

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
ASAM NITRAT DARI AMONIA DAN UDARA
KAPASITAS 34.000 TON/TAHUN**



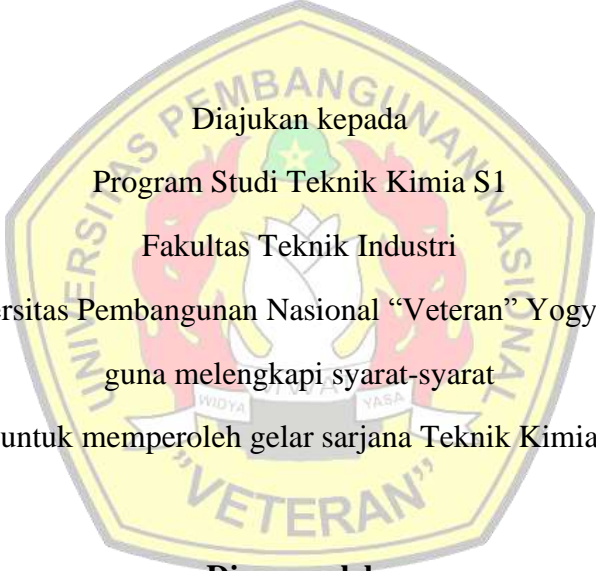
Disusun oleh:

DAVID TARONGGAL ARUAN	121140095
AGAM SYAHBENNA	121140104

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S1
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”
YOGYAKARTA
2020**

HALAMAN PENGANTAR

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
ASAM NITRAT DARI AMONIA DAN UDARA
KAPASITAS 34.000 TON/TAHUN**



Diajukan kepada
Program Studi Teknik Kimia S1
Fakultas Teknik Industri
Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta
guna melengkapi syarat-syarat
untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia

Disusun oleh:

David Taronggal Aruan	121140095
Agam Syahbenna	121140104

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S1
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”
YOGYAKARTA
2020**

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
ASAM NITRAT DARI AMONIA DAN UDARA
KAPASITAS 34.000 TON/TAHUN
SKRIPSI**

Disusun oleh:

David Taronggal Aruan 121140095
Agam Syahbenna 121140104

**Program Studi S1 Teknik Kimia
Fakultas Teknik Industri**

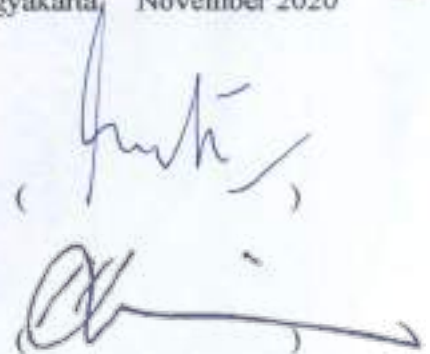
Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta

Yogyakarta, November 2020

Disetujui/disahkan oleh:

Dosen Pembimbing

1. Ir. Sri Wahyuni Santi R., M.T.
NIP. 19561004 199103 2 001
2. Ir. Purwo Subagyo, M.T.
NIP. 19561212 199203 1 001



KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa berkat rahmat dan hidayah-Nya kepada penyusun sehingga tugas akhir dengan judul Pra Rancangan Pabrik Asam Nitrat dari Amonia dan Udara dengan Kapasitas 34.000 Ton/Tahun ini dapat diselesaikan. Pra Rancangan Pabrik Kimia merupakan tugas akhir sebagai syarat memperoleh gelar sarjana pada Program Studi Teknik Kimia S1, Fakultas Teknik Industri, UPN “Veteran” Yogyakarta. Tugas Pra Rancangan Pabrik Kimia disusun dari hasil studi pustaka seperti buku acuan, literatur, jurnal, data paten, komunikasi pribadi, dan sebagainya.

Penyusun mengucapkan terima kasih kepada kedua dosen pembimbing Ir. Sri Wahyuni Santi R., M.T., dan Ir. Purwo Subagyo, M.T. yang telah membimbing dan memberikan saran hingga tugas akhir ini selesai, serta kepada Dr. Ir. Adi Ilcham, M.T. selaku Kepala Jurusan Teknik Kimia Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta, dan kepada semua Dosen dan Staf Program Studi S1 Teknik Kimia, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta, serta kepada semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu.

Akhir kata, penyusun berharap semoga Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik Asam Nitrat dari Amonia dan Udara dengan Kapasitas 34.000 Ton/Tahun ini, dapat bermanfaat bagi penyusun pada khususnya dan para pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, 19 November 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGAJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR.....	viii
DAFTAR TABEL	ix
INTISARI.....	x
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Prospek Pasar	2
1.2.1. Data Impor	2
1.2.2. Analisa Pendekatan Penentuan Kapasitas.....	3
1.2.3. Sasaran Pasar.....	4
1.2.4 Lokasi Pabrik	4
1.3. Tinjauan Pustaka	5
1.3.1. Proses Produksi	5
1.3.2. Pemilihan Proses	11
BAB II DESKRIPSI PROSES.....	13
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	13
2.1.1. Bahan Baku	13
2.1.2. Produk.....	15
2.1.3. Produk Samping	16
2.1.3. Bahan Pembantu.....	19
2.2. Uraian Proses	19
2.3. Diagram Alir Proses	21
2.4. Tata Letak Pabrik	24

2.4.1. Tata Letak Alat	24
2.4.2. Tata Letak Pabrik.....	24
2.5. Spesifikasi Alat	28
BAB III NERACA MASSA	45
3.1. Neraca Massa	45
BAB IV UTILITAS.....	48
4.1. Kebutuhan Air.....	48
4.2. Kebutuhan Listrik.....	52
4.3. Kebutuhan Bahan Bakar	52
4.4. Udara Tekan.....	52
4.5. Spesifikasi Alat Utilitas	56
BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN.....	80
5.1. Bentuk Badan Usaha	80
5.2. Struktur Organisasi.....	81
5.3. Jadwal Kerja Karyawan.....	83
5.3.1. Karyawan Shift	83
5.3.2. Karyawan Non-shift.....	84
5.4. Jumlah Karyawan.....	84
5.4.1. Karyawan Shift	84
5.4.2. Karyawan Non-shift.....	88
5.5. Sistem Penggajian Karyawan	89
5.6. Fasilitas dan Jaminan Sosial.....	89
5.7. Klasifikasi Pegawai.....	90
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....	91
6.1. Fixed Capital Investment (Modal Tetap)	91
6.2. Working Capital (Modal Kerja)	91
6.3. Biaya Produksi.....	92

6.3.1. Manufacturing Cost (Biaya Produksi).....	92
5.3.2. General Expenses (Pengeluaran Umum).....	92
5.4. Harga Jual Produk.....	93
5.5. Analisis Keuntungan.....	93
5.5.1. Keuntungan.....	93
5.5.2. Return on Investment (Laba Investasi).....	93
5.5.3. Pay Out Time (Masa Pengembalian Modal).....	93
5.5.4. Break Event Point (Analisa Titik Impas)	94
5.5.5. Shut Down Point (Titik Penutupan Usaha).....	94
BAB VII KESIMPULAN.....	96
DAFTAR PUSTAKA.....	97
LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Proyeksi Impor Asam Nitrat	3
Gambar 1.2. Diagram Alir <i>Mono Medium Pressure Process</i>	7
Gambar 1.3. Diagram Alir <i>Mono High Pressure Process</i>	8
Gambar 1.4. Diagram Alir <i>Dual Pressure Process</i>	10
Gambar 2.1. Diagram Alir Kualitatif	22
Gambar 2.2. Diagram Alir Kuantitatif	23
Gambar 2.3. Tata Letak Alat Proses	26
Gambar 2.4. Tata Letak Pabrik	27
Gambar 4.1. Diagram Alir Unit Utilitas Penyediaan Air	53
Gambar 4.2. Diagram Alir Penyediaan Dowtherm A	54
Gambar 4.3. Diagram Alir Penyediaan Udara Tekan	55
Gambar 5.1. Bagan Struktur Organisasi	82
Gambar 6.1. Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi	95

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data Impor Asam Nitrat di Indonesia	2
Tabel 1.2. Industri di Indonesia yang membutuhkan Asam Nitrat.....	4
Tabel 1.3. Tabel Berat molekul dan harga bahan baku dan produk	11
Tabel 1.4. Perbandingan Proses.....	12
Tabel 3.1. Neraca Masa Pada Vaporizer	45
Tabel 3.2. Neraca Masa Pada Separator	45
Tabel 3.3. Neraca Masa Pada Kompresor	46
Tabel 3.3. Neraca Masa Pada Reaktor	46
Tabel 3.4. Neraca Masa Pada Menara Absorber	47
Tabel 4.1. Total Kebutuhan Air.....	52
Tabel 5.1 Jadwal Karyawan Shift.....	83
Tabel 5.2 Jumlah Karyawan Kepala Bagian produksi.....	84
Tabel 5.3 Kebutuhan Tenaga Kerja per Unit Alat Produksi	85
Tabel 5.4 Jumlah Karyawan per Alat Produksi.....	85
Tabel 5.5 Kebutuhan Tenaga Kerja per Unit Alat Utilitas.....	86
Tabel 5.6 Jumlah Karyawan Bagian Utilitas.....	87
Tabel 5.7 Jumlah Karyawan Bagian Laboratorium.....	87
Tabel 5.8 Jumlah Karyawan Keamanan	87
Tabel 5.9 Jumlah Karyawan Bagian HSE & Damkar	87
Tabel 5.10 Jumlah Karyawan <i>Non-shift</i>	88
Tabel 6.1. Fixed Capital Investment	91
Tabel 6.2. Working Capital	91
Tabel 6.3. Manufacturing Cost	92
Tabel 6.4. General Expenses	92
Tabel 7.1. Analisa Kelayakan Ekonomi.....	96

INTISARI

Pabrik Asam Nitrat dari Amonia dan Udara Kapasitas 34.000 Ton/Tahun direncanakan akan didirikan di kawasan industri Karawang, Jawa Barat, dengan luas tanah 20,33 Ha, bahan baku Amonia yang dibeli dari PT. Pupuk Kujang, Cikampek, Jawa Barat. Pabrik berkerja secara kontinyu selama 330 hari secara efektif dalam 1 tahun dengan jumlah tenaga kerja 158 orang.

Bahan baku amonia dan udara dialirkan ke dalam reaktor secara terpisah dengan suhu 650°C dan tekanan 6 atm. Reaksi pembentukan NO₂ dilakukan di dalam reaktor fixed bed multi tube (R-01) menggunakan katalis Platinum-Rhodium yang beroperasi pada suhu 650°C -730°C dan tekanan 6 atm. Konversi yang diperoleh untuk menghasilkan NO₂ adalah sebesar 99%. Setelah komponen keluar Reaktor (R-01), aliran komponen gas panas dimanfaatkan untuk memanaskan bahan baku. Gas Nitrogen dioksida dan air penjerap dialirkan secara terpisah ke menara absorber (AB-01) kondisi proses berlangsung pada suhu 160°C dan tekanan 6 atm. Hasil atas menara absorber berupa NH₃, O₂, H₂O, N₂, dan NO₂ akan dialirkan menuju UPL, dan hasil bawah menara absorber berupa HNO₃ dengan kemurnian 65% dan H₂O dialirkan menuju tangki penampung produk (TP-02) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Pabrik Asam Nitrat membutuhkan air sebanyak 408.134,375 kg/jam dan air make-up sebanyak 22.984,344 kg/jam yang diperoleh dari bendungan Curug, Karawang. Pabrik Asam Nitrat membutuhkan bahan bakar sebesar 18136,671 liter/Tahun. Sebagai pendingin digunakan Dowtherm A sebesar 60000 kg/jam. Daya listrik terpasang sebesar 1246 kW diperoleh dari PT. PLN, dan untuk cadangan digunakan generator dengan daya 1500 kW serta digunakan udara tekan sebesar 38,4 m³/jam.

Hasil analisa ekonomi menunjukkan bahwa pabrik memerlukan modal tetap sebesar Rp156.371.218.475,07 serta modal kerja sebesar Rp 173.745.798.305,63. POT sebelum pajak 3,35 tahun dan POT setelah pajak 3,42 Tahun. ROI sebelum pajak 19,84% dan ROI setelah pajak 19,25%. BEP 49,47%, SDP 25,21%, dan DCF 27,51%. Dengan demikian dapat disimpulkan bahwa pra rancangan pabrik Asam Nitrat layak untuk dikaji.

Kata kunci: Asam Nitrat, Amonia, Menara Absorber, Oksidasi, Reaktor Fixed Bed, Udara

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Asam nitrat adalah senyawa kimia yang dapat dipakai untuk memproduksi bahan-bahan di bidang farmasi, bahan pewarna, serat sintesis, dan bahan pestisida. Namun, asam nitrat lebih banyak digunakan dalam industri pembuatan amonium nitrat, yaitu sebagai bahan pembuatan pupuk. Selain dari pada di atas, asam nitrat juga dapat digunakan sebagai bahan pembuatan bahan peledak.

Asam nitrat dapat diproduksi dengan mereaksikan amonia dan oksigen. Proses tersebut dapat disebut juga dengan proses oksidasi amonia. Amonia merupakan senyawa gas yang berbau tajam, dalam dosis tinggi amonia dapat merusak kesehatan manusia. Namun, amonia digunakan secara luas dalam dunia industri kimia. Bahan baku berikutnya adalah udara, udara yang berada di alam bebas dimanfaatkan oksigennya untuk direaksikan dengan amonia untuk menghasilkan asam nitrat.

Pabrik didirikan dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan asam nitrat, sekaligus sebagai pemanfaatan sumber daya alam. Manfaat lain yang diharapkan adalah terbukanya lapangan kerja baru sehingga dapat membantu pemerintah dalam menanggulangi dan memacu rakyat meningkatkan produksi dalam negeri yang pada akhirnya akan meningkatkan kesejahteraan rakyat. Selain itu, untuk menurunkan jumlah impor asam nitrat dalam negeri. Maka dari itu, untuk memenuhi kebutuhan asam nitrat, dianggap perlu dibuat suatu usaha yaitu dengan merencanakan pendirian sebuah pabrik Pembuatan Asam Nitrat dengan Bahan Baku Amonia dan Udara, di mana bahan baku ini dapat diperoleh di Indonesia dengan mudah.

Maka dari itu, dengan didirikan pabrik asam nitrat ini di Indonesia diharapkan dapat memberikan keuntungan sebagai berikut:

1. Menciptakan lapangan kerja baru.
2. Memacu industri baru yang menggunakan bahan baku asam nitrat.
3. Mengurangi impor asam nitrat sehingga dapat menghemat devisa negara.

1.2. Prospek Pasar

Prospek pasar menjelaskan bagaimana data impor asam nitrat dalam negeri, penentuan kapasitas pabrik yang akan didirikan, sasaran pasar dari produk yang dihasilkan, dan lokasi pabrik yang akan didirikan.

1.2.1. Data Impor

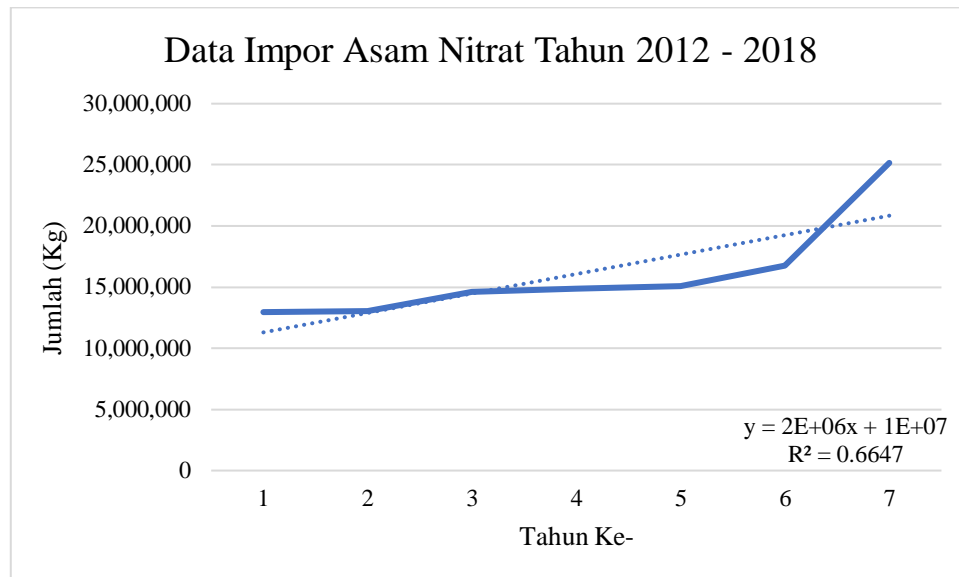
Kebutuhan impor asam nitrat selama lima tahun terakhir berdasarkan data Badan Pusat Statistika. Data impor Asam Nitrat disajikan dalam tabel 1.1 (BPS) 2019, berikut ini:

Tabel 1.1 Data Impor Asam Nitrat di Indonesia

Tahun Ke-	Tahun	Jumlah (Ton)
1	2012	12.955.619
2	2013	13.048.111
3	2014	14.607.478
4	2015	14.875.406
5	2016	15.065.929
6	2017	16.775.085
7	2018	25.157.892

(BPS, 2019)

Data dari Badan Pusat Statistik dapat diproyeksikan kebutuhan impor asam nitrat di Indonesia dalam bentuk grafik sebagai berikut.



Gambar 1.1 Proyeksi Impor Asam Nitrat

Gambar 1.1 di atas memenuhi persamaan linier $y = 2 \cdot 10^6 x + 1 \cdot 10^7$ di mana nilai x adalah urutan tahun terhitung dari tahun 2012.

1.2.2. Analisa Pendekatan Penentuan Kapasitas

Pabrik direncanakan akan didirikan 4 tahun ke depan, yaitu pada tahun 2023. Dari persamaan linier $y = 2 \cdot 10^6 \times X + 1 \cdot 10^7$ dapat ditentukan kapasitas pabrik sebagai berikut:

$$y = 2 \cdot 10^6 \times X + 1 \cdot 10^7$$

$$y = 2 \cdot 10^6 \times (12) + 1 \cdot 10^7$$

$$y = 34000000 \text{ kg}$$

$$y = 34000 \text{ ton}$$

Di mana,

y = kapasitas

x = urutan tahun terbilang dari 2012

Hasil dari persamaan didapat kapasitas sebesar 34.000 ton/tahun, sehingga pabrik asam nitrat dirancang dengan kapasitas sebesar 34.000 ton/tahun untuk dijual di dalam dan di luar negeri.

1.2.3. Sasaran Pasar

Asam nitrat merupakan bahan baku yang secara luas digunakan dalam industri bahan peledak. Berikut industri yang membutuhkan asam nitrat dan jenis dari industri tersebut.

Tabel 1.2 Industri di Indonesia yang membutuhkan Asam Nitrat

No.	Nama Industri	Jenis Industri	Lokasi
1	PT. Dahana Persero	Bahan Peledak	Subang, Jawa Barat
2	PT. Multi Nitrotama Kimia	Amonium Nitrat	Cikampek, Jawa Barat
3	PT. Kaltim Nitrat Indonesia	Amonium Nitrat	Bontang, Kalimantan Timur

1.2.4. Lokasi Pabrik

Pabrik asam nitrat direncanakan didirikan di Kawasan Industri Karawang, Jawa Barat. Pertimbangan pemilihan lokasi pendirian pabrik adalah sebagai berikut:

1. Penyediaan Bahan Baku

Pemenuhan bahan baku amonia sudah bisa diperoleh dari dalam negeri, PT. Pupuk Kujang Karawang merupakan salah satu produsen amonia. Pemenuhan udara tersedia bebas di alam. Namun, pemenuhan katalis sementara ini diperoleh dengan impor dari Cina.

2. Pemasaran

Produk asam nitrat dapat dipasarkan dengan mudah karena asam nitrat digunakan sebagai bahan baku di beberapa industri yang juga terdapat di daerah Jawa Barat atau pun di luar provinsi, dan dekat dengan kawasan industri lainnya yang dapat dimanfaatkan sebagai pusat pemasaran berbagai produk sehingga pemasarannya mudah baik untuk dalam maupun luar negeri.

