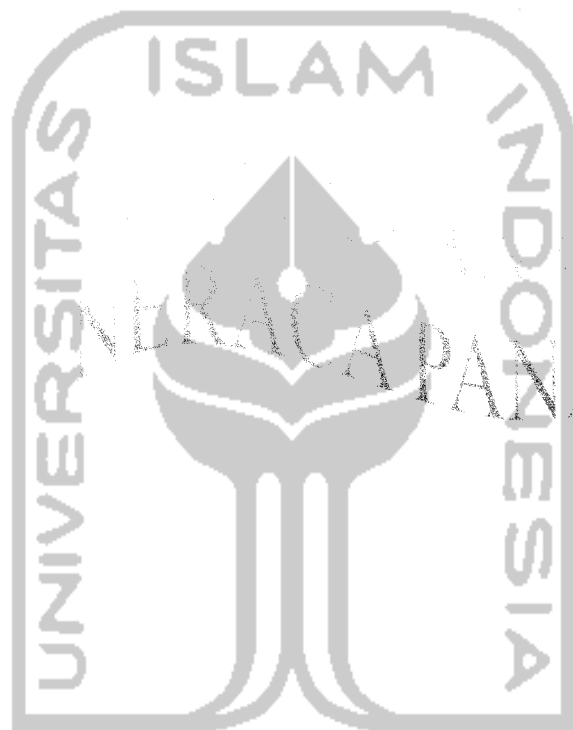
Solid	3.10
Solid - Fluid	3.63
Fluid	4.74

$L =$
 $=$ IF/DEC 4.41

Jadi faktor Lang memenuhi



Gambar 6.1. Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya



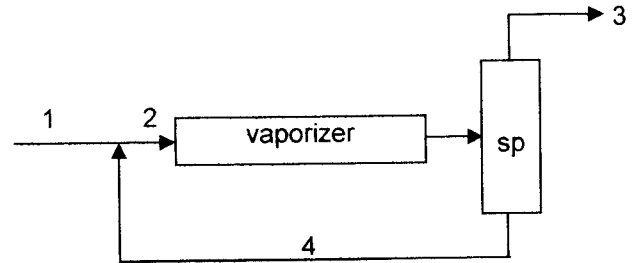
الجامعة الإسلامية
الاندونيسية

ACA MASSA

P = 15.6651945 atm
 T = 128.000 K

a cair keluar separator

komponen	kg/jam	BM	kmol/jam
O2	371.3608	32	11.6050
	371.3608		11.6050



pan fresh dari tangki

komponen	kg/j	BM	kmol/j
O2	1485.4432	32	46.4201
	1485.4432		46.4201

komponen	BM	Umpan F			Uap V		
		kg/jam	kmol/jam	zi	kg/jam	kmol/jam	yi
O2	32	1856.8040	46.4201	1.000	1485.443	46.4201	1.000
		1856.8040	46.4201		1485.443	46.4201	

Komponen	BM	Cair L (arus 4)		
		kg/jam	kmol/jam	xi
O2	32	371.3608	11.605	1.000
		371.3608	11.605	

NERACA PANAS

Menghitung suhu umpan Vaporizer (T arus 2)

Trial suhu mix agar Q (arus 2) = Q (arus 1) + Q (arus 4)

$$T_{mix} = 107.659 \text{ K} = -165.341 \text{ C} = 107.659 \text{ K}$$

Q arus bahan baku

$$T = 108 \text{ K} = -165 \text{ C}$$

Menghitung Cpl (R = 1.987 cal/(gmol.K)

Komponen	A	B	C	D	Cpv, J/mol.K	Cpv, cal/mol.K
O2	2.9526E+01	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	2.8968E+01	6.9235E+00

Komponen	Pc, atm	Tb, K	Tc, K	θ	ω	Tr	Cpl, cal/mol.K
O2	49.771	90.170	154.580	0.583	0.022	0.6987	13.3198

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Q, kcal/jam
O2	32	1485.4432	46.4201	-117478.2337
		1485.4432	46.4201	-117478.2337

Gas recycle (arus 4)

$T_{rec} = 128.000 \text{ K} = -145.000 \text{ C}$

Menghitung Cpl (R = 1.987 cal/(gmol.K))

komponen	A	B	C	D	Cpv, J/mol.K	Cpv, cal/mol.K
O2	2.9526E+01	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	2.8942E+01	6.9174E+00

komponen	Pc, atm	Tb, K	Tc, K	θ	ω	Tr	Cpl, cal/mol.K
O2	49.771	90.170	154.580	0.583	0.022	0.828	14.945

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Q, kcal/jam
O2	32	371.3608	11.6050	-29484.8941

$Q_1 + Q_4 = -1.4696E+05 \text{ kcal/jam}$

Umpam vaporizer (arus 2)

$T_{arus 2} = 107.659 \text{ K} = -165.341 \text{ C}$

Menghitung Cpl (R = 1.987 cal/(gmol.K))

Komponen	A	B	C	D	Cpv, J/mol.K	Cpv, cal/mol.K
O2	2.9526E+01	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	28.969	6.924

Komponen	Pc, atm	Tb, K	Tc, K	θ	ω	Tr	Cpl, cal/mol.K
O2	49.771	90.170	154.580	0.583	0.022	0.696	1.331E+01

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Q, kcal/jam
O2	32.000	1856.804	58.0251	-146963.128

$Q_1 + Q_4 = Q_2$
 $-146963.128 = -146963.128$
 $= 0.000$

Menghitung Suhu Bubble Point UMPAN

Kondisi : P = 15.6652 atm 11905.548 mmHg
 Trial : T = 128.0000 K -145.0000

Vapor Pressure of Inorganic and Organic Liquids

(Yaws)