3. Penyediaan Tenaga Kerja

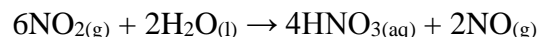
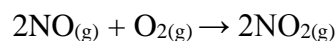
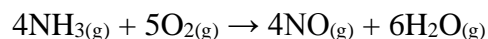
Penyediaan tenaga kerja dengan gelar akademis dapat diperoleh dari lulusan perguruan tinggi di seluruh Indonesia. Sedangkan, untuk penyediaan tenaga kerja non akademisi dapat didatangkan langsung dari penduduk di Karawang dan sekitarnya.

1.3. Tinjauan Pustaka

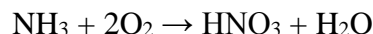
Tinjauan pustaka menjelaskan macam-macam proses yang dapat digunakan dalam produksi asam nitrat, proses produksi yang akan dipilih dalam penyusunan rancangan.

1.3.1. Proses Produksi

Reaksi oksidasi dapat dituliskan sebagai berikut:



Berdasarkan stoikiometri, reaksi dapat dituliskan menjadi:



Terdapat dua jenis teknologi proses yang digunakan dalam pembuatan asam nitrat secara oksidasi, yaitu *Mono Pressure Process* dan *Dual Pressure Process* yang secara singkat akan dijelaskan sebagai berikut:

1. *Mono Pressure Process*

Ciri dari tipe ini adalah penggunaan tekanan operasi yang sama, baik pada tahanan oksidasi amonia maupun pada tahap absorpsi $\text{NO}_2/\text{N}_2\text{O}_4$ dan membutuhkan temperatur operasi sekitar $790\text{-}850^\circ\text{C}$. Proses ini terbagi lagi menjadi dua tipe, yakni:

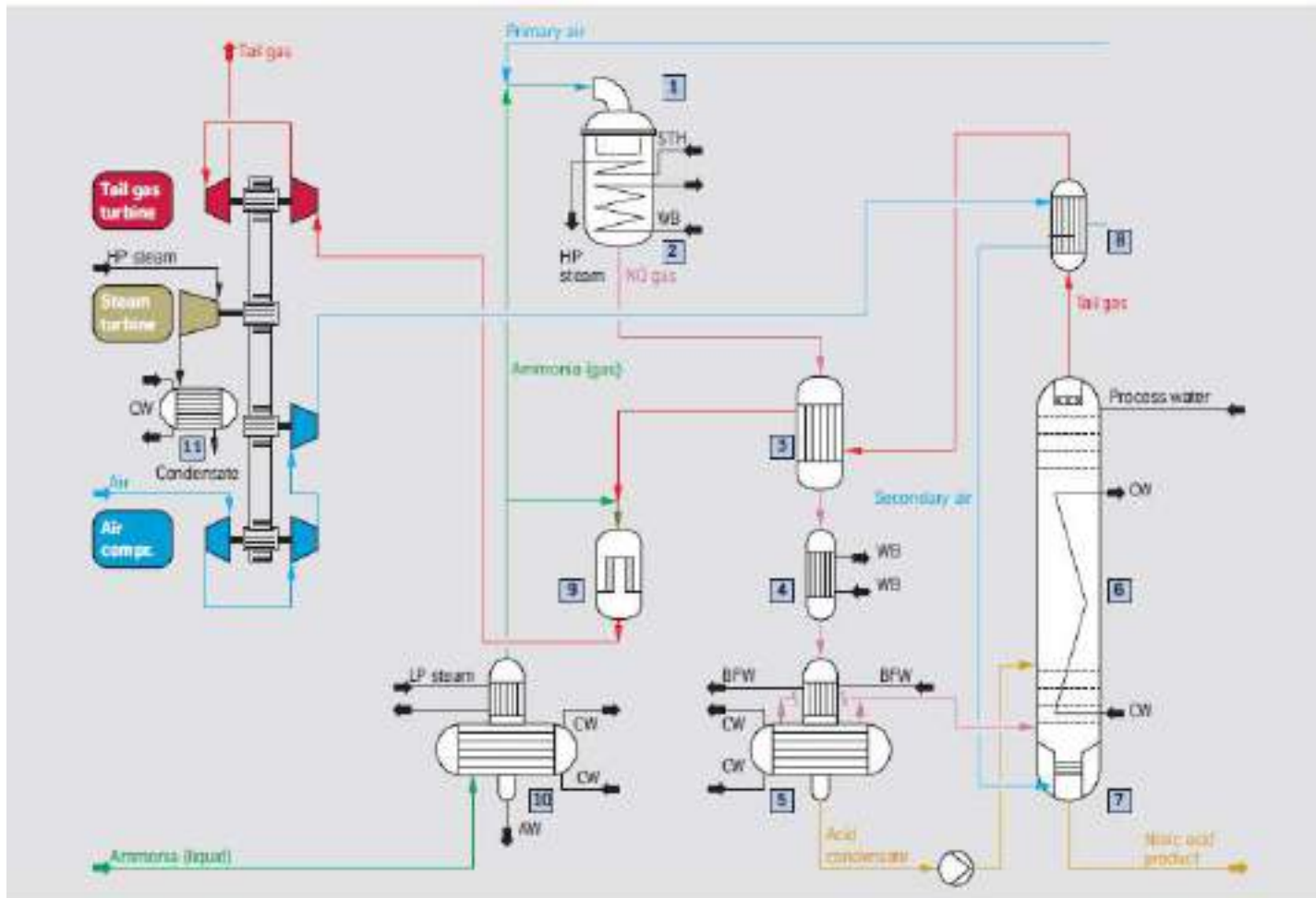
a. *Mono Medium Pressure Process*

Proses ini menggunakan alat utamanya reaktor oksidasi amonia dan dua alat menara absorber. Kompresor udaranya

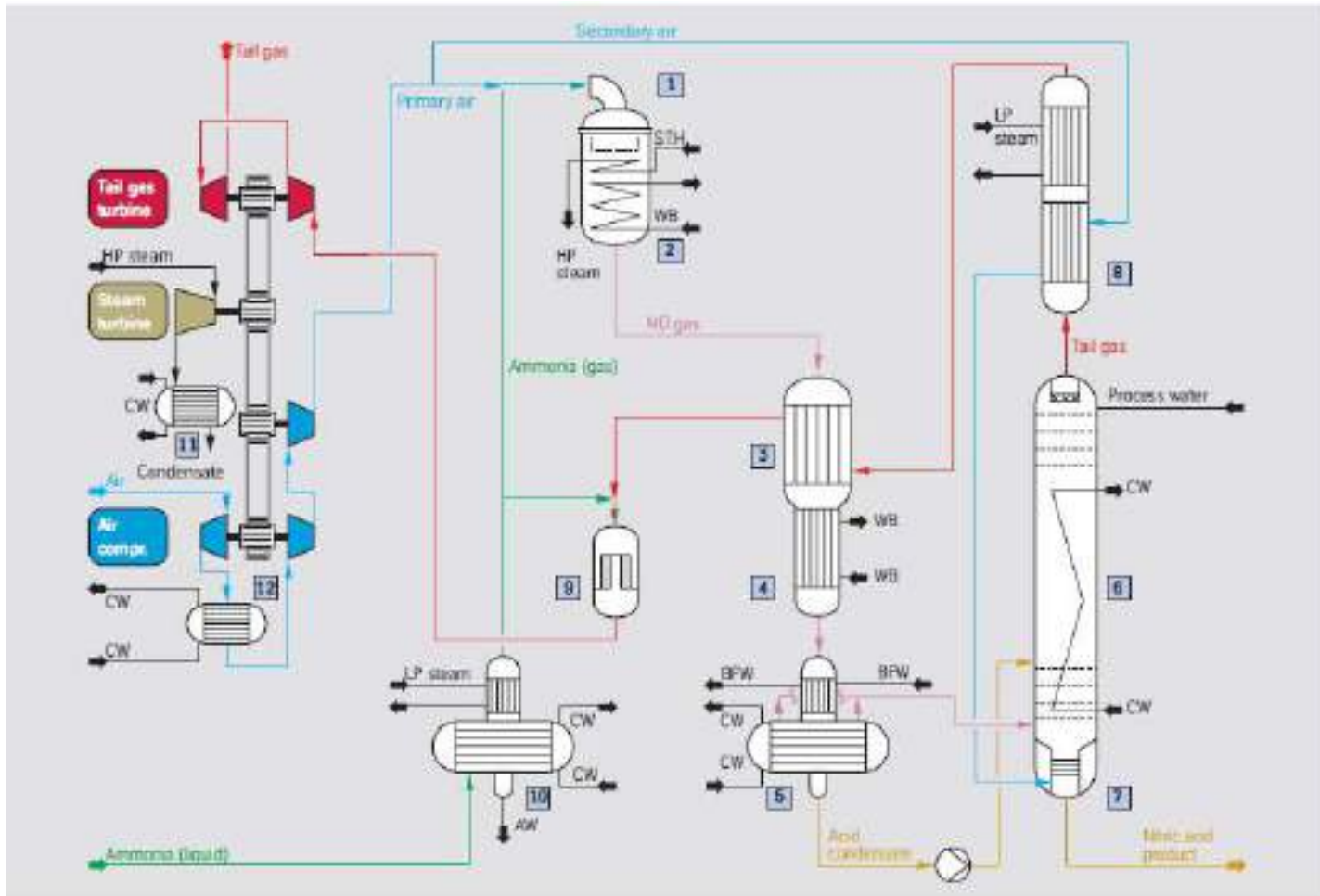
dikendalikan oleh *tail gas expansion turbin* dan *steam turbin* sehingga energi yang ada dapat di *recovery* lagi. Asam nitrat yang dihasilkan adalah 60% sedangkan kadar NO_x 500 ppm. Alat SCR Reaktor ditambahkan untuk mengurangi kadar NO_x yaitu *Selective Catalytic Reduction* dengan menggunakan katalis *non noble metal* dan amonia sebagai zat *reducting*. Tekanan operasinya berkisar antara 4-6 bar absolut. Katalis yang digunakan adalah *platinum rhodium* berbentuk *gauze* dengan masa pergantian katalis 6 bulan.

b. *Mono High Pressure Process*

Tekanan operasi berkisar antara 8-12 bar absolut, memakai peralatan dan pemipaan yang lebih besar dan hanya mempunyai satu menara absorber. Asam nitrat yang dihasilkan lebih besar dibandingkan dengan *Mono Medium Pressure* yaitu sebesar 67%. Sedangkan konsentrasi NO_x berkisar < 200 ppm. Pergantian katalis sekitar 6 bulan sekali.



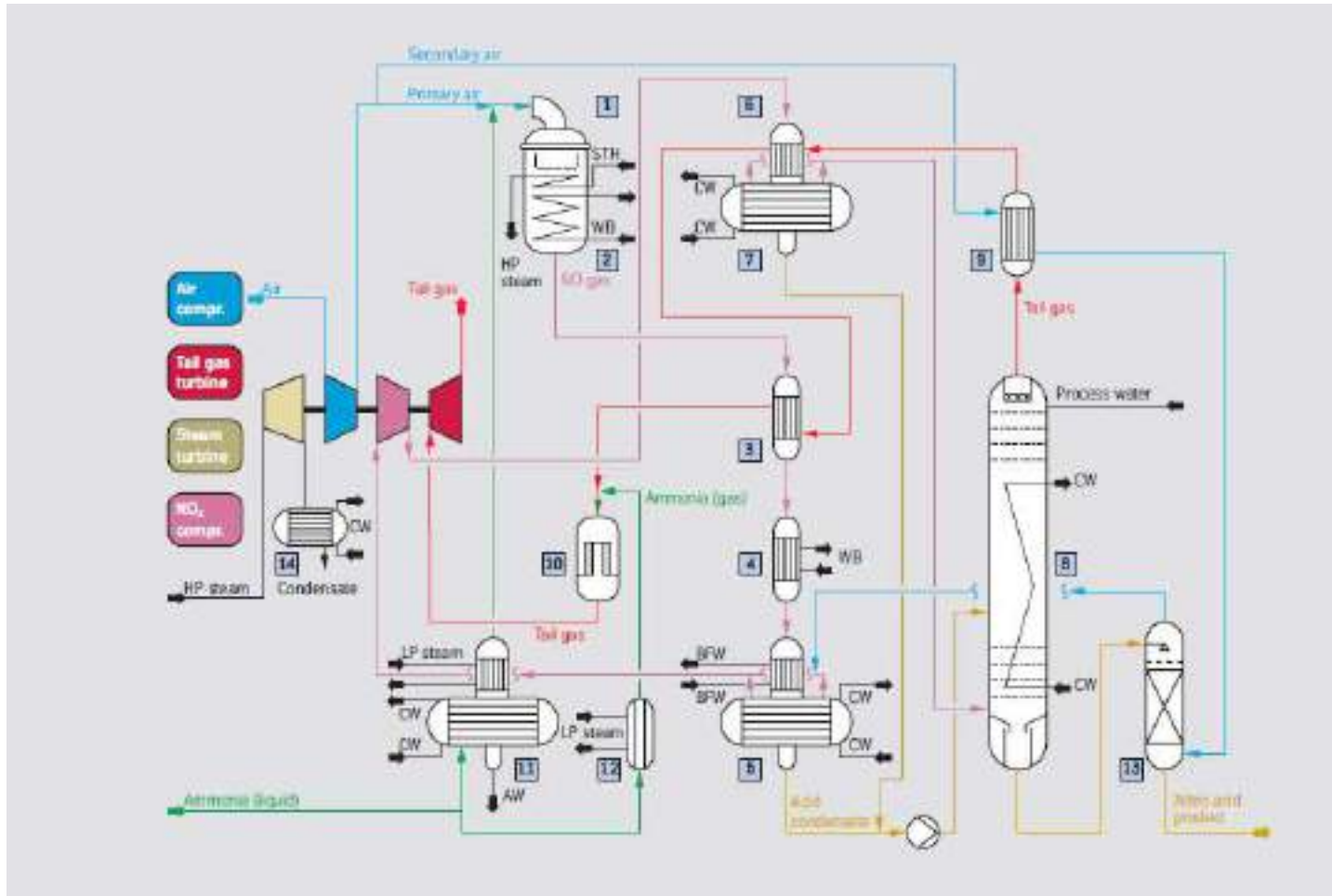
Gambar 1.2. Diagram Alir *Mono Medium Pressure Process*



Gambar 1.3. Diagram Alir Mono High Pressure Process

2. *Dual-Pressure Process*

Proses *Dual-Pressure* merupakan perpaduan antara pembakaran pada *Medium Pressure* dan efisiensi absorpsi yang paling baik pada *High Pressure*, pada tahap oksidasi amonia (proses pembakaran) pada tekanan rendah sebaliknya pada proses absorpsi dilakukan pada tekanan tinggi, serta menggunakan suhu lebih dari 800°C. Kadar NO_x berkisar < 150 ppm dan kadar NO_x dapat lebih rendah lagi jika dipasang *tailgas reactor (selective catalytic reduction)*. Konsentrasi asam nitrat yang dihasilkan 68%. Tekanan operasi pembakaran/oksidasi sekitar 4-6 bar absolut dan tekanan pada proses absorpsi sekitar 10-12 bar absolut. Pergantian katalis dapat dilakukan 6-8 bulan sekali.



Gambar 1.4. Diagram Alir *Dual Pressure Process*

1.3.2. Pemilihan Proses

Pemilihan proses produksi didasari dengan menimbang dari tinjauan ekonomi di mana tinjauan ekonomi yang dimaksud adalah nilai ekonomi potensial dan tinjauan teknis di mana pemilihan akan ditentukan dengan membandingkan keunggulan dan kekurangan dari proses yang satu dan lainnya.

1. Tinjauan Ekonomi

Tinjauan ekonomi dilakukan dengan membandingkan nilai ekonomi potensial dari ketiga proses yang ada.

Tabel 1.3. Tabel Berat molekul dan harga bahan baku dan produk

Komponen	BM (kg/kmol)	Harga (US\$/kg)	BM x Harga (US\$/kmol)
Amonia (NH ₃)	17	0,5	8,5
Oksigen (O ₂)	32	0	0
Asam Nitrat (HNO ₃)	63	0,34	21,24
Air (H ₂ O)	18	0	0

(Alibaba, 2019)

Menghitung Potensial Ekonomi (EP):

EP = Harga Produk - Harga Bahan Baku

EP = [Koefisien × BM × (US\$) Produk] - [Koefisien × BM × (US\$) Bahan Baku]

(Basis = 1kgmol asam nitrat)

Reaksi: $\text{NH}_3 + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{HNO}_3 + \text{H}_2\text{O}$

EP = [(21,24 + (0))] - [8,5 + (2 × 0)]

EP = [21,24] - [17]

EP = US\$ 4,24/Kmol

2. Tinjauan Teknis

Tinjauan teknis dilakukan dengan membandingkan keunggulan dan kekurangan dari ketiga proses yang ada.

Tabel 1.4. Perbandingan Proses

No.	Parameter	Proses 1		Proses 2		Proses 3	
		<i>Mono Med.</i>	Nilai	<i>Mono Hi.</i>	Nilai	<i>Dual Press.</i>	Nilai
1	Tekanan (bar)	4-6	***	8-12	*	4-6 10-12	*
2	Suhu (°C)	650-850	**	650-850	**	> 800	*
3	Konsentrasi HNO ₃ (%)	± 65	**	± 67	**	± 68	***
4	Umur Katalis (Bulan)	6	**	6	**	6-8	**
5	Kadar NO _x gas buang (ppm)	500	*	< 200	**	< 200	**
Total		10		9		9	

Keterangan:

*** : Baik

** : Cukup Baik

* : Kurang Baik

Berdasarkan pertimbangan teknis, diambil keputusan untuk menggunakan *Mono Medium Pressure Process*. Hal ini dikarenakan kapasitas pabrik memungkinkan dengan menggunakan proses ini, karena tekanan lebih rendah dibandingkan proses lainnya, maka *recovery* energi dapat lebih besar sehingga kebutuhan utilitas yang digunakan lebih sedikit.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Spesifikasi bahan baku dan produk menyajikan data dari Bahan Baku, Produk, dan Bahan Pembantu.

2.1.1. Bahan Baku

1. Amonia

Bahan baku amonia dengan kemurnian 99,94% diperoleh dari PT. Pupuk Kujang Cikampek, Jawa Barat.

Rumus Kimia	: NH_3
Berat Molekul	: 17,031 kg/kmol
Fase	: Gas
Tekanan Kritis	: 111,3 atm
Titik Didih	: $-33,34\text{ }^\circ\text{C}$
Titik Beku	: $-77,73\text{ }^\circ\text{C}$
Suhu Kritis	: $132,4\text{ }^\circ\text{C}$
Densitas	: $0,235\text{ g/cm}^3$
Kelarutan	: 60 g / 100 g H_2O ($20\text{ }^\circ\text{C}$)
Viskositas	: 0,1345 Cp
Kemurnian	: 99,94% : 0,06% H_2O
Warna	: Tidak berwarna
Aroma	: Berbau tajam
Hazard	:



Korosif terhadap logam, toksisitas akut, dan bahaya akut terhadap lingkungan perairan.

Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata, dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernafasan, dan sangat toksik pada kehidupan perairan.

Pencegahan : Hindarkan pelepasan ke lingkungan dan pakai sarung tangan pelindung /pakaian pelindung /pelindung mata /pelindung wajah.

Penanganan : Bila tertelan basuh mulut, jangan merangsang muntah, bila terkena mata bilas dengan seksama dengan air untuk beberapa menit.

(MSDS Merck, Sigma-Aldrich, 2019)

2. Udara

Bahan baku udara diperoleh dari udara sekitar yang kemudian disesuaikan dengan kondisi proses produksi.

Komposisi : 79 % N₂ dan 21 % O₂

- Nitrogen

Rumus Kimia : N₂

Berat Molekul : 28,013 kg/kmol

Fase : Gas

Tekanan Kritis : 33,5 atm

Titik Didih : -195,8 °C

Titik Beku : -210 °C

Suhu Kritis : -146,9 °C

- Oksigen

Rumus Kimia : O₂

Berat Molekul : 31,999 kg/kmol

Fase : Gas

Tekanan Kritis : 49,8 atm
Titik Didih : -183 °C
Titik Beku : -218,8 °C
Suhu Kritis : -118,6 °C

Warna : Tidak berwarna
Aroma : Tidak berbau
Hazard :



Dapat mengintensifkan api; gas pengoksidasi, merupakan gas terkompresi. Pada kondisi ruangan, udara bersifat tidak berbahaya.

Pencegahan : Penggunaan sarung tangan pelindung /pakaian pelindung /pelindung mata /pelindung wajah.
Penanganan : Bila berkontak dengan manusia tidak perlu penanganan serius.

(MSDS Refrigeration & Oxygen Co., 2019)

2.1.2. Produk

1. Asam Nitrat

Produk asam nitrat diproses untuk mendapatkan nilai kemurnian sebesar 65% untuk memenuhi kebutuhan pasar.

Rumus Kimia : HNO_3
Berat Molekul : 63,013 kg/kmol
Fase : Cair
Titik Didih : 121 °C (1013 hPa)
Titik Beku : -41 °C
Densitas : 1,39 g/cm³ (20 °C)

Kelarutan	: 100 g / 100 g H ₂ O (20 °C)
Azeotrope	: Bercampur pada air
Kemurnian	: 65% HNO ₃ ; 35% H ₂ O
Warna	: Tidak berwarna
Aroma	: Berbau tajam
Hazard	:



Cairan pengoksidasi, toksisitas akut, dan korosif terhadap logam. Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata, toksik jika terhirup, bersifat korosif terhadap saluran pernafasan.

Pencegahan	: Penggunaan sarung tangan pelindung /pakaian pelindung /pelindung mata /pelindung wajah.
Penanganan	: Bila tertelan basuh mulut, jangan merangsang muntah, bila terhirup pindahkan korban ke tempat berudara segar dan jaga tetap relaks pada posisi yang nyaman untuk bernafas, dan bila terkena mata bilas dengan air untuk beberapa menit.


(MSDS Merck, Sigma-Aldrich, 2020)

2.1.3. Produk Samping

1. Nitrogen Monoksida

Gas nitrogen monoksida merupakan produk dari hasil reaksi antara gas amonia dan udara.

Rumus Kimia	: NO
Berat Molekul	: 30,01 kg/kmol

Fase	: Gas
Tekanan Kritis	: 63,9526 atm
Titik Didih	: -152 °C
Titik Beku	: -164 °C
Suhu Kritis	: -92,9 °C
Densitas	: 0,00134 g/cm ³
Kelarutan	: 0,0056 g / 100 mg (20 °C)
Warna	: Tidak berwarna, berubah menjadi kuning atau coklat kemerahan saat terpapar cahaya dan udara.
Aroma	: Menyengat, menyebabkan iritasi
Hazard	: 
	<p>Gas pengoksidasi, merupakan gas terkompresi, korosif terhadap logam, dan toksisitas akut. Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata, toksik jika terhirup, dan bersifat korosif terhadap saluran pernafasan.</p>
Pencegahan	: Jauhkan/simpan jauh dari pakaian, bahan yang mudah terbakar, jaga agar valves/reduction valves dan alat fittings bebas dari minyak dan grease. Penggunaan sarung tangan pelindung/pakaian pelindung/pelindung mata/pelindung wajah.
Penanganan	: Bila berkontak dengan kulit/rambut segera bilas dengan air bersih, bila tertelan basuh mulut, jangan merangsang muntah, bila terhirup pindahkan korban ke tempat berudara segar dan

jaga tetap relaks pada posisi yang nyaman untuk bernafas, dan bila terkena mata bilas dengan air untuk beberapa menit.

(MSDS Praxair, 2019)

2. Nitrogen Dioksida

Gas nitrogen dioksida merupakan produk hasil reaksi antara gas nitrogen monoksida dan udara.

Rumus Kimia	: NO ₂
Berat Molekul	: 46,006 kg/kmol
Fase	: Gas
Tekanan Kritis	: 9,9975 atm
Titik Didih	: 20 °C
Titik Beku	: -11,2 °C
Suhu Kritis	: 158,0 °C
Densitas	: 0,00188 g/cm ³
Kelarutan	: Bereaksi dengan air
Warna	: Coklat
Aroma	: Bau tajam yang menyengat.
Hazard	:



Gas pengoksidasi, merupakan gas terkompresi, korosif terhadap logam, dan toksisitas akut. Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata, toksik jika terhirup, dan bersifat korosif terhadap saluran pernafasan.

Pencegahan	: Jauhkan/simpan jauh dari pakaian, bahan yang mudah terbakar, jaga agar valves/reduction
------------	---

valves dan alat fittings bebas dari minyak dan grease. Penggunaan sarung tangan pelindung/pakaian pelindung/pelindung mata/pelindung wajah.

Penanganan : Bila berkontak dengan kulit/rambut segera bilas dengan air bersih, bila tertelan basuh mulut, jangan merangsang muntah, bila terhirup pindahkan korban ke tempat berudara segar dan jaga tetap relaks pada posisi yang nyaman untuk bernafas, dan bila terkena mata bilas dengan air untuk beberapa menit.

(MSDS Brin's Oxygen Company, 2015)

2.1.4. Bahan Pembantu

1. Platinum-Rhodium

Katalis platinum-rhodium diperoleh secara impor dari Massachusetts, Amerika Serikat.

Komponen : 90% Pt + 10% Rh
Bentuk : Bola
Diameter : 0,003 inci
Densitas : 1,222 g/cm³

(Alfa Aesar, 2014)

2.2. Uraian Proses

Secara garis besar proses pembuatan Asam Nitrat adalah sebagai berikut:

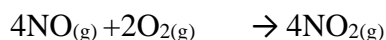
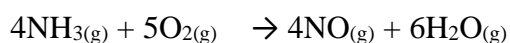
1. Persiapan bahan baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan asam nitrat, yaitu amonia dan udara. Langkah pertama amonia dengan kondisi tekanan

13atm dan suhu sebesar 30 °C dialirkan dari tangki bahan baku (TP-01) menuju Vaporizer (VP-01) bertujuan untuk mengubah fasenya menjadi fase gas, kemudian tekanan diturunkan menjadi 6 atm. Lalu amonia dipanaskan secara bertahap dengan menggunakan Heater hingga didapati suhu amonia 650°C, yang kemudian dialirkan menuju Reaktor (R-01). Langkah kedua adalah persiapan bahan baku oksigen, oksigen diperoleh dari udara. Udara pada kondisi lingkungan, 1 atm dan 30°C, ditekan dengan menggunakan Kompresor (K-01) hingga 6 atm, dengan suhu 230°C. Kemudian udara dipanaskan secara bertahap dengan menggunakan Heater hingga didapati suhu 650°C, yang kemudian dialirkan menuju Reaktor (R-01).

2. Reaksi pembentukan NO₂

Reaksi pembentukan NO₂ dilakukan di dalam reaktor *fixed bed multi tube* (R-01) menggunakan katalis *Platinum-Rhodium* yang beroperasi pada suhu 650-730°C dan tekanan 6 atm. Konversi yang diperoleh untuk menghasilkan NO₂ adalah sebesar 99%. Reaksi oksidasi yang berlangsung di dalam reaktor adalah sebagai berikut:



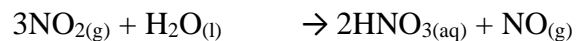
Pada Reaktor (R-01) reaksi yang pertama terjadi adalah pembentukan NO, di mana reaksi ini membutuhkan katalis guna mempercepat laju reaksinya. Adapun katalis yang digunakan ialah katalis Platinum-Rhodium. Setelah Reaksi 1 terjadi, NO langsung beraksi dengan oksigen untuk membentuk NO₂, kedua reaksi ini terjadi pada alat Reaktor (R-01).

Kemudian, untuk menjaga kondisi operasi tetap berjalan pada *range* suhu reaksi. Maka digunakan pendingin, pendingin yang digunakan

ialah Dowtherm A. Setelah komponen keluar Reaktor (R-01), aliran komponen gas yang bersuhu 730°C panasnya dapat dimanfaatkan untuk memanaskan bahan baku.

3. Reaksi pembentukan HNO₃

Gas Nitrogen dioksida dialirkan ke dalam tengah-tengah menara absorber (AB-01) dan air penjerap dialirkan ke atas menara absorber (AB-01). Reaksi yang berlangsung di dalam menara absorber adalah sebagai berikut :



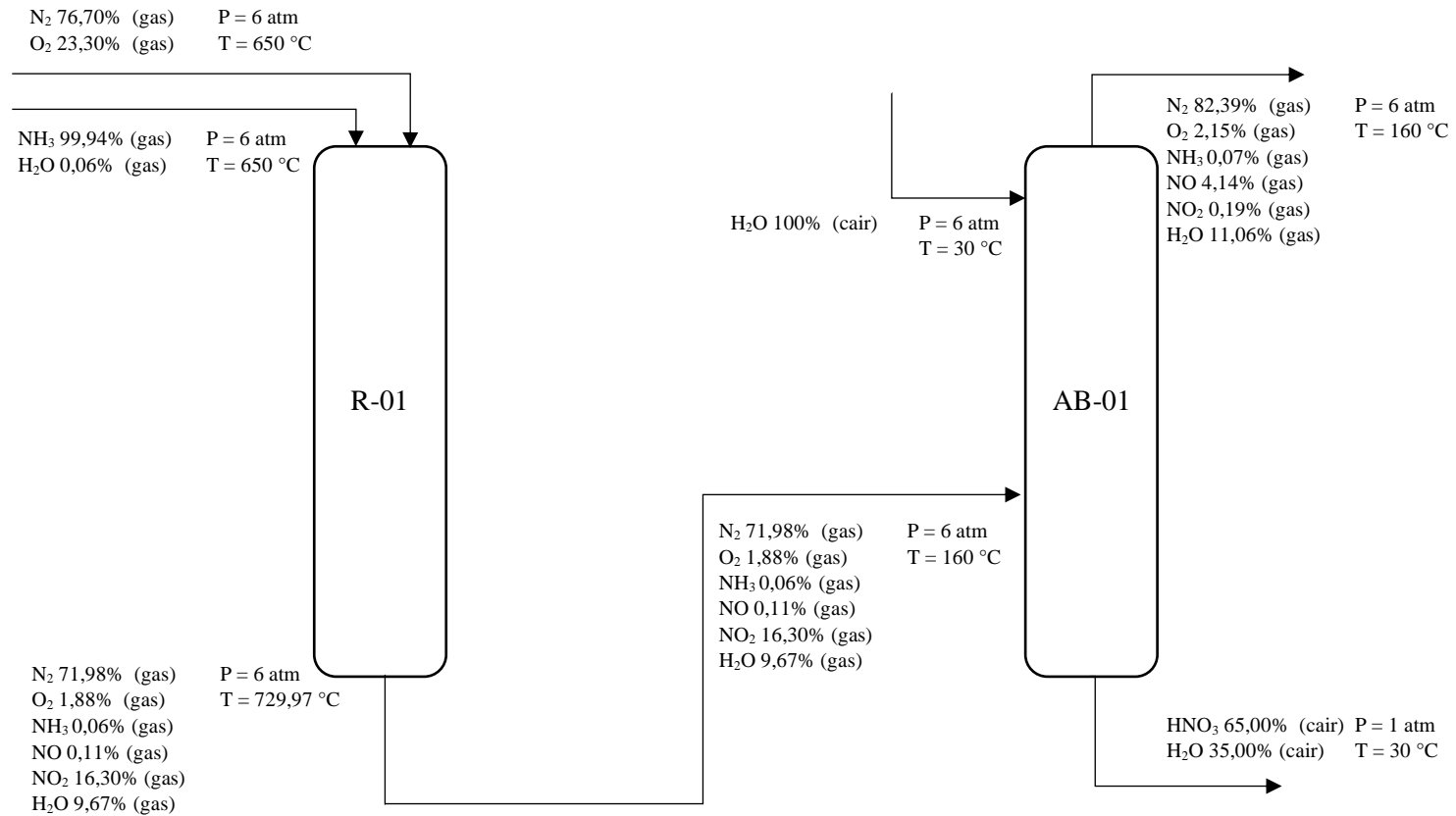
Hasil atas menara absorber berupa NH₃, O₂, H₂O, N₂, dan NO₂ akan dialirkan menuju UPL, dan hasil bawah menara absorber berupa HNO₃ dengan kemurnian 65% dan H₂O dialirkan menuju tangki penampung produk (TP-02).

2.3. Diagram Alir Proses

Diagram alir pra rancangan pabrik Asam Nitrat dari Amonia dan Udara dapat ditunjukkan dengan dua macam, yaitu:

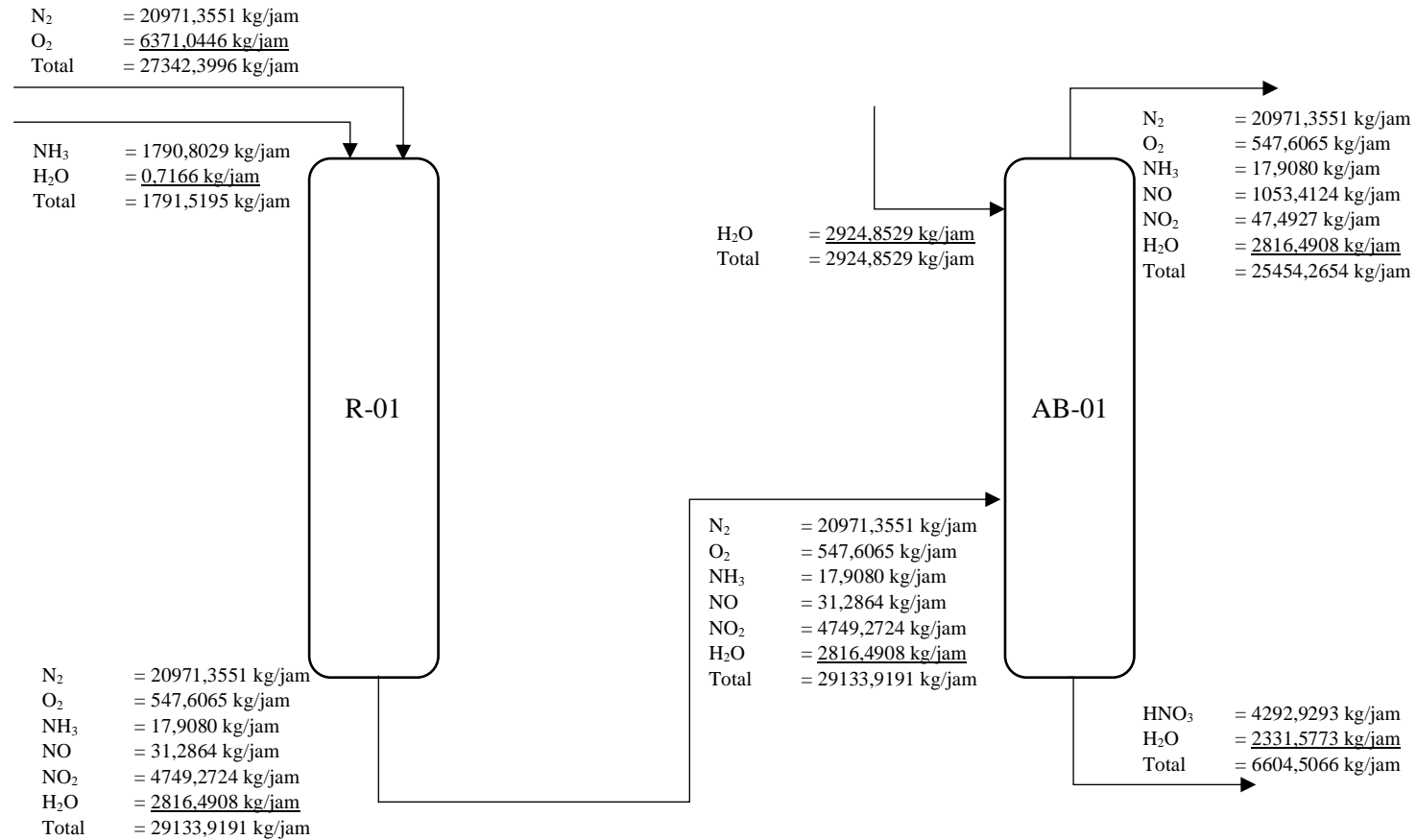
- a. Diagram Alir Kualitatif
- b. Diagram Alir Kuantitatif

DIAGRAM ALIR KUALITATIF



Gambar 2.1. Diagram Alir Kualitatif

DIAGRAM ALIR KUANTITATIF



Gambar 2.2. Diagram Alir Kuantitatif

2.4. Tata Letak Pabrik

Tata Letak Pabrik menjelaskan hal-hal mengenai tata letak alat dan tata letak pabrik, berikut dengan gambar *lay out* dari perancangan.

2.3.1. Tata Letak Alat

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat antara lain, penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya, kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja, serta kondisi operasi masing-masing alat. Alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi ditempatkan terpisah dari alat proses lainnya serta harus mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran.

Setiap alat harus ditempatkan di tempat yang cukup, sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Pengaturan alat kontrol dilakukan pada ruang kendali (*control room*). Kantor produksi dan laboratorium ditempatkan berdekatan dengan area proses agar mudah dalam mengontrol dan mengawasi produksi.

2.3.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat atau kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan menyimpan bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik :

a. Perluasan pabrik

Perluasan pabrik harus diperhitungkan sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi masalah besar di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus harus dipersiapkan untuk perluasan pabrik jika dimungkinkan pabrik menambah kapasitas produksi atau ingin mengolah bahan baku sendiri.

b. Harga tanah

Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah. Pemakaian tempat harus disesuaikan terhadap area yang tersedia.

c. Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan

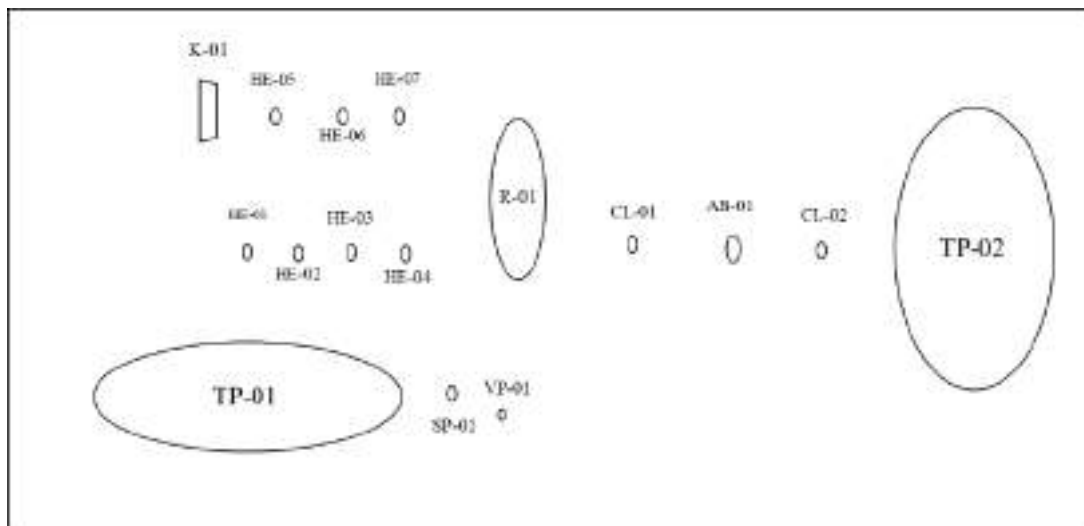
Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik meliputi, kekuatan fisik maupun kelengkapannya, misalnya ventilasi, insulasi, dan instalasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja dan perawatan.

d. Faktor keamanan

Faktor yang paling penting adalah keamanan. Walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan, seperti hidran, penahan ledakan, dan asuransi pabrik, langkah pencegahan harus tetap dilakukan, misalnya tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang yang cukup sehingga dapat meminimalkan potensi terjadinya ledakan dan kebakaran.

e. Fasilitas jalan

Jalan raya yang berfungsi sebagai jalur pengangkutan bahan baku, produk, dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses dan kelancaran distribusi.