Pi dalam mmhg dan T dalam K

Komponen	A	B	C	D	E
O2	20.6695	-5.2697E+02	-6.7062E+00	1.2926E-02	-9.8832E-13

Komponen	BM	P°	K= P°/ P	xi	yi=Ki.xi
O2	32	1.1904E+04	9.9989E-01	1.000	1.00E+00
					1.00E+00

Menghitung Entalphy Liquid Pada Suhu Umpan 107.659 K

Asumsi Hliq pada suhu Tr = 25 (Tr = 298 K)

$$T_{\text{umpan}} = 107.659 \text{ K} = -165.341 \text{ C}$$

Menghitung Cpl (R = 1.987 cal/(gmol.K))

Komponen	A	B	C	D	Cpv, J/mol.K	Cpv, cal/mol.K
O2	2.9526E+01	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	2.8969E+01	6.9236E+00
						6.9236E+00

Komponen	Pc, atm	Tb, K	Tc, K	θ	ω	Tr	Cpl, cal/mol.K
O2	49.771	90.170	154.580	0.583	0.022	0.696	13.306
							13.306

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Hliq, kcal/kmol	Htot, kcal/jam
O2	32	1856.8040	58.0251	-2532.7499	-146963.1278
					-146963.1278

$$\text{Jadi Entalphy Liquid pd } 107.659 \text{ K} = -1.4696E+05 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung Entalphy Liquid pada Suhu Bubble Point Umpan 128 K

Asumsi Hliq pada suhu Tr = 25 (Tr = 298 K)

$$T_{\text{bub}} = 128.0000 \text{ K}$$

Menghitung Cpl (R = 1.987 cal/(gmol.K))

Komponen	A	B	C	D	Cpv, J/mol.K	Cpv, cal/mol.K
O2	2.9526E+01	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	2.8942E+01	6.9174E+00
						6.9174E+00

Komponen	Pc, atm	Tb, K	Tc, K	θ	ω	Tr	Cpl, cal/mol.K
O2	49.771	90.170	154.580	0.583	0.022	0.828	14.945
							14.945

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Hliq, kcal/kmol	Htot, kcal/jam
O2	32	1856.8040	58.0251	-2540.7006	-147424.4707
					-147424.4707

$$\text{Jadi Entalphy Liquid pd } 128 \text{ K} = -147424.4707 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung Entalphy Total Produk

Asumsi Hliq pada suhu Tr = 25 (Tr = 298 K)

$$T_{\text{ref}} = 128.0000 \text{ K} = -145.000$$

Perhitungan Cpl (R = 1.987 cal/(gmol.K))

	A	B	C	D	Cpv, cal/mol.K	Hvap, cal/mol	Hv, kcal/jam
O2	2.9526E+01	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	6.9174E+00	-1175.953	-54587.835

komponen	Pc, atm	Tb, K	Tc, K	θ	ω	Tr
	49.771	90.170	154.580	0.583	0.022	0.828

komponen	λ , cal/mol	Cpl, cal/mol.K	Hliq, kcal/kmol	Hliq, kcal/jam	λ , J/mol
O2	36.950	14.945	-2540.7006	-29484.8941	154.702

Perhitungan Cpv

komponen	A	B	C	D	E	Cpv, J/mol.K	Cpv, cal/mol.K
O2	29.5260	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	8.8607E-12	2.89E+01	6.92E+00

Komponen	BM	V		L		Htotal kcal/jam
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	
2	32.000	1485.443	46.420	371.361	11.605	-2.876E+06

Perhitungan Heat Balance

Preheat:

- Entalpi liquid pada 128 K (Tbp umpan) = -147424.471 kcal/jam
- Entalpi liquid pada 107.659 K (T umpan masuk) = -146963.128 kcal/jam
- (Hliq pd Tbp umpan - Hliq pd T umpan masuk), Qp = -461.343 kcal/jam

Vaporization:

- Entalpi vapour pada Tbp (H hasil uap vap) = -54587.835 kcal/jam
- Entalpi liquid pada Tbp = -29484.894 kcal/jam
- Qv = -25102.941 kcal/jam

Total Heat:

- Qt = Qp + Qv
- Qt = -25564.284 kcal/jam

erator-01

AN

	A	B	C	D	E	T	Tref	Cp dT
	29.526	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	8.8607E-12	3.43E+02	2.98E+02	1.3208E+03
3)2CO	46.878	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-05	0.00E+00	3.43E+02	2.98E+02	2.7111E+03
3)2CHOH	72.525	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	0.00E+00	3.43E+02	2.98E+02	3.9929E+03
1)	92.0530	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	0.00E+00	3.43E+02	2.98E+02	4.0961E+03
2)	-15.248	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	0.00E+00	3.43E+02	2.98E+02	-4.4941E+01

kmol/jam	Q (Kj/jam)
2.32E+01	3.0642E+04
4.64E+01	1.2585E+05
3.09E+01	1.2357E+05
1.72E+02	7.0422E+05
4.64E+01	-2.0862E+03
	9.8219E+05

PRODUK ATAS

	A	B	C	D	E	T	Tref	Cp dT
2)	29.526	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	8.8607E-12	3.43E+02	2.98E+02	1.3208E+03

kmol/jam	Q (Kj/jam)
2.32E+01	3.0642E+04
	3.0642E+04

PRODUK BAWAH

	A	B	C	D	E	T	Tref	Cp dT
(CH3)2CO	46.878	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-05	0.00E+00	3.43E+02	2.98E+02	2.7111E+03
(CH3)2CHOH	72.525	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	0.00E+00	3.43E+02	2.98E+02	3.9929E+03
H2O	92.0530	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	0.00E+00	3.43E+02	2.98E+02	4.0961E+03
H2O2	-15.248	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	0.00E+00	3.43E+02	2.98E+02	-4.4941E+01

kmol/jam	Q (Kj/jam)
4.64E+01	1.2585E+05
3.09E+01	1.2357E+05
1.72E+02	7.0422E+05
4.64E+01	-2.0862E+03
	9.5155E+05

$$\begin{aligned}
 \dot{Q} &= \dot{Q}_{\text{out}} \\
 8219\text{E}+05 &= 3.0642\text{E}+04 + 9.5155\text{E}+05 \\
 8219\text{E}+05 &= 9.8219\text{E}+05
 \end{aligned}$$



hitung Neraca Panas MD-02

Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm j/mol.K, T dlm K)

Komponen	A	B	C	D
(CH ₃) ₂ CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06
(CH ₃) ₂ CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06
H ₂ O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07
H ₂ O ₂	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06

a Persamaan Panas Laten (λ dlm j/kmol, T dlm K)

Komponen	A	B	C	D	E
(CH ₃) ₂ CO	2.6087E+07	3.2510E-01	5.2500E-02	0.0000E+00	0.0000E+00
(CH ₃) ₂ CHOH	5.6980E+07	8.7000E-02	3.0070E-01	0.0000E+00	0.0000E+00
H ₂ O	5.2053E+07	3.1990E+01	-2.1200E-01	2.5800E-01	0.0000E+00
H ₂ O ₂	6.1900E+07	3.2450E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0000E+00

Entalpi Cairan

Entalpi Uap Data Persamaan Enthalpy of vaporization (Hv dlm kJoule/mol, T dlm K)

mana :

Perhitungan Entalpi Arus Uman

Komponen	A	Tc	n
(CH ₃) ₂ CO	4.9244E+01	5.0820E+02	4.8100E-01
(CH ₃) ₂ CHOH	5.8982E+01	5.0831E+02	3.2600E-01
H ₂ O	5.2053E+01	6.4713E+02	3.2100E-01
H ₂ O ₂	6.1900E+01	7.3015E+02	3.2500E-01

$$h_l(T) = \sum x_i \cdot C_{p,i} \cdot (T - T_{ref})$$

$$H_v(T) = \sum y_i \cdot C_{p,i} \cdot (T - T_{ref}) + \sum y_i \cdot \lambda_i$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Perhitungan Entalpi Arus Uman

Komponen	f	zf	Tf	Cpi	Hf	Qf
	kmol/jam		K	J/kmol.K	J/kmol	J/jam
(CH ₃) ₂ CO	46.4201	0.2851	358.0000	140825.7065	2402667.857	111532082.2035
(CH ₃) ₂ CHOH	30.4206	0.1868	358.0000	187331.6503	2094520.728	63716577.2550
H ₂ O	85.9975	0.5281	358.0000	75236.4044	2378042.359	204505697.7330
H ₂ O ₂	0.0008	0.0000	358.0000	90655.2361	26.65560894	0.0213
	162.839				6875257.5994	379754357.2128

Hitungan Entalpi Arus Distilat

Komponen	d	xd	Td	Cpi	Hd	Qd
	kmol/jam		K	J/kmol.K	J/kmol	J/jam
(CH ₃) ₂ CO	46.4201	0.4229	351	138936.3208	3104911.0969	144130283.6105
(CH ₃) ₂ CHOH	30.0108	0.2734	351	185198.1094	2675727.6569	80300816.7553
H ₂ O	33.3477	0.3038	351	75152.2843	1206521.1544	40234665.2838
H ₂ O ₂	0.0000	0.0000	351	90163.6748	0.0000	0.0000
	109.7786				6987159.9082	264665765.6497

Hitungan Enthalpy arus Refluk

Uk = 0.4515

Komponen	L	xd	Td	Cpi	HL	L.HL
	kmol/jam		K	J/kmol.k	J/kmol	J/jam
(CH ₃) ₂ CO	20.9568	0.4229	351	138936.3208	3104911.0969	65069054.5523
(CH ₃) ₂ CHOH	13.5487	0.2734	351	185198.1094	2675727.6569	36252604.9013
H ₂ O	15.0551	0.3038	351	75152.2843	1206521.1544	18164341.0716
H ₂ O ₂	0.0000	0.0000	351	90163.6748	0.0000	0.0000
	49.5606				6987159.9082	119486000.5252

$$L = 49.5606$$

$$L.HL = 119486000.5252 \text{ J/jam}$$

Perhitungan Entalpi Arus Bottom

Komponen	b	xb	Tb	Cpi	Hb	Qb
	kmol/jam		K	J/kmol.K	J/kmol	J/jam
(CH ₃) ₂ CO	0.0000	0.0000	390.6000	151144.1076	0.0000	0.0000
(CH ₃) ₂ CHOH	0.4098	0.0077	390.6000	199049.7926	142115.0911	58234.7377
H ₂ O	52.6498	0.9923	390.6000	76114.7461	6982360.2797	367620027.4188
H ₂ O ₂	0.0008	0.0000	390.6000	92720.7829	127.3414	0.1004
	53.0604				7124602.7122	367678262.2569

Perhitungan Beban Kondenser

Beban kondenser dihitung dari neraca panas sekitar sistem kondenser :

Dimana : $Q_c = v.H_v - D.H_d + L.H_L$

H_v = entalpi campuran uap keluar top menara

$v_i = (R + 1).d_i$

Perhitungan suhu top MD

Uap keluar top MD berada pada $Q_c = v.H_v - D.H_d + L.H_L$

Dew Point campuran.