Skala 1: 200

Gambar 2.3. Tata Letak Alat Proses

Keterangan:

- SP : Separator
- TP : Tangki Penyimpanan
- HE : Heat Exchanger
- K : Kompresor
- R : Reaktor
- CL : Cooler
- VP : Vaporizer
- AB : Absorber



Skala 1:900

Gambar 2.4. Tata Letak Pabrik

2.5. Spesifikasi Alat

2.5.1 Spesifikasi Alat Proses

1. Vaporizer (VP-1)

Tugas : Menguapkan NH_3 dengan media pemanas Komponen Keluar R-01

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	= 1,5 in
Diameter dalam (Idt)	= 1,17 in
Jumlah tube	= 160 buah
Passes	= 1
Panjang tube	= 6 ft
Pitch (Pt)	= 1,875 in
Clearance (C')	= 0,375 in
Diameter dalam (ids)	= 29 in
Jarak baffle (B)	= 5,8 in
Jumlah baffle (N+1)	= 12 buah
D ekuivalen (De)	= 1,01 in
Susunan tube	= triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk	= 648,6082 K = 375,4582 °C
Suhu keluar	= 589,8398 K = 316,6898 °C
Massa fluida panas	= 24763,8313 kg/jam
Pressure drop tube	= 0,0125 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,9875 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk	= 304,5681 K = 31,4181 °C
Suhu keluar	= 310,2124 K = 37,0624 °C

Massa fluida dingin = 2241,4682 kg/jam

Pressure drop shell = 0,3053 atm

Tekanan masuk = 13 atm

Tekanan keluar = 12,6947 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,0532 kJ/s.m².K

Ud = 0,0516 kJ/s.m².K

Rd hitung = 0,5767 s.m².K/kJ

2. Separator (SP-1)

Tugas : Memisahkan NH₃ fase uap dan fase cair

Jenis : Vertikal Separator

Kondisi Operasi

Suhu = 310,2124 K = 37,0624 °C

Tekanan = 13,1723 bar = 13 atm

Dimensi

Volume = 2,3562 m³ = 622,4421 Gallon

Diameter = 1 m

Tinggi = 3,4032 m

Tebal Shell = 0,0091 m

Tebal Head = 0,0085 m

3. Kompresor (K-01)

Tugas : Menekan bahan baku udara dari 1 atm hingga 6 atm

Jenis : Kompresor Sentrifugal

Kondisi Proses

Massa Fluida = 27342,3996 kg/jam

Kapasitas = 21235203,5334 L/jam = 12498,50121 ft³/min

Jumlah Stage	= 2
Stage 1	
P1	= 1 atm
P'	= 2,4495 atm
Stage 2	
P'	= 2,4495 atm
P2	= 6 atm
Daya Penggerak	= 1500 Hp
Suhu Keluar	
T1	= 303,15 K = 30,00 °C
T'	= 390,7856 K = 117,6356 °C
T2	= 503,7551 K = 230,6051 °C

4. Reaktor (R-1)

Tugas : Mereaksikan NH_3 dengan O_2 menjadi NO dan H_2O , dan mereaksikan NO dengan O_2 menjadi NO_2 .

Jenis : Reaktor Fixed Bed Multi Tube

1. Spesifikasi Alat

Diameter luar (Odt)	= 6,6250in
Diameter dalam(Idt)	= 6,0650in
Jumlah tube	= 97 buah
Susunan tube	= triangular pitch
Katalis	= Platinum-Rhodium
Tinggi Tumpukan	= 23,623 ft = 7,2 m
Tinggi Total	= 25,362 ft = 7,3 m

2. Komponen

Suhu masuk	= 923,1500 K = 650,00 °C
Suhu keluar	= 1003,1211K = 729,9711 °C

Massa fluida panas	= 29133,9191 kg/jam
Pressure drop tube	= 0,0126 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,9874 atm

3. Pendingin

Jenis Pendingin	= Dowtherm A
Suhu masuk	= 573,1500 K = 300,00 °C
Suhu keluar	= 602,8178 K = 329,6678 °C
Massa fluida dingin	= 10000,00 kg/jam

5. Menara Absorber

Tugas : Menjerap NO_2 dengan menggunakan H_2O , sehingga menghasilkan HNO_3 dengan konsentrasi 65%.

Jenis : Menara Bahan Isian

Kondisi Operasi

Penjerap	= H_2O
Suhu	= 433,1500 K = 160,00 °C
Tekanan	= 6,0795 bar = 6 atm

Dimensi

Diameter	= 1,8287 m
Tinggi Packing	= 1 m
Tinggi Menara	= 12,9697 m
Tebal Dinding	= 0,0111 m

Suhu Keluar

Tgas	= 430,6282 K = 157,4782 °C
Tcair	= 425,1654 K = 152,0154 °C

2.5.2 Spesifikasi Tangki

1. Tangki Bahan Baku (TP-1)

Tugas : Menyimpan bahan baku ammonia selama 15 hari

Jenis : Silinder horizontal

Kondisi Proses

Massa Komponen = 1791,5195 kg/jam

Suhu Operasi = 303,15 K = 30 °C

Tekanan Operasi = 13,1723 = 13 atm

Kapasitas = 1302,4321 m³ = 344103,5985 Gallon

Dimensi

Diameter Dalam = 7,0842 m

Tebal Tangki = 0,0127 m

Diameter Total = 7,0969 m

Panjang = 35,4212 m

Bahan = Carbon Steel SA-283-54 Grade C

2. Tangki Produk (TP-2)

Tugas : Menyimpan produk Asam Nitrat selama 30 hari

Jenis : Silinder Vertikal

Kondisi Proses

Massa Komponen = 6604,5066 kg/jam

Suhu Operasi = 303,15 K = 30 °C

Tekanan Operasi = 1,01325 bar = 1 atm

Kapasitas = 15110,00 Barrel = 634690,1295 Gallon

Dimensi

Diameter Dalam = 18,2871 m

Tebal Tangki = 9,1436 m

Tebal:

Course ke	tinggi, ft	ts, in
1	0 - 6	0,25
2	6 - 12	0,25
3	12 - 18	0,25
4	18 - 24	0,25
5	24 - 30	0,26

Tinggi Head = 2,538 m

Tinggi Total = 11,6666 m

Bahan = Carbon Steel SA-285 Grade A

2.5.3 Spesifikasi Alat Penukar Panas

4.1.Heater (HE-01)

Tugas : Memanaskan NH_3 yang berasal dari EV-01 dengan media pemanas

Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5 in

Diameter dalam(Idt) = 1,17 in

Jumlah tube = 184 buah

Passes = 1

Panjang tube = 6 ft

Pitch (Pt) = 1,875 in

Clearence (C') = 0,375 in

Diameter dalam (ids) = 31 in

Jarak baffle (B) = 6,2 in

Jumlah baffle (N+1) = 12 buah

D ekuivalen (De) = 1,01 in

Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk	= 738,1500 K = 465,00 °C
Suhu keluar	= 538,1987 K = 265,0487 °C
Massa fluida panas	= 4370,0879 kg/jam
Pressure drop tube	= 0,0005 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,9995 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk	= 310,2124 K = 37,0624 °C
Suhu keluar	= 597,3624 K = 324,2124 °C
Massa fluida dingin	= 1791,5195 kg/jam
Pressure drop shell	= 0,2047 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,7953 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc	= 0,0478 kJ/s.m ² .K
Ud	= 0,0466 kJ/s.m ² .K
Rd hitung	= 0,5492 s.m ² .K/kJ

4.2.Heater (HE-02)

Tugas : Memanaskan NH₃ yang berasal dari HE-01 dengan media pemanas

Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	= 1,5 in
Diameter dalam(Idt)	= 1,17 in
Jumlah tube	= 136 buah
Passes	= 1

Panjang tube	= 6 ft
Pitch (Pt)	= 1,875 in
Clearance (C')	= 0,375 in
Diameter dalam (ids)	= 27 in
Jarak baffle (B)	= 5,4 in
Jumlah baffle (N+1)	= 13 buah
D ekuivalen (De)	= 1,01 in
Susunan tube	= triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk	= 843,1500 K = 570,00 °C
Suhu keluar	= 738,1500 K = 465,00 °C
Massa fluida panas	= 4370,0879 kg/jam
Pressure drop tube	= 0,0011 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,9989 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk	= 597,3624 K = 324,2124 °C
Suhu keluar	= 732,3285 K = 459,1785 °C
Massa fluida dingin	= 1791,5195 kg/jam
Pressure drop shell	= 0,2859 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,7141 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc	= 0,0515 kJ/s.m ² .K
Ud	= 0,0499 kJ/s.m ² .K
Rd hitung	= 0,5877 s.m ² .K/kJ

4.3.Heater (HE-03)

Tugas : Memanaskan NH_3 yang berasal dari HE-02 dengan media pemanas

Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	= 1,5 in
Diameter dalam(Idt)	= 1,17 in
Jumlah tube	= 160 buah
Passes	= 1
Panjang tube	= 6 ft
Pitch (Pt)	= 1,875 in
Clearance (C')	= 0,375 in
Diameter dalam (ids)	= 29 in
Jarak baffle (B)	= 5,8 in
Jumlah baffle (N+1)	= 12 buah
D ekuivalen (De)	= 1,01 in
Susunan tube	= triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk	= 933,15 K	= 660,00 °C
Suhu keluar	= 843,15 K	= 570,00 °C
Massa fluida panas	= 4370,0879 kg/jam	
Pressure drop tube	= 0,0009 atm	
Tekanan masuk	= 6 atm	
Tekanan keluar	= 5,9991 atm	

3. Fluida dingin

Suhu masuk	= 732,3285 K	= 459,1785 °C
Suhu keluar	= 841,5339 K	= 568,3839 °C
Massa fluida dingin	= 1791,5195 kg/jam	

Pressure drop shell = 0,2960 atm

Tekanan masuk = 6 atm

Tekanan keluar = 5,7040 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,0473 kJ/s.m².K

Ud = 0,0461 kJ/s.m².K

Rd hitung = 0,5363. s.m².K/kJ

4.4.Heater (HE-04)

Tugas : Memanaskan NH₃ yang berasal dari HE-03 dengan media pemanas

Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5 in

Diameter dalam(Idt) = 1,17 in

Jumlah tube = 136 buah

Passes = 1

Panjang tube = 6 ft

Pitch (Pt) = 1,875 in

Clearance (C') = 0,375 in

Diameter dalam (ids) = 27 in

Jarak baffle (B) = 5,4 in

Jumlah baffle (N+1) = 12 buah

D ekuivalen (De) = 1,01 in

Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk = 1003,1211K = 729,9711 °C

Suhu keluar = 933,1500 K = 660,00 °C

Massa fluida panas = 4370,0879 kg/jam

Pressure drop tube = 0,0013 atm

Tekanan masuk = 6 atm

Tekanan keluar = 5,9987 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk = 841,5339 K = 568,3839 °C

Suhu keluar = 923,1500 K = 650,00 °C

Massa fluida dingin = 1791,5195 kg/jam

Pressure drop shell = 0,3012 atm

Tekanan masuk = 6 atm

Tekanan keluar = 5,6988 atm

4. Koefisien perpindahan panas

$U_c = 0,0518 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}$

$U_d = 0,0504 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}$

$R_d \text{ hitung} = 0,5492 \text{ s.m}^2.\text{K/kJ}$

4.5.Heater (HE-05)

Tugas : Memanaskan Udara yang berasal dari K-01 dengan media pemanas

Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5 in

Diameter dalam(Idt) = 1,17 in

Jumlah tube = 307 buah

Passes = 1

Panjang tube = 24 ft

Pitch (Pt) = 1,875 in

Clearance (C') = 0,375 in

Diameter dalam (ids)	= 39 in
Jarak baffle (B)	= 7,8 in
Jumlah baffle (N+1)	= 37 buah
D ekuivalen (De)	= 1,01 in
Susunan tube	= triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk	= 843,1500 K = 570,00 °C
Suhu keluar	= 648,6082 K = 375,4582 °C
Massa fluida panas	= 24763,8313 kg/jam
Pressure drop tube	= 0,0200 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,9800 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk	= 503,7551 K = 230,6051 °C
Suhu keluar	= 734,8920 K = 461,7420 °C
Massa fluida dingin	= 27342,3996 kg/jam
Pressure drop shell	= 0,2907 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,7093 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc	= 0,0590 kJ/s.m ² .K
Ud	= 0,0572 kJ/s.m ² .K
Rd hitung	= 0,5399 s.m ² .K/kJ

4.6.Heater (HE-06)

Tugas : Memanaskan Udara yang berasal dari HE-05 dengan media pemanas

Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	= 1,5 in
Diameter dalam (Idt)	= 1,17 in
Jumlah tube	= 215 buah
Passes	= 1
Panjang tube	= 24 ft
Pitch (Pt)	= 1,875 in
Clearance (C')	= 0,375 in
Diameter dalam (ids)	= 33 in
Jarak baffle (B)	= 6,6 in
Jumlah baffle (N+1)	= 44 buah
D ekuivalen (De)	= 1,01 in
Susunan tube	= triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk	= 933,1500 K = 660,00 °C
Suhu keluar	= 843,1500 K = 570,00 °C
Massa fluida panas	= 24763,8313 kg/jam
Pressure drop tube	= 0,0443 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,9557 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk	= 734,8920 K = 461,7420 °C
Suhu keluar	= 310,2124 K = 567,8804 °C
Massa fluida dingin	= 27342,3996 kg/jam
Pressure drop shell	= 0,2997 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,7003 atm

4. Koefisien perpindahan panas

$$U_c = 0,0504 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}$$

$$U_d = 0,0491 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}$$

$$R_d \text{ hitung} = 0,5513 \text{ s.m}^2.\text{K/kJ}$$

4.7. Heater (HE-07)

Tugas : Memanaskan Udara yang berasal dari HE-06 dengan media pemanas

Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

$$\text{Diameter luar (Odt)} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (Idt)} = 1,17 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah tube} = 215 \text{ buah}$$

$$\text{Passes} = 1$$

$$\text{Panjang tube} = 24 \text{ ft}$$

$$\text{Pitch (Pt)} = 1,875 \text{ in}$$

$$\text{Clearence (C')} = 0,375 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ids)} = 33 \text{ in}$$

$$\text{Jarak baffle (B)} = 6,6 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah baffle (N+1)} = 44 \text{ buah}$$

$$\text{D ekuivalen (De)} = 1,01 \text{ in}$$

$$\text{Susunan tube} = \text{triangular pitch}$$

2. Fluida panas

$$\text{Suhu masuk} = 1003,1211 \text{ K} = 729,9711 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar} = 933,1500 \text{ K} = 660,00 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Massa fluida panas} = 24763,8313 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Pressure drop tube} = 0,0483 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan masuk} = 6 \text{ atm}$$

Tekanan keluar = 5,9517 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk = 841,0304 K = 567,8804 °C

Suhu keluar = 923,1500 K = 650,00 °C

Massa fluida dingin = 27342,3996 kg/jam

Pressure drop shell = 0,3361 atm

Tekanan masuk = 6 atm

Tekanan keluar = 5,6639 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,0461 kJ/s.m².K

Ud = 0,0450 kJ/s.m².K

Rd hitung = 0,5505 s.m².K/kJ

4.8.Cooler (CL-01)

Tugas : Mendinginkan komponen keluar R-01 dengan pendingin Dowtherm A

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5 in

Diameter dalam(Idt) = 1,4 in

Jumlah tube = 215 buah

Passes = 1

Panjang tube = 12 ft

Pitch (Pt) = 1,875 in

Clearance (C') = 0,375 in

Diameter dalam (ids) = 33 in

Jarak baffle (B) = 6,6 in

Jumlah baffle (N+1) = 22 buah

D ekuivalen (De) = 1,01 in

Susunan tube	= triangular pitch
2. Fluida dingin	
Suhu masuk	= 329,3867 K = 56,2367 °C
Suhu keluar	= 395,0667 K = 121,9167 °C
Massa fluida dingin	= 50000,00 kg/jam
Pressure drop tube	= 0,0001 atm
Tekanan masuk	= 1,5 atm
Tekanan keluar	= 1,4999 atm
3. Fluida panas	
Suhu masuk	= 582,1500 K = 309,00 °C
Suhu keluar	= 433,1500 K = 160,00 °C
Massa fluida panas	= 29133,9191 kg/jam
Pressure drop shell	= 0,2127 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,7873 atm
4. Koefisien perpindahan panas	
Uc	= 0,1300 kJ/s.m ² .K
Ud	= 0,1211 kJ/s.m ² .K
Rd hitung	= 0,5654 s.m ² .K/kJ

4.9. Cooler (CL-02)

Tugas : Mendinginkan komponen keluar AB-01 dengan media pendingin
Dowtherm A

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	= 1,5 in
Diameter dalam (Idt)	= 1,4 in
Jumlah tube	= 307 buah

Passes	= 1
Panjang tube	= 24 ft
Pitch (Pt)	= 1,875 in
Clearance (C')	= 0,375 in
Diameter dalam (ids)	= 39 in
Jarak baffle (B)	= 7,8 in
Jumlah baffle (N+1)	= 37 buah
D ekuivalen (De)	= 1,01 in
Susunan tube	= triangular pitch

2. Fluida dingin

Suhu masuk	= 303,150 K = 30,00 °C
Suhu keluar	= 329,3867 K = 56,2367 °C
Massa fluida dingin	= 50000,00 kg/jam
Pressure drop tube	= 0,0001 atm
Tekanan masuk	= 1,5 atm
Tekanan keluar	= 1,4999 atm

3. Fluida panas

Suhu masuk	= 425,1654 K = 152,0154 °C
Suhu keluar	= 305,15 K = 32,00 °C
Massa fluida panas	= 6604,507 kg/jam
Pressure drop shell	= 0,1981 atm
Tekanan masuk	= 6 atm
Tekanan keluar	= 5,8019 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc	= 0,0966 kJ/s.m ² .K
Ud	= 0,0919 kJ/s.m ² .K
Rd hitung	= 0,5314 s.m ² .K/kJ

BAB III

NERACA MASSA

3.1. Neraca Massa

Neraca massa adalah suatu perhitungan yang tepat dari semua bahan-bahan yang masuk, yang terakumulasi dan yang keluar dalam waktu tertentu. Pernyataan tersebut sesuai dengan hukum kekekalan massa yakni massa tak dapat dijinakan atau dimusnahkan. Prinsip umum neraca massa adalah membuat sejumlah persamaan-persamaan yang saling tidak tergantung satu sama lain, di mana persamaan-persamaan tersebut jumlahnya sama dengan jumlah komposisi massa yang tidak diketahui. Penjabaran jumlah massa pada bagian alat proses adalah sebagai berikut:

1. Vaporizer

Tabel. 3.1. Neraca Massa Pada Vaporizer

Komponen	Masuk		Keluar	
	kg	kmol	kg	kmol
NH ₃	2240,5716	131,7983	2240,5716	131,7983
H ₂ O	0,8966	0,0498	0,8966	0,0498
Total	2241,4682	131,8481	2241,4682	131,8481

2. Separator

Tabel. 3.2. Neraca Massa Pada Separator

Komponen	Masuk		Keluar			
			Atas		Bawah	
	kg	kmol	kg	kmol	kg	kmol
NH ₃	2203,3326	129,6078	1790,8029	105,3413	412,5297	24,2665
H ₂ O	38,1357	2,1186	0,7166	0,0398	37,4190	2,0788
Total	2241,4682	131,7264	1791,5195	105,3812	449,9488	26,3453

3. Kompresor

Tabel. 3.3. Neraca Massa Pada Kompresor

Komponen	Masuk		Keluar	
	kg	kmol	kg	kmol
N ₂	20971,3551	748,9770	20971,3551	748,9770
O ₂	6371,0446	199,0951	6371,0446	199,0951
Total	27342,3996	948,0721	27342,3996	948,0721

4. Reaktor

Tabel. 3.4. Neraca Massa Pada Reaktor

Komponen	Masuk		Keluar	
	kg	kmol	kg	kmol
N ₂	20971,355	748,977	20971,355	748,977
O ₂	6371,045	199,095	547,606	17,113
NH ₃	1790,803	105,341	17,908	1,053
NO	0	0	31,286	1,043
NO ₂	0	0	4749,272	103,245
H ₂ O	0,717	0,040	2816,491	156,472
Total	29133,919	1053,453	29133,919	1027,903

5. Menara Absorber

Tabel. 3.5. Neraca Massa Pada Menara Absorber

Komponen	Masuk				Keluar			
	Bawah		Atas		Bawah		Atas	
	kg	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg	kmol
N ₂	20971,3551	748,9770	0	0	0	0	20971,3551	748,9770
O ₂	547,6065	17,1127	0	0	0	0	547,6065	17,1127
NH ₃	17,9080	1,0534	0	0	0	0	17,9080	1,0534
NO	31,2864	1,0429	0	0	0	0	1053,4124	35,1137
NO ₂	4749,2724	103,2451	0	0	0	0	47,4927	1,0325
H ₂ O	2816,4908	156,4717	2924,8529	162,4918	2311,5773	128,4210	2816,4908	156,4717
HNO ₃	0	0	0	0	4292,9293	68,1417	0	0
Total	29133,9191	1027,9027	2924,8529	162,4918	6604,5066	196,5627	25454,2654	959,7610

BAB IV

UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung keberlangsungan proses produksi pada pabrik. Unit ini memegang peranan penting dalam produksi karena tanpa adanya unit ini maka proses produksi tidak dapat bekerja. Unit utilitas pabrik Asam Nitrat dari Amonia dan Udara dengan kapasitas produksi 34.000 ton/tahun ini terdiri dari unit penyediaan air, bahan bakar, unit penyediaan udara tekan dan listrik.