$R = 0.4515$

Diketahui :

Tekanan

$P =$

9.30E+02 mmHg

Suhu

Tv = 78 oC
= 351 k

komponen	v	y	Po	K	y/K	Tc (K)
	kmol/jam		mmHg	Po / P		
H3)2CO	46.4201	0.4229	1516.1763	1.63E+00	0.2594	508.2000
3)2CHOH	30.0108	0.2734	702.1648	7.55E-01	0.3621	508.3100
H2O	33.3477	0.3038	325.5256	3.50E-01	0.8679	647.1300
H2O2	0.0000	0.0000	44.3577	4.77E-02	0.0000	730.1500
	109.7786	1.0000			1.4893	

hitungan Entalpi Arus Uap keluar Top MD

komponen	v	y	T	Tr	Cpi	λi
	kmol/jam		K	K	J/kmol.K	
CH3)2CO	46.4201	0.4229	351	0.6905	138918.8436	17074632.0290
H3)2CHOH	30.0108	0.2734	351	0.6904	185178.3922	40338058.7899
H2O	33.3477	0.3038	351	0.5423	75151.65133	0.0007
H2O2	0.0000	0.0000	351	0.4806	90158.89403	50045192.8753
	109.7786	1.0000				

Hv	V.Hv
J/kmol	J/jam
10329461.8990	479494654.2981
13707121.5415	411362140.0616
1208414.9571	40297819.1858
0.0000	0.0000
25244998.3976	931154613.5454

Sehingga diperoleh :

Beban kondenser $Q_c = 334314889.1737 \text{ J/jam}$

Perhitungan Beban Reboiler

Beban reboiler dihitung dari neraca panas sekitar sistem menara :

$$Q_b = Q_c + D.HD + B.HB - F.HF$$

Sehingga diperoleh :

Beban reboiler $Q_b = 586904560 \text{ J/jam}$

Komponen	Input	Output	
		Distilat	Bottom
3) 2CO	111532082.2035	144130283.6105	0.0000
2) 2CHOH	63716577.2550	80300816.7553	58234.7377
H ₂ O	204505697.7330	40234665.2838	367620027.4188
2O ₂	0.0213	0.0000	0.1004
Condenser		334314889.1737	
Reboiler	586904560		
		598980654.8233	367678262.2569
Total	966658917.0802	966658917.0802	



tungan Neraca Panas MD-01

Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/mol.K, T dlm K)

komponen	A	B	C	D
(CH3)2CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06
(CH3)2CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06
H2O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07
H2O2	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06

Persamaan Panas Laten (λ dlm J/kmol, T dlm K)

komponen	A	B	C	D	E
(CH3)2CO	2.6087E+07	3.2510E-01	5.2500E-02	0.0000E+00	0.0000E+00
(CH3)2CHOH	5.6980E+07	8.7000E-02	3.0070E-01	0.0000E+00	0.0000E+00
H2O	5.2053E+07	3.1990E+01	-2.1200E-01	2.5800E-01	0.0000E+00
H2O2	6.1900E+07	3.2450E-01	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0000E+00

entalpi Cairan

entalpi Uap

mana :

perhitungan Entalpi Arus Umpan

Data Persamaan Enthalpy of vaporization (Hv dlm kJoule/mol, T dlm K)

Komponen	A	Tc	n
(CH3)2CO	4.9244E+01	5.0820E+02	4.8100E-01
(CH3)2CHOH	5.8982E+01	5.0831E+02	3.2600E-01
H2O	5.2053E+01	6.4713E+02	3.2100E-01
H2O2	6.1900E+01	7.3015E+02	3.2500E-01

$$h_l(T) = \sum x_i \cdot C_{p,i}(T - T_{ref})$$

$$H_v(T) = \sum y_i \cdot C_{p,i}(T - T_{ref}) + \sum y_i \cdot \lambda_i$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Perhitungan Entalpi Arus Umpan

Komponen	f	zf	Tf	Cpi	Hf	Qf
	kmol/jam		K	J/kmol.K	J/kmol	J/jam
(CH3)2CO	46.4201	0.1570	363.0000	142240.9796	1448005.537	67216561.8258
(CH3)2CHOH	30.9467	0.1047	363.0000	188932.3831	1282212.965	39680259.9576
H2O	171.9262	0.5814	363.0000	75318.21961	2839759.272	488229020.4706
H2O2	46.4201	0.1570	363.0000	90.99396306	926.3136597	42999.5727
	295.7131	1.0000			5570904.0869	595168841.8267

hitungungan Entalpi Arus Distilat

Komponen	d	xd	Td	Cpi	Hd	Qd
	kmol/jam		K	J/kmol.K	J/kmol	J/jam
(CH ₃) ₂ CO	46.4201	0.2851	358	140826.0017	2402715.6086	111534298.8222
(CH ₃) ₂ CHOH	30.4206	0.1868	358	187331.9840	2094561.6949	63717823.4946
H ₂ O	85.9975	0.5281	358	75236.4198	2378085.1237	204509375.4247
H ₂ O ₂	0.0008	0.0000	358	90655.3092	26.6561	0.0213
	162.8390	1.0000			6875389.0832	379761497.7628

hitungungan Enthalpy arus Refluk

Refluks = 0.1577

Komponen	L	xd	Td	Cpi	HL	L.HL
	kmol/jam		k	J/kmol.k	J/kmol	J/jam
(CH ₃) ₂ CO	7.3191	0.2851	358	140826.0017	2402715.6086	17585774.0443
(CH ₃) ₂ CHOH	4.7965	0.1868	358	187331.9840	2094561.6949	10046481.2923
H ₂ O	13.5594	0.5281	358	75236.4198	2378085.1237	32245288.7062
H ₂ O ₂	0.0001	0.0000	358	90655.3092	26.6561	0.0034
	25.6751	1.0000				59877544.0462

$$L = 25.6751$$

$$L.HL = 59877544.0462 \text{ J/jam}$$

hitungungan Entalpi Arus Bottom

Komponen	b	xb	Tb	Cpi	Hb	Qb
	kmol/jam		K	J/kmol.K	J/kmol	J/jam
(CH ₃) ₂ CO	0.0000	0.0000	390	151029.4660	0.0000	0.0000
(CH ₃) ₂ CHOH	0.5261	0.0040	390	198919.0289	72561.3340	38174.5178
H ₂ O	85.9287	0.6467	390	76102.0140	4534142.7217	389613140.8245
H ₂ O ₂	46.4193	0.3493	390	92701.8101	2983646.9174	138498801.3507
	132.8741333	1.0000			7590350.9730	528150116.6930

Perhitungan Beban Kondenser

Beban kondenser dihitung dari neraca panas sekitar sistem kondenser :

Dimana : $Q_c = v.H_v - D.H_d + L.H_L$

H_v = entalpi campuran uap keluar top menara

$$v_i = (R + 1).d_i$$

Perhitungan suhu top MD

Uap keluar top MD berada pada kondisi $Q_c = v.H_v - D.H_d + L.H_L$

Dew Point campuran.

$$R = 0.1577$$

Diketahui :

Tekanan

$$P = 930.00 \text{ mmHg}$$

Suhu

Tv = 95.4639 oC
368.4639 k

omponen	v	y	Po	K	y/K	Tc (K)
	kmol/jam		mmHg	Po / P		
CH3)2CO	46.4201	0.2851	1857.0665	1.9968	0.1428	508.2000
H3)2CHOH	30.4206	0.1868	1369.7757	1.4729	0.1268	508.3100
H2O	85.9975	0.5281	641.1293	0.6894	0.7661	647.1300
H2O2	0.0008	0.0000	99.2150	0.1067	0.0000	730.1500
	162.8390	1.0000	3967.1865		1.0357	

hitungan Entalpi Arus Uap keluar Top MD

Komponen	v	y	T	Tr	Cpi	λi
	kmol/jam		K	K	J/kmol.K	
(CH3)2CO	46.4201	0.2851	368.4639	0.7250	143853.1302	16322563.9481
CH3)2CHOH	30.4206	0.1868	368.4639	0.7249	190758.4329	38440811.25
H2O	85.9975	0.5281	368.4639	0.5694	75428.86532	1.0584E-04
H2O2	0.0008	0.0000	368.4639	0.5046	91353.51205	49282428.83
	162.8390	1.0000				

Hv	v.Hv
J/kmol	J/jam
7542604.3809	350128449.6211
9692355.8447	294847280.2078
2806930.2138	241388981.0614
273.7406	0.2190
20042164.1799	886364711.1093

Sehingga diperoleh :

Beban kondenser $Q_c = 566480757.3926 \text{ J/jam}$
=

Perhitungan Beban Reboiler

Beban reboiler dihitung dari neraca panas sekitar sistem menara :

$$Q_b = Q_c + D.H_d + B. H_b - F.H_F$$

Sehingga diperoleh :

Beban reboiler $Q_b = 879223530.0217 \text{ J/jam}$

komponen	Input	output	
		distilat	bottom

rator-02

4W

	A	B	C	D	E	T	Tref	Cp dT
	29.526	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	8.8607E-12	1.28E+02	2.98E+02	-5.2175E+03

kmol/jam	Q (Kj/jam)
5.8025E+01	-3.0274E+05

ODUK ATAS

	A	B	C	D	E	T	Tref	Cp dT
	29.526	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	8.8607E-12	1.28E+02	2.98E+02	-5.2175E+03

kmol/jam	Q (Kj/jam)
4.64E+01	-2.4219E+05
	-2.4219E+05

ODUK BAWAH

	A	B	C	D	E	T	Tref	Cp dT
	29.526	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	8.8607E-12	1.28E+02	2.98E+02	-5.2175E+03

kmol/jam	Q (Kj/jam)
1.1605E+01	-6.0549E+04

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= Q_{out} \\
 -3.0274E+05 &= -2.4219E+05 + -6.0549E+04 \\
 -3.0274E+05 &= -3.0274E+05
 \end{aligned}$$

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 الجامعة الإسلامية
 الرابطة الإسلامية العالمية

22

$$T = 70 \text{ C} = 343.0000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

$$dT = 45.0000 \text{ K}$$

komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
(CH ₃) ₂ CO	46.4201	136901.3467	2.8597E+08
(CH ₃) ₂ CHOH	30.9467	182904.5678	2.5471E+08
H ₂ O	171.9262	75098.3227	5.8101E+08
H ₂ O ₂	46.4201	89574.2297	1.8711E+08
			1.3088E+09

Daftar Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

100

70

C

343.0000 K

komponen	A	B	C	D	cp
(CH ₃) ₂ CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06	136901.3467
(CH ₃) ₂ CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	182904.5678
H ₂ O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	75098.32266
H ₂ O ₂	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	89574.22969
					484478.4669

$$\text{Panas masuk HE-08} = 1.3088E+09 \text{ J/jam}$$

$$T = 90.0000 \text{ C} = 363.0000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

$$dT = 65.0000 \text{ K}$$

Komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
(CH ₃) ₂ CO	46.4201	142240.9796	4.2918E+08
(CH ₃) ₂ CHOH	30.9467	188932.3831	3.8004E+08
H ₂ O	171.9262	75318.2196	8.4170E+08
H ₂ O ₂	46.4201	90993.9631	2.7456E+08
			1.9255E+09

Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

100

90.0000 C

363 K

Komponen	A	B	C	D	cp
(CH ₃) ₂ CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06	142240.9796
(CH ₃) ₂ CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	188932.3831
H ₂ O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	75318.21961
H ₂ O ₂	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	90993.96306
					497485.5454

Panas keluar HE-08 = 1.9255E+09 J/jam

Beban panas HE-08 = Panas keluar HE-08 - Panas masuk HE-08
= 6.1667E+08 J/jam

- 01

T = 35 C = 308.0000 K
Tref = 25 C = 298 K
dT = 10.0000 K

Komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
(CH ₃) ₂ CHOH	77.3668	173368.0929	1.3413E+08
H ₂ O	171.9262	75446.8621	1.2971E+08
			2.6384E+08