4.1. Kebutuhan Air

Air merupakan kebutuhan pokok dalam memenuhi kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air digunakan sebagai air pendingin, air proses, air yang hilang saat *blowdown cooling tower*, air rumah tangga dan kantor. Pabrik Asam Nitrat akan didirikan di daerah Karawang, Jawa Barat. Air diperoleh dari Bendungan Curug, Karawang, untuk memenuhi kebutuhan air pabrik. Air yang diambil tersebut diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya sehingga memenuhi persyaratan. Jumlah kebutuhan total air pabrik Asam Nitrat ini adalah sebagai berikut:

1. Air Pendingin

Cooler Utilitas 1	= 162095,51 kg/jam
Cooler Utilitas 2	= <u>219034,11 kg/jam</u>
Total	= 381129,62 kg/jam

2. Air Proses

Absorber	= <u>2924,853 kg/jam</u>
Total	= 2924,853 kg/jam

3. Air Rumah Tangga

a. Air kebutuhan sehari-hari berkisar 150-300 L/hari tiap orangnya (menurut sularso) Tabel 2.2 halaman 15 soelarso

Diambil konsumsi air = 150 L/orang.hari

Untuk memenuhi = 30 Orang

Jumlah air per harinya = 150 L/orang.hari

= 4500 kg/hari

= 188 kg/jam

4. Air Sanitasi Karyawan

a. Air untuk karyawan shift

Air kebutuhan sehari-hari berkisar 50-70 L/hari Tabel 2.5 halaman 17 soelarso

Diambil konsumsi air = 70 L/orang.hari

Untuk memenuhi = 128 Orang

Jumlah air per harinya = 70 L/orang.hari

= 8960 kg/hari

= 373 kg/jam

b. Air untuk karyawan non-shift

Air kebutuhan sehari-hari berkisar 50-70 L/hari Tabel 2.5 halaman 17 soelarso.

Diambil konsumsi air = 70 L/orang.hari

Untuk memenuhi = 30 Orang

Jumlah air per harinya = 70 L/orang.hari

= 2100 kg/hari

= 87,5 kg/jam

5. Air Layanan Umum

a. Air untuk kantin

Pengunjung kantin = 75 orang

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air rata-rata} &= 5 \text{ L/jam} \\ \text{Pemakaian rata-rata per jam} &= 4 \text{ orang} \\ \text{Kebutuhan air kantin} &= \frac{5 \text{ L/jam} \times 75 \text{ orang}}{4 \text{ orang}} \\ &= 93,8 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

b. Air untuk poliklinik

$$\begin{aligned}\text{Pengunjung poliklinik} &= 30 \text{ orang} \\ \text{Kebutuhan air rata-rata} &= 5 \text{ L/jam} \\ \text{Pemakaian rata-rata per jam} &= 4 \text{ orang} \\ \text{Kebutuhan air kantin} &= \frac{5 \text{ L/jam} \times 30 \text{ orang}}{4 \text{ orang}} \\ &= 37,5 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

c. Air untuk masjid

$$\begin{aligned}\text{Berkisar } 20 \text{ L/orang tiap harinya} \\ \text{Asumsi jumlah jamaah} &= 150 \text{ orang} \\ \text{Kebutuhan orang memerlukan} &= 15 \text{ L/orang.hari} \\ \text{Kebutuhan air masjid} &= \frac{15 \text{ L/orang.hari} \times 150 \text{ orang} \times 1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 94 \text{ L/jam} \\ &= 94 \text{ Kg/jam} \\ \text{Total Kebutuhan Air untuk layanan Umum} &= 225 \text{ Kg/jam}\end{aligned}$$

6. Air Servis

a. Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran sebanyak 30000 L dalam waktu 3 bulan.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air Hidran} &= \frac{30000 \text{ L} \times 1 \text{ Bulan} \times 1 \text{ Hari}}{3 \text{ bulan} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}} \\ &= 138,889 \text{ L/jam} \\ &= 138,889 \text{ Kg/jam}\end{aligned}$$

b. Air untuk Taman

Kebutuhan air Taman	= 2000 L/hari
	= 83,333 L/jam

7. Air Make Up

Air yang hilang dalam proses yaitu pada alat

Cooling Tower :

Evaporation Loss	= 13792 Kg/jam
Drift Loss	= 76,2259 Kg/jam
Blowdown Discharge	= 3371,6879 Kg/jam
Total Air Make Up CT	= 17239,569 Kg/jam
Blowdown Clarifier	= 1690,5595 Kg/jam
Blowdown Sand Filter	= 1150,0405 Kg/jam
Blowdown Bak Air Bersih	= 1095,2767 Kg/jam
Blowdown Bak Pengendap	= 1808,8987 Kg/jam
Total Air Make Up	= 22.984,344 Kg/jam

Kebutuhan Air Total :

Air Pendingin	= 381129,622 Kg/jam
Air Proses	= 2924,853 Kg/jam
Air Rumah Tangga	= 187,5 Kg/jam
Air Sanitasi Karyawan	= 460,833 Kg/jam
Air Layanan Umum	= 225 Kg/jam
Air Servis	= 222,222 Kg/jam
Air Make Up	= 22984,344 Kg/jam
Total	= 408134,375 Kg/jam

Tabel 4.1. Total Kebutuhan Air

No.	Kebutuhan Air	Jumlah (Kg/jam)
1	Air Pendingin	381.129,62
2	Air Proses	2.924,853
3	Air Rumah Tangga, Kantor, dll	873,333
4	Air Servis	222,222
5	Air <i>Make-up</i>	22.984,344
Total		408.134,375

4.2. Kebutuhan Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses misalnya pompa, dan alat-alat lainnya, selain itu listrik digunakan juga untuk penerangan. Kebutuhan listrik total adalah sebesar 1.246 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN. Tetapi apabila terjadi pemadaman listrik oleh PLN atau hal lain, maka digunakan generator sebagai cadangan listrik berkekuatan 1500 kW.

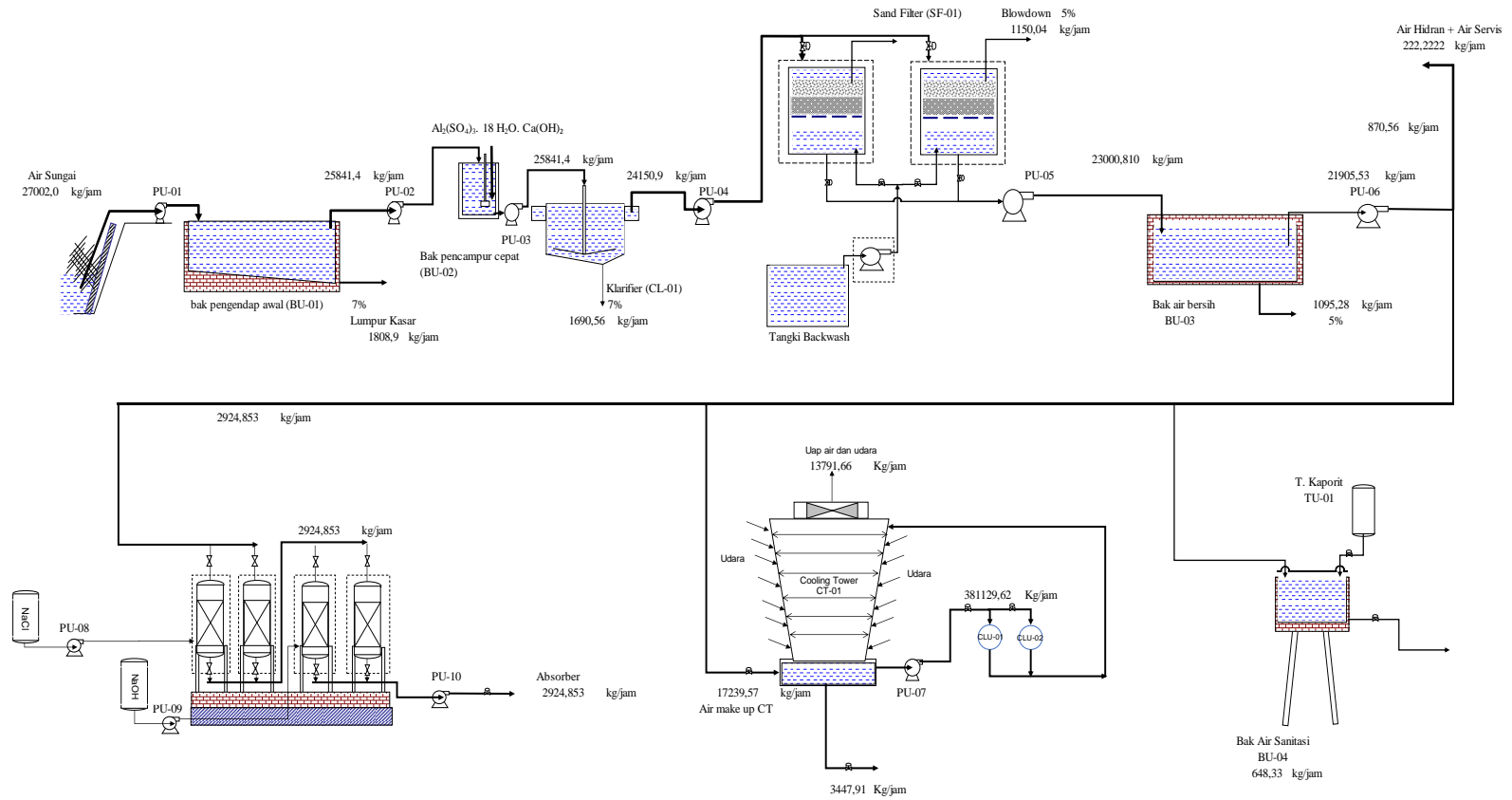
4.3. Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan diperoleh dari PT. PERTAMINA terdekat. Bahan bakar berupa *fuel oil* digunakan pada *furnace* dan *diesel oil* untuk membangkitkan generator.

4.4. Udara Tekan

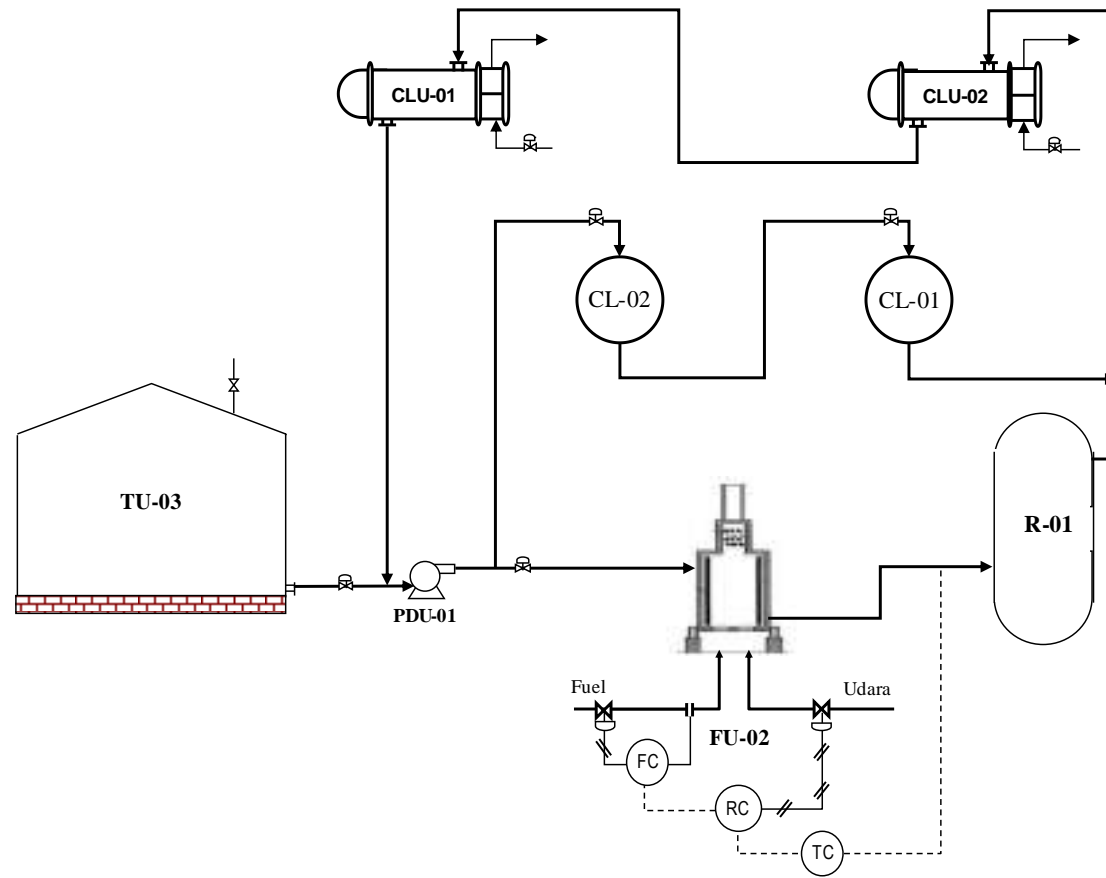
Udara tekan digunakan untuk menggerakkan alat-alat kontrol. Udara didistribusikan dalam keadaan bersih dan kering. Kompresor digunakan untuk menaikkan tekanan udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebanyak 38,4 m³/jam.

UNIT PENGOLAHAN AIR PABRIK ASAM NITRAT



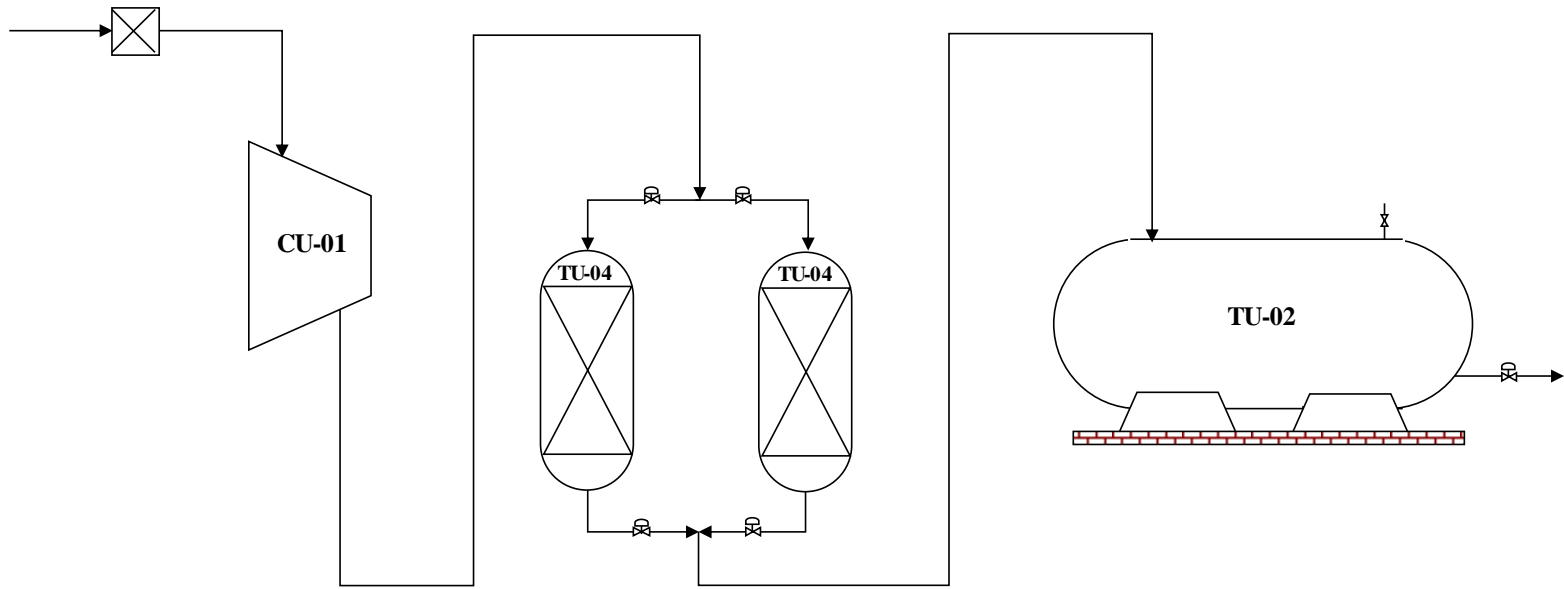
Gambar 4.1. Diagram Alir Unit Utilitas Penyediaan Air

DIAGRAM ALIR PENYEDIAAN DOWTHERM A



Gambar 4.2. Diagram Alir Penyediaan Dowtherm A

DIAGRAM ALIR PENYEDIAAN UDARA TEKAN



Gambar 4.3. Diagram Alir Penyediaan Udara Tekan

4.5. Spesifikasi Alat Utilitas

a. Bak Pengendap awal (BU-01)

Nama	=	Bak Pengendap Awal
Fungsi	=	Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai
Jenis	=	Bak persegi panjang
Bahan	=	Beton bertulang
Dimensi		
Panjang	=	21,6480 m
Lebar	=	7,2160 m
Kedalaman	=	4 m
Volume Bak	=	781,057 m ³
Kondisi Penyimpanan		
Suhu (T)	=	30 °C
Tekanan (P)	=	1 Atm

b. Bak Pencampur Cepat (BU-02)

Nama	=	Bak Pencampur Cepat
Fungsi	=	Mencampur air dari bak pengendap dengan bahan kimia sebagai koagulan, agar kotoran halus menggumpal.
Jenis	=	Bak Silinder Tegak dilengkapi Pengaduk
Bahan	=	Beton bertulang
Dimensi		
Diameter	=	0,8130 m
Tinggi	=	0,8130 m
Volume	=	0,5191 m ³
Daya pengaduk	=	0,5 Hp

Kondisi Penyimpanan			
Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	Atm

c. Clarifier (CLR-01)

Nama	=	Klarifier
Fungsi	=	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
Jenis	=	Bak silinder tegak dengan bentuk kerucut

Dimensi

Diameter	=	6,0931	m
Tinggi silinder	=	3,0465	m
Tinggi kerucut	=	1,5	m
Volume Klarifier	=	155,7263	m ³
Daya penggaruk	=	1	Hp

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	Atm

d. Sand Filter (SF-01)

Nama	=	Saringan pasir
Fungsi	=	Menyaring kotoran kotoran yang terbawa air dari klarifier
Jenis	=	Bak persegi panjang

Dimensi

Panjang	=	1,9923	m
Lebar	=	1,9923	m
Tinggi Tumpukan	=	1,2192	m
Volume	=	4,8392	m ³

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	Atm

e. Bak Air Bersih (BU-03)

Nama	=	Bak Air Bersih
Fungsi	=	Menampung air bersih dari sand filter
Jenis	=	Bak persegi panjang
Bahan	=	Beton bertulang

Dimensi

Panjang	=	11,5353	m
Lebar	=	3,8451	m
Tinggi Bak	=	5	m
Volume Bak	=	221,773	m ³

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	Atm

f. Tangki Klorinasi (TU-01)

Nama	=	Tangki Klorinasi
Fungsi	=	Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis.
Jenis	=	Tangki Silinder Tegak
Bahan	=	<i>Stainless Steel</i>

Dimensi

Diameter	=	1,7328	m
----------	---	--------	---

Tinggi	=	3,4658	m
Kondisi Penyimpanan			
Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	16,7	psi

g. Bak Air kebutuhan kantor dan rumah tangga (BU-04)

Nama	=	Bak Air kebutuhan kantor dan rumah tangga	
Fungsi	=	Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah Tangga.	
Jenis	=	Bak Persegi Panjang	
Bahan	=	Beton Bertulang	
Dimensi			
Panjang	=	0,9376	m
Lebar	=	0,3125	m
Kondisi Penyimpanan			
Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	atm

h. Cooling Tower (CT-01)

Nama	=	Cooling Tower	
Fungsi	=	Mendinginkan kembali air pendingin yang dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali dengan mengontakkan air dan udara	
Jenis	=	<i>Induced draft fan</i>	

Bahan = *Stainless Steel*

Jumlah Air Make Up

<i>Evaporated Loss</i>	=	13792	Kg/jam
<i>Drift Loss</i>	=	76,2259	Kg/jam
Blowdown	=	3371,69	Kg/jam
Total	=	17239,57	Kg/jam

Dimensi

Panjang	=	9,5	m
Lebar	=	9,5	m

Kondisi Penyimpanan

Suhu masuk (T1)	=	50	°C
Suhu Keluar (T2)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1,5	atm

i. Tangki Kation (T-Kation)

Nama = Tangki Kation

Fungsi = Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air.