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

100

30 C

303.0000 K

Komponen	A	B	C	D	cp
(CH ₃) ₂ CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	173368.0929
H ₂ O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	75446.86206
					248814.955

Panas masuk HE-01 = 2.6384E+08 J/jam

T = 130.0000 C = 403.0000 K
Tref = 25 C = 298 K
dT = 105.0000 K

Komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
(CH ₃) ₂ CHOH	77.3668	204383.1214	1.6603E+09
H ₂ O	171.9262	76674.6724	1.3842E+09
			3.0445E+09

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

100

	130.0000 C			403 K	
komponen	A	B	C	D	cp
2CH ₃ OH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	204383.1214
H ₂ O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	76674.67242
					281057.7938

Panas keluar HE-01 = 3.0445E+09 J/jam

Beban panas HE-01 = Panas keluar HE-01 - Panas masuk HE-01
 = 2.7806E+09 J/jam



jerant

$$T = -165.0000 \text{ C} = 108.0000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

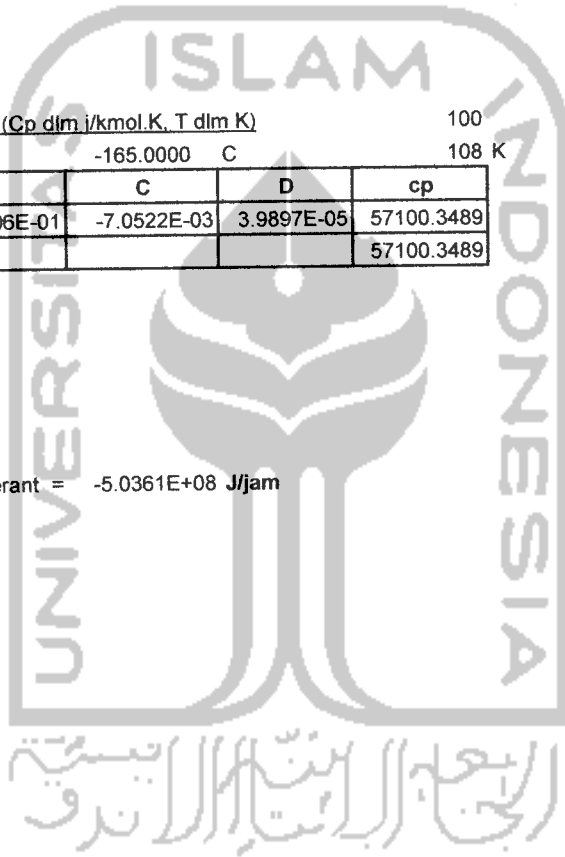
$$dT = -190.0000 \text{ K}$$

komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
O2	46.4201	57100.3489	-5.0361E+08
			-5.0361E+08

3 Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

komponen	A	B	C	D	cp
O2	4.6432E+01	3.9506E-01	-7.0522E-03	3.9897E-05	57100.3489
					57100.3489

Beban panas Refrigerant = -5.0361E+08 J/jam



ALFA MASSA

P = 15.6651945 atm

T = 128.000 K

Alfa fresh dari separator

komponen	kg/j	BM	kmol/j
O2	1485.4432	32	46.4201
	1485.4432		46.4201

Alfa Recycle Reaktor

komponen	kg/j	BM	kmol/j
O2	247.5736	32	1.1361
	247.5736		1.1361

Alfa Recycle dari Separator

komponen	kg/j	BM	kmol/j
O2	742.7208	32	23.2100
	742.7208		23.2100

Umpan Feed

Komponen	BM	Umpan F		zi
		kg/jam	kmol/jam	
O2	32	2475.7376	46.4201	1.000
		2475.7376	46.4201	

BALAN PANAS

Menghitung suhu umpan Vaporizer (T arus 2)

Trial suhu mix agar Q (arus 2) = Q (arus 1) + Q (arus 4) + Q (arus 3)

$$T_{mix} = 196.711 \text{ K} = -76.289 \text{ C} = 196.711 \text{ K}$$

Q arus bahan baku (arus 1)

$$T = 128 \text{ K} = -145 \text{ C}$$

Menghitung Cpl (R = 1.987 cal/(gmol.K)

Komponen	A	B	C	D	Cpv, J/mol.K	Cpv, cal/mol.K
O2	2.9526E+01	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	2.8942E+01	6.9174E+00

Komponen	Pc, atm	Tb, K	Tc, K	θ	ω	Tr	Cpl, cal/mol.K
O2	49.771	90.170	154.580	0.583	0.022	0.8281	14.9453

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Q, kcal/jam
O2	32	1485.4432	46.4201	-117939.5765
		1485.4432	46.4201	-117939.5765

Arus recycle dari Reaktor (arus 3)

$$T_{rec} = 403.000 \text{ K} = 130.000 \text{ C}$$

Perhitungan Cpl (R = 1.987 cal/(gmol.K))

Komponen	A	B	C	D	Cpv, J/mol.K	Cpv, cal/mol.K
O2	2.9526E+01	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	2.9989E+01	7.1675E+00

Komponen	Pc, atm	Tb, K	Tc, K	θ	ω	Tr	Cpl, cal/mol.K
O2	49.771	90.170	154.580	0.583	0.022	2.607	95.339

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Q, kcal/jam
O2	32	247.5736	1.1361	11372.7826

Arus recycle dari Separator (arus 4)

$$T_{rec} = 343.000 \text{ K} = 70.000 \text{ C}$$

Perhitungan Cpl (R = 1.987 cal/(gmol.K))

Komponen	A	B	C	D	Cpv, J/mol.K	Cpv, cal/mol.K
O2	2.9526E+01	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	2.9637E+01	7.0834E+00