Jenis = Tangki Silinder Tegak

Bahan = *Carbon Steel*

Dimensi

Diameter = 2,1519 m

Tinggi = 2,5823 m

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

j. Tangki NaCl (T-NaCl)

Nama = Tangki NaCl

Fungsi = Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation.

Jenis = Tangki Silinder Tegak

Bahan = *Carbon Steel*

Dimensi

Diameter = 1,8577 m

Tinggi = 3,7154 m

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

k. Tangki Anion (T-Anion)

Nama	=	Tangki Anion	
Fungsi	=	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam Air.	
Jenis	=	Tangki Silinder Tegak	
Bahan	=	<i>Carbon Steel</i>	
Dimensi			
Diameter	=	1,4719	m
Tinggi	=	1,4719	m
Kondisi Penyimpanan			
Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	atm

l. Tangki NaOH (T-NaOH)

Nama	=	Tangki NaOH	
Fungsi	=	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion.	
Jenis	=	Tangki Silinder Tegak	
Bahan	=	<i>Carbon Steel</i>	
Dimensi			
Diameter	=	0,7896	m
Tinggi	=	1,5793	m
Kondisi Penyimpanan			
Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	atm

m. Kompresor Udara (KU-01)

Nama	=	Kompresor udara	
Fungsi	=	Menekan udara sebanyak 38,4 m ³ /jam udara tekan Dari tekanan 1 atm menjadi 4 atm.	
Jenis	=	Kompresor Sentrifugal	
Bahan	=	<i>Stainless Steel</i>	
Kondisi			
Stage	=	1	
Head Compressor	=	14219,43	ft/stage
Horse Power	=	1,5	hp
Suhu (T1)	=	30	°C
Suhu (T2)	=	44,58	°C
Tekanan (P1)	=	1	atm
Tekanan (P2)	=	4	atm

n. Tangki Silika (TU-04)

Nama	=	Tangki Silika	
Fungsi	=	Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan.	
Jenis	=	Tangki silinder vertikal berisi silika	
Bahan	=	<i>Carbon Steel</i>	
Dimensi			
Diameter	=	0,589	m
Tinggi	=	0,589	m
Kondisi Penyimpanan			

Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	atm

o. Tangki Udara Tekan (TU-02)

Nama	=	Tangki Udara Tekan
Fungsi	=	Menampung udara tekan.
Jenis	=	Tangki silinder horizontal
Bahan	=	<i>Carbon Steel</i>

Dimensi

Diameter	=	2,3	m
Tinggi	=	6,9	m

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	atm

p. Tangki Dowtherm (TU-03)

Nama	=	Tangki Dowtherm A
Fungsi	=	Menampung Dowtherm A.
Jenis	=	Tangki silinder horizontal
Bahan	=	<i>Carbon Steel</i>

Dimensi

Diameter	=	3,1	m
Tinggi	=	9,2	m

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1,5	atm

q. Furnace Utilitas (FU-01)

Nama	=	Furnace Utilitas
Fungsi	=	Memanaskan bahan baku ammonia dan udara pada Start up.
Jenis	=	Furnace
Bahan	=	<i>Carbon Steel</i>

Dimensi

Diameter	=	11	m
Tinggi	=	8,6	m

Kondisi

Luas Perpindahan Kalor	=	294,8264	m ²
Suhu (T1a)	=	37	°C
Suhu (T1b)	=	230	°C
Suhu (T2)	=	650	°C
Tekanan (P)	=	6	atm

r. Furnace Utilitas (FU-02)

Nama	=	Furnace Utilitas
Fungsi	=	Memanaskan Dowtherm A.
Jenis	=	Furnace
Bahan	=	<i>Carbon Steel</i>

Dimensi

Diameter	=	11	m
Tinggi	=	2,5	m

Kondisi

Luas Perpindahan Kalor	=	84,6356	m ²
Suhu (T1)	=	30	°C
Suhu (T2)	=	300	°C
Tekanan (P)	=	1,5	atm

s. Cooler Utilitas (CLU-01)

Alat	:	Cooler CLU-
Kode	:	01
Tugas	:	Mendinginkan Dowtherm A dengan media pendingin air

: Heat Exchanger Shell and
Jenis Tube

1. Spesifikasi shell and
tube

Diameter luar (Odt)	=	1,5	in
Diameter dalam (Idt)	=	1,4	in
Jumlah tube	=	246	buah
Passes	=	1	
Panjang tube	=	12	ft
Pitch (Pt)	=	1,8750	in
Clearance (C')	=	0,3750	in
Diameter dalam shell (ids)	=	35	in
Jarak baffle (B)	=	7,0000	in
Jumlah baffle (N+1)	=	21	buah

Diameter ekuivalen (De) = 1,0800 in
 Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida dingin

Suhu masuk = 303,15 K = 30,00 °C
 Suhu keluar = 323,15 K = 50,00 °C
 Massa fluida panas = 162095,51 Kg/jam
 Pressure drop tube = 0,0006 atm
 Tekanan masuk = 1,5000 atm
 Tekanan keluar = 1,4994 atm

3. Fluida panas

Suhu masuk = 363,15 K = 90,00 °C
 Suhu keluar = 305,15 K = 32,00 °C
 Massa fluida dingin = 60000 Kg/jam
 Pressure drop shell = 0,2014 atm
 Tekanan masuk = 1,5000 atm
 Tekanan keluar = 1,2986 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 3,5206 Kj/s.m².K
 Ud = 1,1964 Kj/s.m².K
 Rd hitung = 0,5518 s.m².K/Kj

t. Cooler Utilitas (CLU-02)

Alat : Cooler
 Kode : CLU-02
 Mendinginkan Dowtherm A dengan media
 Tugas : pendingin air

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	1,5	in
Diameter dalam (Idt)	=	1,4	in
Jumlah tube	=	246	buah
Passes	=	1	
Panjang tube	=	12	ft
Pitch (Pt)	=	1,8750	in
Clearance (C')	=	0,3750	in
Diameter dalam shell (ids)	=	35	in
Jarak baffle (B)	=	7,0000	in
Jumlah baffle (N+1)	=	21	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	1,0800	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

2. Fluida dingin

Suhu masuk	=	303,15	K	=	30,00	°C
Suhu keluar	=	323,15	K	=	50,00	°C
Massa fluida panas	=	219034,11	Kg/jam			
Pressure drop tube	=	0,0009	atm			
Tekanan masuk	=	1,5000	atm			
Tekanan keluar	=	1,4991	atm			

3. Fluida panas

Suhu masuk	=	434,11	K	=	160,9555	°C
Suhu keluar	=	363,15	K	=	90,00	°C
Massa fluida dingin	=	60000	Kg/jam			
Pressure drop shell	=	0,2501	atm			
Tekanan masuk	=	1,5000	atm			
Tekanan keluar	=	1,2499	atm			

4. Koefisien perpindahan panas

			Kj/s.m ² .
Uc	=	0,2851	K
			Kj/s.m ² .
Ud	=	0,2474	K
			s.m ² .K/K
Rd hitung	=	0,5345	j

u. Pompa Utilitas (PD-01)

Tugas : Mengalirkan Dowtherm A dari tangki ke Cooler dan Reaktor
 Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303 K
 P1 = 1,5 atm
 P2 = 1,5 atm

Pemilihan

Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*
 IPS = 6 in
 OD = 6,625 in
 Sch no = 40
 ID = 6,065 in

Spesifikasi

Pompa

Kapasitas pompa = 0,0158 m³/s = 251,219 gall/menit
 Head pompa = 24,130715 m
 Kecepatan putar = 1500 rpm
 Motor standar = 3 hp

NPSH

NPSH tersedia = 6,1712 m
 NPSH diperlukan = 1,1560 m

v. Pompa Utilitas (PU-01)

Tugas : Mengalirkan air dari sumber air menuju ke bak pengendap awal

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303 K
P1 = 1 atm
P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*
IPS = 6 in
OD = 6,625 in
Sch no = 40
ID = 6,055 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0073 m³/s
Head pompa = 23,5855 m
Kecepatan putar = 1500 rpm
Motor standar = 2 hp

NPSH

NPSH tersedia = 2,6670 m
NPSH diperlukan = 0,6915 m

w. Pompa Utilitas (PU-02)

Tugas : Mengalirkan air dari bak pengendap awal menuju ke bak pencampur cepat

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303 K
P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*
 IPS = 4 in
 OD = 4,500 in
 Sch no = 40
 ID = 4,026 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0070 m³/s
 Head pompa = 28,654 m
 Kecepatan putar = 1500 rpm
 Motor standar = 1,5 hp

NPSH

NPSH tersedia = 5,5874 m
 NPSH diperlukan = 0,6715 m

x. Pompa Utilitas (PU-03)

Tugas : Mengalirkan air dari flokulator menuju ke klarifier
 Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303 K
 P1 = 1 atm
 P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>
IPS	=	4 in
OD	=	4,500 in
Sch no	=	40
ID	=	4,026 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa	=	0,0070 m ³ /s
Head pompa	=	28,5809 m
Kecepatan putar	=	1500 rpm
Motor standar	=	1,5 hp

NPSH

NPSH tersedia	=	9,5874 m
NPSH diperlukan	=	0,6715 m

y. Pompa Utilitas (PU-04)

Tugas	:	Mengalirkan air dari klarifier menuju ke sand filter
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu	=	303 K
P1	=	1 atm
P2	=	1 atm

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>
------------------	---	-------------------------

IPS	=	4	in
OD	=	4,500	in
Sch no	=	40	
ID	=	4,026	in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa	=	0,0066	m ³ /s
Head pompa	=	5,3822	m
Kecepatan putar	=	1500	rpm
Motor standar	=	0,5	hp

NPSH

NPSH tersedia	=	9,5986	m
NPSH diperlukan	=	0,6419	m

z. Pompa Utilitas (PU-05)

Tugas	:	Mengalirkan air dari sand filter menuju bak air bersih
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu	=	303	K
P1	=	1 atm	
P2	=	1 atm	

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
IPS	=	4	in
OD	=	4,50	in

Sch no = 40
ID = 4,026 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0062 m³/s
Head pompa = 5,20057 m
Kecepatan putar = 1500 rpm
Motor standar = 0,5 hp

NPSH

NPSH tersedia = 9,6059 m
NPSH diperlukan = 0,6213 m

aa. Pompa Utilitas (PU-06)

Tugas : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air minum, Cooling Tower dan Ion Exchanger.

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303
P1 = 1
P2 = 1

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*
IPS = 4 in
OD = 4,500 in
Sch no = 40

ID = 4,026 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0059 m³/s

Head pompa = 48,2523 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 3 hp

NPSH

NPSH tersedia = 10,6169 m

NPSH diperlukan = 0,6015 m

ab. Pompa Utilitas (PU-07)

Tugas : Mengalirkan air dari bak basin cooling tower (CT - 01) melewati media pendingin dan kembali ke bagian atas Cooling Tower.

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303

P1 = 1

P2 = 2

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 14 in

OD = 14,0 in

Sch no = 30

ID = 13,250 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa	=	0,1035	m ³ /s
Head pompa	=	48,8982	m
Kecepatan putar	=	1500	rpm
Motor standar	=	40	hp

NPSH

NPSH tersedia	=	10,6256	m
NPSH diperlukan	=	4,0385	m

ac. Pompa Utilitas (PU-08)

Tugas : Mengalirkan H₂SO₄ dari TU-03 menuju Kation Exhanger

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu	=	303
P1	=	1
P2	=	1

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>
IPS	=	0,5 in
OD	=	0,840 in
Sch no	=	40
ID	=	0,622 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa	=	0,0001	m ³ /s
Head pompa	=	25,5763	m
Kecepatan putar	=	1500	rpm
Motor standar	=	0,5	hp

NPSH

NPSH tersedia	=	9,5630	m
NPSH diperlukan	=	0,0297	m

ad. Pompa Utilitas (PU-09)

Tugas : Mengalirkan NaOH dari TU-04 menuju Anion Exhanger

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu	=	303
P1	=	1
P2	=	1

Pemilihan Pipa

Bahan kontruksi	=	<i>Commercial Steel</i>
IPS	=	0,5 in
OD	=	0,840 in
Sch no	=	40
ID	=	0,622 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa	=	0,0001	m ³ /s
Head pompa	=	26,9998	m
Kecepatan putar	=	1500	rpm
Motor standar	=	0,5	hp

NPSH

NPSH tersedia	=	9,4629	m
NPSH diperlukan	=	0,0297	m

ae. Pompa Utilitas (PU-10)

Tugas : Mengalirkan air dari Anion Exchanger menuju bagian atas absorber

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu	=	303
P1	=	1
P2	=	6

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>
IPS	=	1,5 in
OD	=	1,900 in
Sch no	=	40
ID	=	1,610 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa	=	0,0008	m ³ /s
-----------------	---	--------	-------------------

Head pompa	=	209,769	m
Kecepatan putar	=	1500	rpm
Motor standar	=	3	hp
NPSH			
NPSH tersedia	=	9,7533	m
NPSH diperlukan	=	0,1571	m

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Badan Usaha

Pabrik Asam Nitrat direncanakan berbentuk perseroan terbatas (PT), yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham (*persero/stockholder*) yang mempunyai tanggung jawab terhadap hutang-hutang perusahaan sebesar modal yang mereka setorkan dan berbadan hukum. Perusahaan dijalankan oleh dewan direksi yang dipimpin oleh direktur utama, yang dipilih dan diangkat oleh rapat umum pemegang saham. Pemegang saham menyerahkan tugas kepada dewan komisaris untuk mengawasi segala tindakan dewan direksi.

Berikut pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan perseroan terbatas:

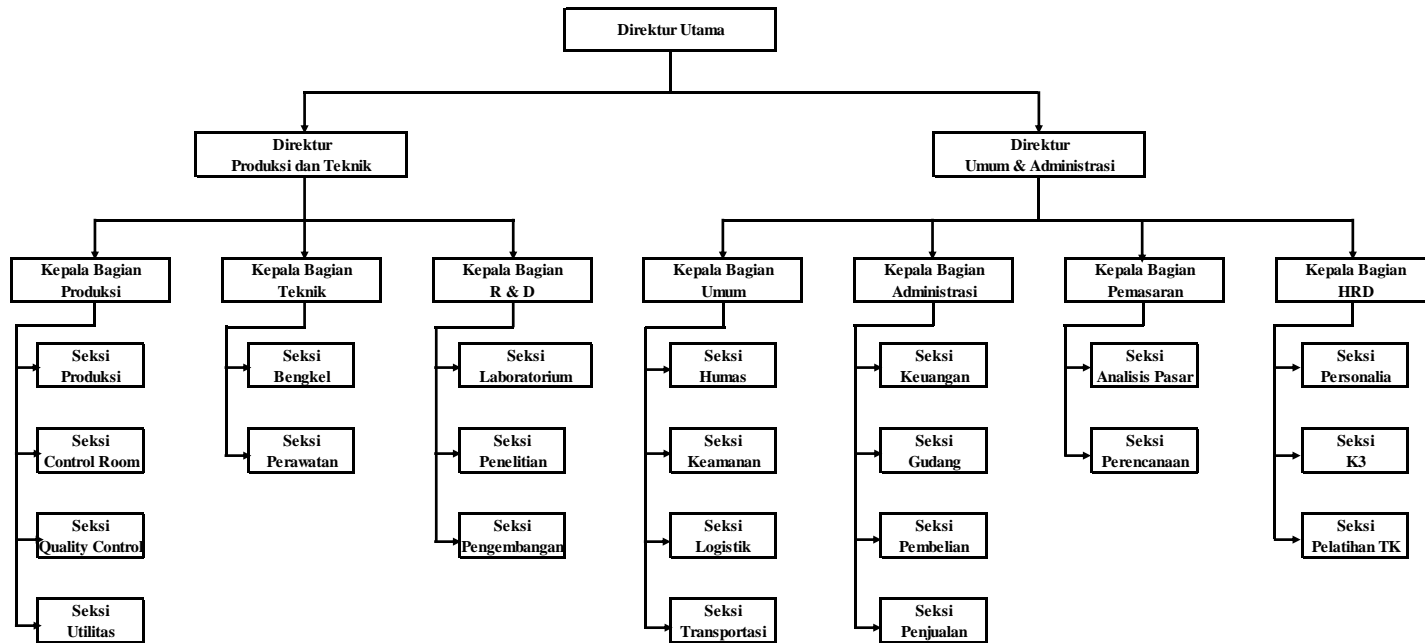
1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham.
2. Para pemegang saham mempunyai tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti risiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
3. Memperluas lapangan usaha lebih mudah dengan cara memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Kemudahan dalam pemindahan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber-sumber modal secara efisien.
6. Para pemegang saham melalui rapat umum pemegang saham dapat memilih dewan direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

5.2. Struktur Organisasi

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem *staff and line organization* (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, di mana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan-karyawan di bawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Kelebihan pada sistem organisasi ini adalah sebagai berikut :

1. Memiliki kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
2. Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
3. Meringankan biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.

STRUKTUR ORGANISASI



Gambar 5.1 Bagan Struktur Organisasi

5.3. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Asam Nitrat direncanakan memiliki pekerja sebanyak 158 orang dan pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinu setiap hari selama 330 hari dalam satu tahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibagi menjadi dua, yaitu:

5.3.1. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan tenaga yang secara langsung menangani produksi. Kelompok kerja *shift* ini dibagi menjadi 3 *shift* sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok di mana setiap hari 3 kelompok bertugas dan 1 kelompok beristirahat, dengan pola dari hari ke-1 hingga seterusnya dan berulang seperti tertera pada tabel berikut ini.