Komponen	Pc, atm	Tb, K	Tc, K	θ	ω	Tr	Cpl, cal/mol.K
O2	49.771	90.170	154.580	0.583	0.022	2.219	38.515

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Q, kcal/jam
O2	32	742.7208	23.2100	40226.7884

$$Q (\text{arus 1}) + Q (\text{arus 3}) + Q (\text{arus 4}) = -6.6340E+04 \text{ kcal/jam}$$

pan Furnace (arus 2)

arus 2 = 196.711 K = -76.289 C

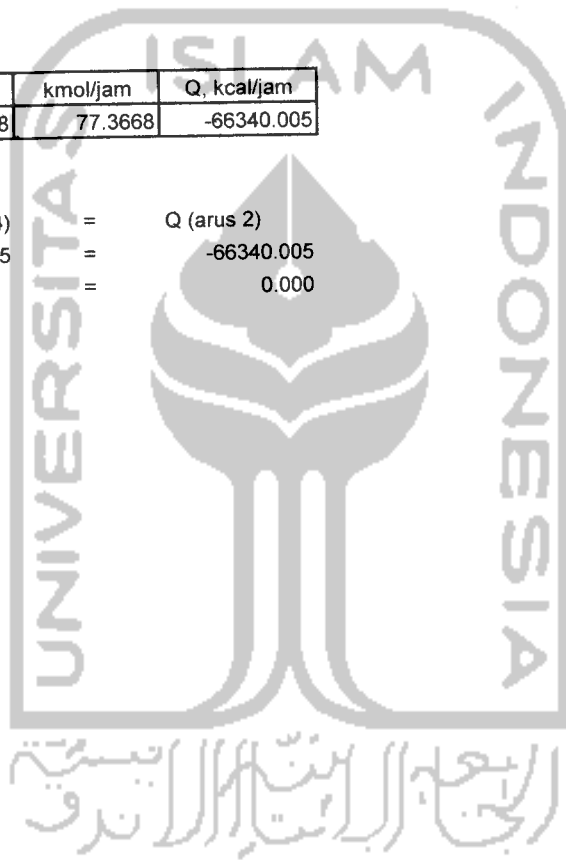
hitung Cpl (R = 1.987 cal/(gmol.K)

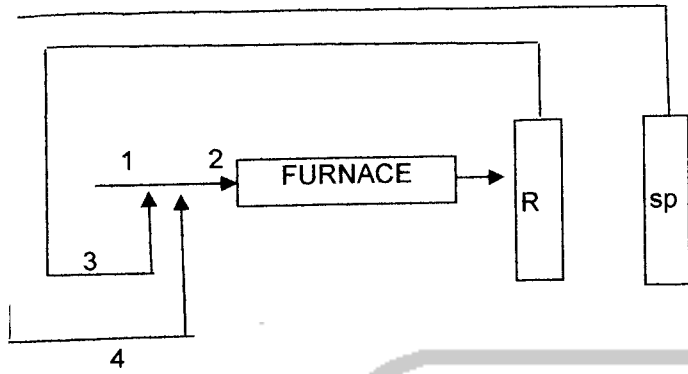
komponen	A	B	C	D	Cpv, J/mol.K	Cpv, cal/mol.K
	2.9526E+01	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	29.001	6.931

komponen	Pc, atm	Tb, K	Tc, K	θ	ω	Tr	Cpl, cal/mol.K
	49.771	90.170	154.580	0.583	0.022	1.273	8.466E+00

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Q, kcal/jam
	32.000	2475.738	77.3668	-66340.005

$$\begin{aligned}
 Q(\text{arus 1}) + Q(\text{arus 3}) + Q(\text{arus 4}) &= Q(\text{arus 2}) \\
 -66340.005 &= -66340.005 \\
 &= 0.000
 \end{aligned}$$





الجامعة الإسلامية
الاندونيسية

NERACA PANAS ALAT KECIL

ER - 01

$$T = 130.0000 \text{ C} = 403.0000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

$$dT = 105.0000 \text{ K}$$

komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
(CH3)2CHOH	30.9467	204383.1214	664123229.9680
(CH3)2CO	46.4201	155811.4166	759442061.7387
H2O	171.9262	76674.6724	1384150431.8439
H2O2	46.4201	93444.6207	455459406.8668
O2	23.2100	1671592.0750	4073753466.4251
			7336928596.8425

Daftar Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

100

403 K

komponen	130 C				cp
	A	B	C	D	
(CH3)2CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	204383.1214
(CH3)2CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06	155811.4166
H2O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	76674.67242
H2O2	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	93444.62069
O2	4.6432E+01	3.9506E-01	-7.0522E-03	3.9897E-05	1671592.075
					2201905.9061

Panas masuk CL-01 = 7336928596.8425 J/jam

$$T = 70.0000 \text{ C} = 343.0000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

$$dT = 45.0000 \text{ K}$$

Komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
(CH3)2CHOH	30.9467	182904.5678	254713175.5150
(CH3)2CO	46.4201	136901.3467	285973839.1528
H2O	171.9262	75098.3227	581011615.8343
H2O2	46.4201	89574.2297	187112011.4889
O2	23.2100	962241.1607	1005012780.2712
			2313823422.2622 J/jam

Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

100

70 C

343 K

Komponen	A	B	C	D	cp
(CH ₃) ₂ CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	182904.5678
(CH ₃) ₂ CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06	136901.3467
H ₂ O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	75098.32266
H ₂ O ₂	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	89574.22969
O ₂	4.6432E+01	3.9506E-01	-7.0522E-03	3.9897E-05	962241.1607
					1446719.6275

Panas keluar CL-01 = 2313823422.2622 J/jam

Beban panas CL-01 = Panas masuk CL-01 - Panas keluar CL-01
= 5.0231E+09 J/jam

OLER - 02

T = 117.0000 C = 390.0000 K
Tref = 25 C = 298 K
dT = 92.0000 K

Komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
(CH ₃) ₂ CO	0.0000	150929.3877	0.0000
(CH ₃) ₂ CHOH	0.5261	198804.8862	9622395.0579
H ₂ O	85.9287	76090.9431	601532649.0815
H ₂ O ₂	46.4193	92685.1942	395819128.8318
			1006974172.9712

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

100

117.0000 C

390 K

Komponen	A	B	C	D	cp
(CH ₃) ₂ CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06	150929.3877
(CH ₃) ₂ CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	198804.8862
H ₂ O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	76090.94311
H ₂ O ₂	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	92685.1942
					518510.4112

Panas masuk CL-02 = 1006974172.9712 J/jam

T = 35.0000 C

308.0000 K

komponen	A	B	C	D	cp
(CH ₃) ₂ CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06	135930.8912
(CH ₃) ₂ CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	181812.3847
H ₂ O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	75087.72449
H ₂ O ₂	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	89267.34679
					482098.3472

Panas masuk CL-03 = 585080952.8795 J/jam

T = 35.0000 C 308.0000 K
 Tref = 25 C 298 K
 dT = 10.0000 K

komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
(CH ₃) ₂ CO	46.4201	129334.9503	60037413.2780
(CH ₃) ₂ CHOH	30.0108	174411.5932	52342372.5425
H ₂ O	33.3477	75350.9584	25127786.4325
H ₂ O ₂	0.0000	86558.0598	0.0000
			137507572.2530

data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

Komponen	A	B	C	D	cp
(CH ₃) ₂ CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06	129334.9503
(CH ₃) ₂ CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	174411.5932
H ₂ O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	75350.95839
H ₂ O ₂	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	86558.0598
					465655.5617

Panas keluar CL-03 = 137507572.2530 J/jam

Beban panas CL-03 = Panas masuk CL-03 - Panas keluar CL-03
 = 4.4757E+08 J/jam

$$T = 118 \text{ C} = 390.6000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

$$dT = 92.6000 \text{ K}$$

Komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
(CH3)2CO	0.0000	151144.1076	0.0000
(CH3)2CHOH	0.4098	199049.7926	7552915.7852
H2O	52.6498	76114.7461	371087818.7479
H2O2	0.0008	92720.7829	6767.7445
			378647502.2776

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

100

118

C

390.6000 K

Komponen	A	B	C	D	cp
(CH3)2CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06	151144.1076
(CH3)2CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	199049.7926
H2O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	76114.74605
H2O2	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	92720.78293
					519029.4292

Panas masuk CL-04 = 378647502.2776 J/jam

$$T = 35.0000 \text{ C} = 308.0000 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

$$dT = 10.0000 \text{ K}$$

Komponen	m, kmol/jam	Cp, J/kmol.K	Q = m.Cp.dT
(CH3)2CO	0.0000	129334.9503	0.0000
(CH3)2CHOH	0.4098	174411.5932	714689.2922
H2O	52.6498	75350.9584	39672145.6326
H2O2	0.0008	86558.0598	682.2812
			40387517.2060

Data Persamaan Kapasitas Panas Cairan (Cp dlm J/kmol.K, T dlm K)

100

35.0000

C

308 K

Komponen	A	B	C	D	cp
(CH3)2CO	4.6878E+01	6.2652E-01	-2.0761E-03	2.9583E-06	129334.9503

2CHOH	7.2525E+01	7.9553E-01	-2.6330E-03	3.6498E-06	174411.5932
2O	9.2053E+01	-3.9953E-02	-2.1103E-04	5.3469E-07	75350.95839
2O2	-1.5248E+01	6.7693E-01	-1.4948E-03	1.2018E-06	86558.0598
					465655.5617

Panas keluar CL-04 = 40387517.2060 J/jam

Beban panas CL-04 = Panas masuk CL-04 - Panas keluar CL-04
= 3.3826E+08 J/jam



Neraca Panas cooler - 01

komponen	Input	output
Q masuk	7.3369E+09	
Q keluar		2.3138E+09
Q cooler		5.0231E+09
total	7.3369E+09	7.3369E+09

Neraca Panas cooler - 02

komponen	Input	output
Q masuk	1.0070E+09	
Q keluar		1.0585E+08
Q cooler		9.0113E+08
total	1.0070E+09	1.0070E+09

Neraca Panas cooler - 03

komponen	Input	output
Q masuk	5.8508E+08	
Q keluar		1.3751E+08
Q cooler		4.4757E+08
total	5.8508E+08	5.8508E+08

Neraca Panas cooler - 04

komponen	Input	output
Q masuk	3.7865E+08	
Q keluar		4.0388E+07
Q cooler		3.3826E+08
total	3.7865E+08	3.7865E+08

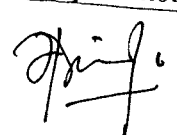

**KARTU KONSULTASI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**KARTU KONSULTASI PENYUSUNAN/PERBAIKAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**
JURUSAN TEKNIK KIMIA, TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, TEKNIK MESIN

NAMA : NINDITYA PERMATASARI
 No. Mhs : 01 521 096
 Judul : PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA
 DARI ISOPROPANOL DENGAN KAPASITAS
 25.000 TON /TAHUN

A : ANISA
 ns : 01521
 I : PRA
 DARI
 TON

Tanggal	
Des 2005	Rev ab
01 2006	R G

No	Tanggal	Masalah yang dikonsultasikan	Tanda - tangan Penguji/Pembimbing
1	29/12 2005	Revisi Skripsi : Abstraksi, Referensi tinjauan Pustaka	 Argani Zulkarna, ST, M.Eng
2	2/01 2006	Revisi skripsi : Grafik BEP	 Ir. Djaka Hartajaja, MM