Tabel 5.1 Jadwal Karyawan *Shift*

Regu	Hari															Hari															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	
A	I	I	I	I	I		II	II	II	II	II			III	III	III	III	III			III	III	III		I	I	I	II	II		
B		II	II	II	II	II			III	III	III	III	III		I	I	I	I	I		I	I	I		II	II	II		III		
C	II			III	III	III	III	III			I	I	I	I	I		II	II	II	II	I		II	II	II		III	III	III		
D	III	III	III			I	I	I	I	I		II	II	II	II	II			III	III	III	III	III		III	III	III		I	I	I

Keterangan :

A,B,D,D : Kelompok Kerja *Shift*

□ : Libur

I : Pukul 07.00 – 15.00

II : Pukul 15.00 – 23.00

III : Pukul 23.00 – 07.00

5.3.2. Karyawan Non-*shift*

Karyawan non *shift* bekerja selama 5 hari kerja dalam satu minggu dan libur pada hari Sabtu dan Minggu serta hari – hari besar agama ataupun hari nasional. Sehingga total kerjanya maksimum 40 jam dalam 2 minggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Hari lembur untuk hari-hari biasa adalah 2,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Pengaturan hari sebagai berikut :

Senin – Kamis	: Pukul 07.00 – 16.00 Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)
Jumat	: Pukul 07.00 – 16.00 Pukul 11.30 – 13.00 (istirahat)

Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan non *shift* libur.

5.4. Jumlah Karyawan

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif.

5.4.1. Karyawan *Shift*

Penentuan jumlah karyawan diambil dari Tabel 6.21 Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, and R.E. West., “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, Ed. 4th, 2003, jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik Asam Nitrat dengan total 4 *shift* kerja per hari sebagai berikut :

Tabel 5.2 Jumlah Karyawan Kepala Bagian produksi

kepala bagian produksi	jumlah	regu	total
Kepala bagian produksi	1	4	4

Tabel 5.3 Kebutuhan Tenaga Kerja per Unit Alat Produksi

No	Alat	Jumlah Alat	Man per Unit	Tenaga Kerja
1	R-01	1	0,5	0,5
2	AB-01	1	0,25	0,25
3	CL-01	2	0,25	0,5
4	HE	7	0,25	1,75
5	TP	2	0,25	0,5
6	C-01	1	0,25	0,25
7	EV	2	0,25	0,5
8	P-01	3	0,25	0,75
9	UPL	1	1	1
Jumlah tenaga kerja				6
Tenaga kerja terbilang				6
Jumlah regu				4

Tabel 5.4 Jumlah Karyawan per Alat Produksi

No	Alat Besar	Karyawan	Jumlah Karyawan	Jumlah regu	Jumlah Karyawan
1	R-01	1	2	4	8
2	AB-01	1			

Tabel 5.5 Kebutuhan Tenaga Kerja per Unit Alat Utilitas

No	Alat	Jumlah Alat	Man per Unit	Tenaga Kerja
1	BU-01	1	0,25	0,25
2	BU-02	1	0,25	0,25
3	CLR-01	1	0,25	0,25
4	SF-01	1	0,25	0,25
5	BU-03	1	0,25	0,25
6	TU-01	1	0,25	0,25
7	BU-04	1	0,25	0,25
8	CT-01	1	0,25	0,25
9	T-Kation	1	0,25	0,25
10	T-NaCl	1	0,25	0,25
11	T-Anion	1	0,25	0,25
12	CU-01	1	0,25	0,25
13	TU-04	1	0,25	0,25
14	TU-02	1	0,25	0,25
15	TU-03	1	0,25	0,25
16	CLU-01	1	0,25	0,25
17	CLU-02	1	0,25	0,25
18	PU-01	1	0,25	0,25
19	PU-02	1	0,25	0,25
20	PU-03	1	0,25	0,25
21	PU-04	1	0,25	0,25
22	PU-05	1	0,25	0,25
23	PU-06	1	0,25	0,25
24	PU-07	1	0,25	0,25
25	PU-08	1	0,25	0,25
26	PU-09	1	0,25	0,25
27	PU-10	1	0,25	0,25
28	PD-01	1	0,25	0,25
29	F-01	1	0,5	0,5
30	F-02	1	0,5	0,5
Jumlah tenaga kerja				8
Terbilang				8
Regu				4

Tabel 5.6 Jumlah Karyawan Bagian Utilitas

No	Alat Besar	Karyawan	Jumlah Karyawan	Jumlah regu	Jumlah Karyawan
1	Sistem Air	1	4	4	16
2	Sistem Dowtherm	1			
3	Udara tekan	1			
4	Bahan bakar & Listrik	1			

Tabel 5.7 Jumlah Karyawan Bagian Laboratorium

No	Seksi	Karyawan	Regu	Jumlah Karyaman
1	Analisis Bahan Baku	1	4	4
2	Analisis Produk	1	4	4
3	Analisis Limbah	1	4	4
Jumlah Karyawan Laboratorium				12

Tabel 5.8 Jumlah Karyawan Keamanan

No	Seksi	Tenaga Kerja	Regu	Jumlah Karyawan
1	Pintu Masuk Perusahaan	2	4	8
2	Pintu Keluar Perusahaan	2	4	8
Jumlah Karyawan Keamanan				16

Tabel 5.9 Jumlah Karyawan HSE & Damkar

No	Jabatan	Tenaga Kerja	Regu	Jumlah Karyawan
1	Staff Bagian HSE	2	4	8
2	Staff Bagian Damkar	2	4	8
Jumlah Karyawan HSE & Damkar				16

5.4.2. Karyawan *Non-shift*Tabel 5.10 Jumlah Karyawan *Non-shift*

No	Jabatan	Karyawan
A	Direktur Utama	
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris Direktur Utama	1
B	Manager	
1	General Manager	3
2	Sekretaris Manager	3
C	Kepala Bagian	
1	Kepala Bagian non shift	6
D	Staff Bagian	
1	Staff Bagian Perawatan	1
2	Staff Bagian Instrumentasi	1
3	Staff Bagian Pengelolaan TK (Tenaga Kerja)	1
4	Staff Bagian Pelatihan TK (Tenaga Kerja)	1
5	Staff Bagian Humas	1
6	Staff Bagian Kesehatan : Dokter	1
7	Staff Bagian Kesehatan : Perawat	1
8	Staff Bagian Pengadaan	1
9	Staff Bagian Transportasi	1
10	Staff Bagian Kontrak	1
11	Staff Bagian Startegi Pasar	1
12	Staff Bagian Penjualan	1
13	Staff Bagian Bendahara	1
14	Staff Bagian Akuntansi	1
15	Staff Bagian Administrasi	1
16	Staff Bagian Proses	1
Jumlah Karyawan Non Shift		30

Jumlah total karyawan *shift* dan non *shift* = 158 karyawan

5.5. Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian yang berlaku bagi para karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut:

1. Jabatan atau golongan
2. Tingkat pendidikan
3. Pengalaman Kerja, keahlian, dan masa kerja
4. Lingkungan kerja berkaitan dengan risiko kerja

5.6. Fasilitas dan Jaminan Sosial

Perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan sosial untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan, di antaranya sebagai berikut:

1. Tunjangan istri/suami dan anak, antara lain:
 - Tunjangan istri/suami sebesar 25% dari gaji pokok
 - Tunjangan anak sebesar 2% dari gaji pokok
2. Fasilitas perumahan dinas diberikan kepada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan perusahaan.
3. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak karyawan berupa sebuah poliklinik. Jika penyakit memerlukan penanganan khusus akan dirujuk ke rumah sakit rujukan.
4. Pakaian kerja 2 pasang lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun.
5. Fasilitas transportasi bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi pabrik.
6. Fasilitas pendidikan kursus dan pelatihan yang diselenggarakan oleh perusahaan.
7. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan.

8. Uang bonus setiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan uang tunjangan hari raya.
9. Hak pensiun bagi karyawan yang telah memasuki masa pensiun.

5.7. Klasifikasi Pegawai

Klasifikasi kepegawaian terutama berdasarkan latar belakang pendidikan formal. Beberapa jabatan penting masih ditambah dengan persyaratan lain di antaranya adalah pengalaman kerja, kepribadian, pendidikan khusus serta beberapa persyaratan lainnya.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi digunakan sebagai dasar pengambilan keputusan apakah pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan. Tingkat profitabilitas dan kelayakan pabrik dapat diketahui melalui perhitungan *Return on Investment (ROI)*, *Pay out Time (POT)*, *Break Event Point (BEP)* dan *Shut Down Point (SDP)*, Serta *Interest (i)* pada perhitungan *Discount Cash Flow (DCF)*. Kurs Dollar pada 15 Agustus 2020 US \$ 1 = Rp 14.917,40 (Morningstar, 2020).

6.1. Fixed Capital Investment (Modal Tetap)

Fixed Capital Investment adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.

Tabel 6.1. Fixed Capital Investment

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Physical plant cost</i>	4.598.601,10	68.599.172.075,2
<i>Direct plant cost</i>	4.944.428,80	73.758.022.184,7
<i>Contractor fee</i>	197.777,15	2.950.320.887,4
<i>Contingency</i>	741.664,32	11.063.703.327,7
<i>Fixed Capital</i>	10.482.471,37	156.371.218.475,07

6.2. Working Capital (Modal Kerja)

Working Capital adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha (modal) dari suatu pabrik.

Tabel. 6.2. Working Capital

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Fixed Capital</i>	10.482.471,37	156.371.218.475,07
<i>Working Capital</i>	1.164.719,04	17.374.579.830,56
<i>Capital Investment</i>	11.647.190,42	173.745.798.305,63

6.3. Biaya Produksi

Biaya Produksi menjelaskan definisi dan menjabarkan hasil dari *manufacturing cost* dan *general expenses*.

6.3.1. Manufacturing Cost (Biaya Produksi)

Manufacturing Cost adalah biaya yang berhubungan secara langsung dengan proses produksi.

Tabel 6.3. Manufacturing Cost

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Direct manufacturing cost</i>	11.437.629,26	170.619.690.731,82
<i>Indirect manufacturing cost</i>	1.739.834,80	25.953.811.629,07
<i>Depreciation</i>	931.775,23	13.899.663.864,45
<i>Property taxes</i>	116.471,90	1.737.457.983,06
<i>Insurance</i>	116.471,90	1.737.457.983,06
<i>Manufacturing Cost</i>	14.342.183,10	213.948.082.191,45

6.3.2. General Expenses (Pengeluaran Umum)

General Expenses adalah pengeluaran umum pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti biaya administrasi, biaya *research* dan laboratorium.

Tabel 6.4. General Expenses

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Administration</i>	430.265,49	6.418.442.465,74
<i>Sales</i>	717.109,16	10.697.404.109,57
<i>Research</i>	501.976,41	7.488.182.876,70
<i>Finance</i>	232.943,81	3.474.915.966,11
<i>General Expenses</i>	1.882.294,86	28.078.945.418,13

6.4. Harga Jual Produk

Harga jual produk diperoleh dari perhitungan harga dasar produk ditambah dengan profit yang ingin diperoleh, tentunya dengan memperhatikan harga produk di pasaran. Harga dasar diperoleh sebesar Rp 7.118,44/kg, dengan profit sebesar 14%. Maka, diperoleh harga jual sebesar Rp 8.319,42/kg.

6.5. Analisis Keuntungan

Analisis keuntungan menjelaskan definisi dan menjabarkan hasil dari keuntungan, ROI, POT, BEP, dan SDP.

6.5.1. Keuntungan

Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak pertambahan nilai (PPN) 3% adalah sebesar Rp 34.713.116.697,- per tahun. Sementara, keuntungan setelah PPN adalah Rp33.671.723.196,- per tahun.

6.5.2. Return on Investment (Laba Investasi)

ROI adalah perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan.

ROI sebelum pajak = 19,84 %

ROI setelah pajak = 19,25 %

6.5.3. Pay Out Time (Masa Pengembalian Modal)

POT adalah waktu yang dibutuhkan (dalam tahun) untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah dengan penyusutan.

POT sebelum pajak = 3,35 tahun

POT setelah pajak = 3,42 tahun

6.5.4. Break Event Point (Analisa Titik Impas)

BEP adalah kondisi di mana perusahaan hanya mampu menjual produk yang setara nilainya dengan total biaya produksinya. Maka, BEP adalah titik impas di mana perusahaan tidak mendapat untung maupun merugi saat penjualan berada pada titik tersebut.

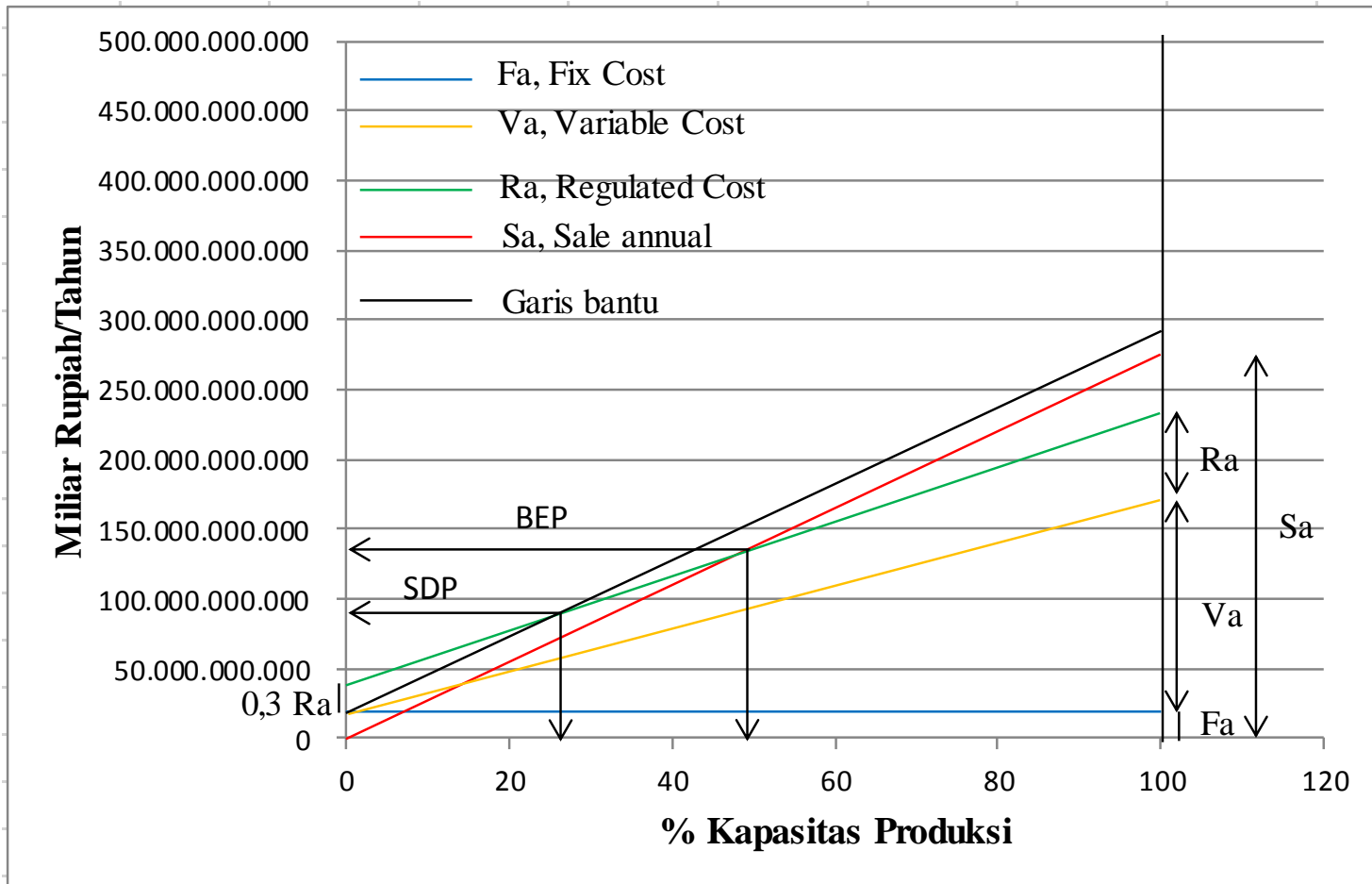
$$\text{BEP} = 49,47 \%$$

6.5.5. Shut Down Point (Titik Penutupan Usaha)

SDP adalah kondisi di mana penjualan produk pada persen kapasitas yang dimaksud hanya mampu untuk membayar *fixed cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain. Maka, baik berproduksi maupun tidak berproduksi, pabrik tetap harus membayar biaya sebesar *fixed cost*, sehingga pada titik ini pabrik lebih baik untuk ditutup.

$$\text{SDP} = 25,21 \%$$

Grafik *Break Event Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP) dapat dilihat pada gambar:



Gambar 6.1. Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN

Pabrik Asam Nitrat setelah ditinjau dari segi teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, maupun tenaga kerja. Maka, pabrik Asam Nitrat dari Amonia dan Udara dengan kapasitas 34.000 ton/tahun layak untuk dipertimbangkan dan dikaji lebih lanjut.

Pabrik Asam Nitrat setelah ditinjau dari segi ekonomi yaitu evaluasi ekonomi yang dilakukan. Maka, pabrik ini layak untuk dipertimbangkan dan dikaji lebih lanjut dengan melihat beberapa indikator sebagai berikut:

1. Return On Investment (ROI):
 - ROI sebelum pajak = 19,84 %
 - ROI sesudah pajak = 19,25 %
2. Pay Out Time (POT) :
 - POT sebelum pajak = 3,35 tahun
 - POT sesudah pajak = 3,42 tahun
3. Break Event Point (BEP) = 49,47 %
4. Shut Down Point (SDP) = 25,21 %
5. Discounted Cash Flow (DCF) = 27,51 %

Tabel 7.1. Analisa Kelayakan Ekonomi

Komponen	Parameter Low Risk minimum	Hasil evaluasi	Satuan	Keterangan
ROI sebelum pajak	11%	19,84	%	Layak
POT sebelum pajak	5 tahun	3,4	tahun	Layak
BEP	40 % - 60 %	49,47	%	Layak
SDP	-	25,21	%	-
DFC	10%	27,51	%	Layak

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Ariès, Robert S., and Robert D. Newton, 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- [2] Brown, George Granger., 1950, "*Unit Operation*", John Wiley & Sons, Inc., New York.
- [3] Brownell, L. E., and Young, E. H., 1959, "*Process Equipment Design*", John Wiley & Sons, Inc., New York.
- [4] Geankoplis, Christie J., 1993, "*Transport Processes and Unit Operation*" 3rd ed., Prentice-Hall International, Inc., New Jersey.
- [5] Kern, Donald Q., 1983, "*Process Heat Transfer*", International Student Edition, McGraw-Hill Book Company Japan Ltd., Tokyo.
- [6] Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1998, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 4th ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.
- [7] Ludwig, Ernest E., 1999, "*Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol.1,2,3*", 3rd ed., Gulf Publishing Co., Texas.
- [8] Mandl C., I. Obernberger, F. Biederman, 2010, "*Modelling an Updraft Fixed Bed Gasifier Operated with Softwood Pellet*", Science Direct, Vol 4, Hal 1-4
- [9] McCabe, W. L., Smith, J. C., and Harriott, P., 1993, "*Unit Operations of Chemical Engineering*", 5th ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore.

- [10] Perry, R. H., and Chilton, C.H., 2008, "*Perry's Chemical Engineers Handbook*", 8th ed., McGraw-Hill Companies, Inc., New York.
- [11] Peter, M. S., and Timmerhaus, K. D., 1991, "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", 4th ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore.
- [12] Powell, Sheppard T., 1954, "*Water Conditioning for Industry*", 1st ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- [13] PUSDATIN ESDM, 2013, "*Handbook of Energy and Economic Statistic of Indonesia*", Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia.
- [14] Rase, F. H., 1977, "*Chemical Reactor Design for Process Plant vol. 2*", John Wiley & Sons, New York.
- [15] Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 2001, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 6th ed., McGraw-Hill Book Co., Inc., New York.
- [16] Towler, Gavin., and Ray Sinnott., 2008, "*Chemical Engineering Design – Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*", Elsevier, Inc., London.
- [17] Treyball, R. E., 1981, "*Mass Transfer Operation*", 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- [18] Walas, Stanley M., 1990, "*Chemical Process Equipment*", Butterworth-Heinemann, Newton.

[19] White, Frank M., 2011, "*Fluid Mechanics*", 7th ed., Mc Graw-Hill Inc., New York.

[20] www.alibaba.com diakses pada 15 Agustus 2020 Pukul 14.22

[21] Yaws, Carls., 1999 "*Chemical Properties Handbook*", McGraw-Hill
Companies, Inc., New York.

LAMPIRAN

CATATAN UJIAN PENDADARAN

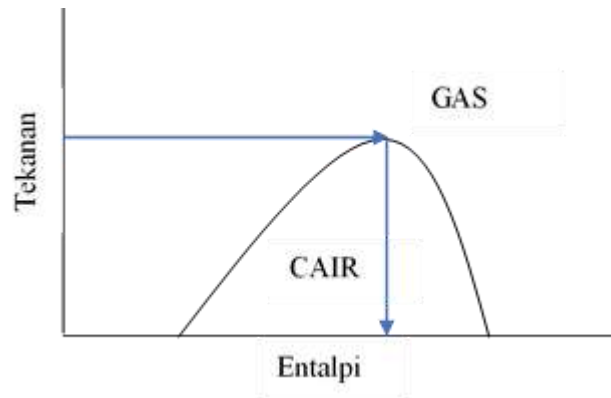
HARI : JUMAT

TANGGAL : 13 NOVEMBER 2020

A. PERTANYAAN

1. Bagaimana cara membaca grafik PH diagram pada amonia?

Jawab:



Pada PH diagram pertama kita menarik garis pada nilai tekanan hingga menyentuh kurva, pada kondisi ini amonia berada pada kondisi jenuh, lalu tarik ke bawah untuk mendapatkan nilai entalpi, di mana kita dapat mengetahui fase dan suhu dari amonia.

2. Bagaimana cara mengetahui suhu keluaran Heat Exchanger dan Vaporizer pada fluida panas?

Jawab: Neraca panas dihitung dengan menggunakan Asas Black.

$$Q_{\text{serap}} = Q_{\text{lepas}}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1)$$

Suhu keluaran fluida panas dihitung dengan trial T_2 .

3. Persamaan apa saja yg perlu dihitung dalam melakukan optimasi pada alat Reaktor?

Jawab: Persamaan tersebut terdiri dari:

1. Konversi

$$\frac{dX_A}{dz} = (-r_A) \frac{\pi \cdot Di^2}{4 \cdot FA_0} \times Nt$$

2. Suhu Komponen

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{[(r_1 \cdot \Delta Hr_1 + r_2 \cdot \Delta Hr_2) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Di^2 \cdot Nt] - U_d \cdot \pi \cdot Do \cdot (T - T_p) \cdot Nt}{\sum Fi \cdot C_{pi}}$$

3. Suhu Pendingin

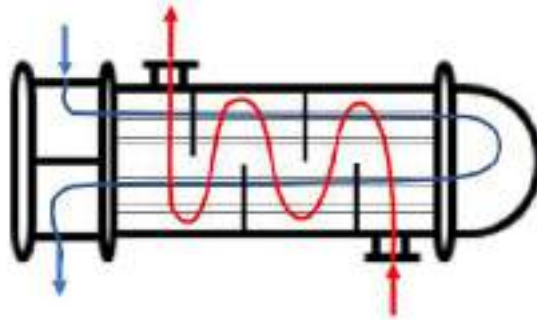
$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_d \cdot \pi \cdot Do \cdot (T_p - T) \cdot Nt}{F_p \cdot C_{pp}}$$

4. Penurunan Tekanan

$$\frac{dP}{dz} = \left[150 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re_p} \right) + 4,2 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re_p} \right)^{1/6} \right] \cdot \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \cdot \frac{Gt^2}{\rho \cdot D_p}$$

4. Gambarkan Heat Exchanger Shell and Tube dengan Pass 1-2!

Jawab:

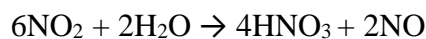


Heat Exchanger Shell and Tube

Pass 1-2

5. Bagaimana cara mencari jumlah air penjerap yang dibutuhkan?

Jawab: Jumlah air dihitung dengan berdasarkan kesetimbangan reaksinya atau stoikiometri.



Dimana konsentrasi dari asam nitrat sudah ditentukan terlebih dahulu.

6. Berapa jumlah stage yang digunakan pada kompresor?

Jawab: Jumlah stage yang digunakan sebanyak 2 stage. Jumlah stage diperoleh dari perhitungan Rc pada kompresor.

7. Bagaimana cara menghitung suhu keluaran kompresor pada udara?

Jawab: Suhu keluaran kompresor dihitung dengan menggunakan rumus

$$T_2 = T_1 \cdot \frac{P_2}{P_1}^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$$

8. Bagaimana cara menghitung Neraca Massa Total?

Jawab: Neraca Massa Total dihitung dengan rumus

$$F_{in} = F_{out}$$

(Bahan Baku Amonia – Udara – Air Penjerap) = (Produk Asam Nitrat – Hasil Samping)

9. Kondisi air yang seperti apa yang dapat digunakan sebagai air pendingin dan air proses?

Jawab: Air yang telah melewati treatment pada utilitas, dimana air telah dibersihkan dari pengotor padatan dan bakteri dapat digunakan sebagai air pendingin. Selanjutnya untuk digunakan sebagai air proses, air perlu melalui proses demineralisasi untuk menghilangkan kandungan mineralnya.

10. Apa yang dimaksud dengan nilai BEP yang telah dirancang?

Jawab: Hasil analisa ekonomi menunjukkan nilai BEP sebesar 49,47%, yang berarti ketika pabrik berhasil menjual produk sebanyak 49,47% dari kapasitas pabrik, maka pabrik berada pada titik impas atau pabrik tidak mengalami untung atau rugi.

11. Selain daripada menggunakan integrasi panas untuk memanaskan bahan baku, alat apa yang dapat digunakan?

Jawab: Selain menggunakan integrasi panas, Furnace dapat digunakan untuk memanaskan bahan baku. Hal ini dikarenakan Furnace tungku dapat memanaskan komponen hingga suhu yang sangat tinggi.

12. Mengapa menggunakan media pendingin di reaktor Dowtherm A tidak menggunakan steam?

Jawab: Apabila menggunakan steam, volume penyimpanan steam memiliki volume yang besar karena steam berfase gas sedangkan dowtherm A berfase cair maka volume penyimpanan lebih kecil. Kemampuan transfer panas steam lebih kecil dibanding dowtherm A sehingga membutuhkan laju alir massa steam yang besar.

B. SARAN

1. Penunjukan nilai mata uang dalam hasil Analisa Ekonomi seharusnya dituliskan sesuai dengan mata uang yang digunakan, mata uang Dollar tidak perlu dikonversi menjadi mata uang Rupiah. Hal ini dikarenakan setiap mata uang akan mengalami inflasi atau perubahan nilai tukar.
2. Nilai *Pay Out Time* (POT) dari hasil perhitungan masih terlalu besar, dimana nilai tersebut tidak sesuai untuk perancangan pabrik dengan tipe *High Risk*. Seharusnya pabrik dengan tipe *High Risk* memiliki nilai POT sebesar ± 2 tahun.
3. Deskripsi bahan baku, produk, dan hasil samping harus disajikan dengan data yang lebih lengkap, sehingga memudahkan pembaca dalam memahami tinjauan teknis pada perancangan pabrik tersebut.

4. Perubahan suhu pada alat Expansion Valve tidak dapat diabaikan apabila komponen berfase gas. Seharusnya perubahan tekanan diiringi juga dengan perubahan suhu guna mempertahankan fasenya.
5. Manajemen integrasi panas perlu ditambahkan, guna mempermudah pembaca dalam memahami system *heat integration* yang terjadi pada proses produksi.
6. Alat instrumentasi pada alat Heat Exchanger harus dikoreksi, di mana pada aliran fluida panas perlu didesain dengan aliran *by-pass* sehingga fluida panas tidak terhambat.
7. Udara pada alam bebas masih mengandung partikel air. Pada proses produksi, seharusnya kandungan air pada udara dihilangkan terlebih dahulu. Proses pengeringan udara dapat ditambahkan pada proses utilitas.
8. Perlu adanya alat pengendali berupa Ratio Control, untuk mengatur jumlah udara.
9. Optimasi reaksi perlu diperhatikan, hal ini berhubungan dengan suhu komponen keluar reaktor. Karena dengan melakukan optimasi, selisih suhu komponen pada awal dan akhir tidak akan bernilai besar.
10. Optimasi reaksi juga dapat mengurangi tinggi tumpukan katalis, dimana tinggi tumpukan katalis perancangan dinilai masih terlalu tinggi.
11. Data nilai kelarutan dari setiap komponen harus dilengkapi, hal ini guna mempermudah pembaca dalam memahami proses yang terjadi pada Menara Absorber.
12. Data azeotrope dari asam nitrat perlu dilengkapi. Data azeotrope dapat menunjukkan kenapa nilai konsentrasi dari asam nitrat tidak dapat 100% murni.
13. Data titik didih dari asam nitrat 65% perlu dilengkapi. Komponen dengan nilai konsentrasi yg berbeda akan memiliki nilai titik didih yang berbeda pula.
14. Alat pengendalian pada tangki produk yang menampung asam nitrat perlu disesuaikan, di mana alat pengendalian yang biasa digunakan adalah *Floating Roof* yang mana alat pengendalian ini lebih sesuai untuk mengatur tekanan pada tangki.

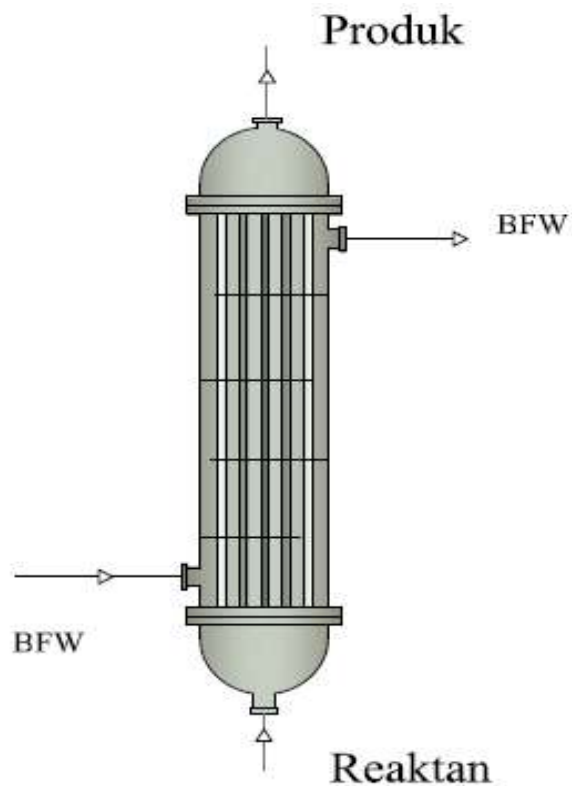
15. Alat pengendali Temperature Control pada Heat Exchanger tidak perlu ada di setiap alat Heat Exchanger guna untuk mengefisiensikan alat pengendali. Cukup di atur pada aliran sebelum masuk Reaktor.
16. Pada Tangki Penyimpanan bahan baku dan produk perlu adanya treatment tekanan. Apabila bahan yang disimpan memiliki sifat beracun dan *volatile*, maka perlu menggunakan *auto-refregerant* atau menggunakan *safety-valve* agar tidak ada udara yang keluar ke lingkungan.

REAKTOR (R-01)

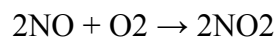
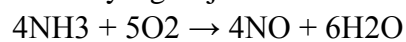
Tugas: Mereaksikan NH₃ dengan O₂ menjadi NO, H₂O, NO₂

Jenis alat : Reaktor Fixed bed multitubular

Sketsa :



Reaksi yang terjadi:



Data :

Tekanan, Pt = 6,0795 bar = 6 atm

Suhu masuk, t₁ = 923,15 K = 650 °C

Suhu keluar, t₂ = K = °C

Komposisi

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N ₂	28	748,977	20971,355	0,71	0,72
O ₂	32	199,0951	6371,045	0,19	0,22
NH ₃	17	105,3413	1790,803	0,10	0,06
H ₂ O	18	0,039812	0,717	0,00	0,00
Total		1053,453	29133,919	1,00	1,00

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
NH3	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
H2O	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13

Konduktivitas thermal fase gas:

mengikuti persamaan:

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

k_{gas} = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
NH3	0,00309	7,59E-05	-1,1E-08
H2O	0,00121	8,62E-05	-1,3E-08

Viskositas fase gas

Persamaan yang digunakan :

$$\eta_{gas} = A + BT + CT^2$$

η_{gas} = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
N2	42,606	0,475	-9,9E-05
O2	44,224	0,562	-0,00011

Asumsi :

1. Reaktor Bekerja pada keadaan tunak
2. Reaksi berlangsung searah aksial pipa
3. Perpindahan kalor berlangsung dari dalam pipa kearah luar

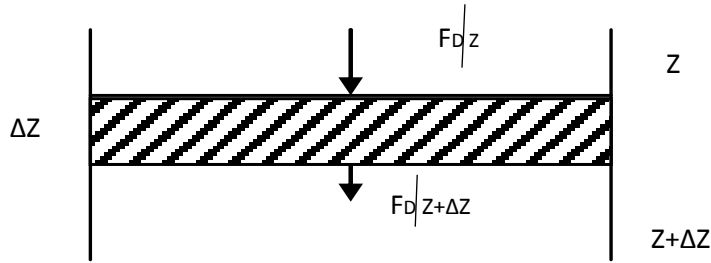
Langkah perhitungan

1. Pembentukan persamaan matematis
2. Persamaan pendukung
3. Penyelesaian persamaan matematis
4. Perhitungan pelengkap
5. Ringkasan perhitungan

1. Pembentukan persamaan matematis

A. Penyusunan Matematis Pada Elemen Volume

Neraca Massa Elemen Volume



Penyusunan model ditinjau satu tube

Elemen volume (ΔV)

$$= A \times \Delta z$$

$$= \frac{\pi}{4} \times Di^2 \times \Delta z$$

Input - Output + Regenerasi = Akumulasi

$$F_A|_z - [F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A)\Delta V] = 0$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A)\Delta V = 0$$

$$- [F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z] = (-r_A)\Delta V$$

maka :

$$\Delta V = \frac{\pi \cdot Di^2}{4} \cdot \Delta z$$

Kedua ruas dibagi Δz dan di limitkan

$$- [F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z] = (-r_A) \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot \Delta z}{4}$$

sehingga :

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{-\Delta F_A}{\Delta z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot Di^2}{4}$$

$$-\frac{dF_A}{dz} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot Di^2}{4}$$

Dengan :

$$F_A = F_{Ao} (1 - X_A)$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dz}$$

maka :

$$F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dz} = (-rA) \frac{\pi \cdot Di^2}{4}$$

$$\frac{dX_A}{dz} = (-rA) \frac{\pi \cdot Di^2}{4 \cdot F_{A0}}$$

Untuk sejumlah Nt tube, persamaan diatas menjadi :

$$\frac{dX_A}{dz} = (-rA) \frac{\pi \cdot Di^2}{4 \cdot F_{A0}} \times Nt$$

Dimana : $(-rA) = (-r1) + (-r2)$

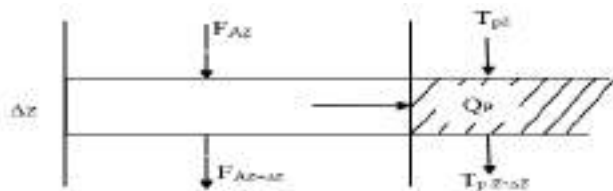
Keterangan :

- $(-r_A)$: Kecepatan reaksi NH3 (kmol/m³-cat.s)
- X_A : Konversi NH3
- Di : Diameter dalam tube (m)
- Nt : Jumlah tube
- z : Tebal tumpukan katalis (m)
- F_{A0} : Kecepatan molar NH3 (kmol/jam)
- P_{NH_3} : Tekanan parsial NH3 (kPa)
- P_{O_2} : Tekanan parsial O₂ (kPa)
- R : Konstanta gas ideal, 8,314 (Kj/Kmol.K)
- T : Suhu operasi (kelvin)

Neraca Panas didalam Tube

Neraca panas pada elemen volume, ditinjau satu tube.

Reaktor jenis fixed bed multitube mirip dengan alat penukar panas jenis shell and tube, dimana gas reaktan mengalir di dalam tube yang berisi tumpukan katalisator dan pendingin mengalir di bagian shell.



Input - Output + Regenerasi = Akumulasi

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + [Qr - Qp] = 0$$

Dimana Q_r pada elemen volume :

$$Q_R = (\sum r_A \cdot \Delta H_r) \cdot \Delta V$$

$$Q_R = (r_1 \cdot \Delta H_{r1} + r_2 \cdot \Delta H_{r2}) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot \Delta z$$

Dimana Q_p pada elemen volume :

$$Q_p = U_d \cdot A \cdot (T - T_p)$$

$$A = \pi \cdot D_o \cdot \Delta z$$

$$Q_p = U_d \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_p)$$

Neraca panas pada elemen volume :

$$(\sum F_i \cdot C_{pi}) \cdot (T|_z - T_{ref}) - (\sum F_i \cdot C_{pi}) \cdot (T|_{z+\Delta z} - T_{ref}) + Q_r - Q_p$$

$$T|_z - T|_{z+\Delta z} = \frac{Q_p - Q_r}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

$$T|_z - T|_{z+\Delta z} = \frac{U_d \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_p) - [(r_1 \cdot \Delta H_{r1} + r_2 \cdot \Delta H_{r2}) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot \Delta z]}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

Kedua ruas dibagi Δz dan di limitkan

$$\frac{dT}{dz} = \frac{U_d \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_p) - [(r_1 \cdot \Delta H_{r1} + r_2 \cdot \Delta H_{r2}) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2]}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{[(r_1 \cdot \Delta H_{r1} + r_2 \cdot \Delta H_{r2}) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2] - U_d \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

Untuk sejumlah N_t tube, persamaan diatas menjadi :

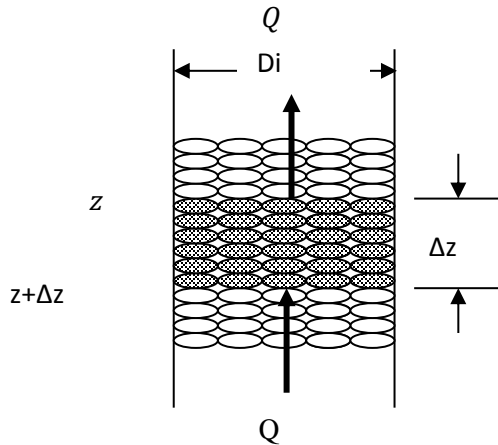
$$\frac{dT}{dz} = \frac{[(r_1 \cdot \Delta H_{r1} + r_2 \cdot \Delta H_{r2}) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot N_t] - U_d \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_p) \cdot N_t}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

Keterangan :

T	: Suhu operasi (K)
z	: Tebal tumpukan katalis (m)
r1, r2	: Kecepatan reaksi 1 dan 2 (kmol/m ³ -cat.s)
$\Delta H_{R1}, \Delta H_{R2}$: Panas reaksi (Kj/Kmol)
Di	: Diameter luar tube (m)
Nt	: Jumlah tube
Ud	: Koefisien perpindahan panas overall (Kj/s.m ² .K)
Tp	: Suhu pendingin (K)
F _i	: Kecepatan molar komponen i (kmol/jam)
C _{pi}	: Kapasitas panas komponen i (Kj/Kmol.K)

Neraca Panas Media Pendingin

Aliran pendingin di shell counter current dengan aliran gas masuk tube.



Input - Output = Akumulasi

$$F_p \cdot C_{pp} \cdot (T|_{z+\Delta z} - T_{ref}) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_p) - F_p \cdot C_{pp} \cdot (T|_z - T_{ref}) = 0$$

$$T|_{z+\Delta z} - T|_z = \frac{-U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_p)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

Kedua ruas dibagi Δz dan di limitkan

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{-U d \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_p)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U d \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T_p - T)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

Untuk sejumlah N_t tube, persamaan diatas menjadi :

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U d \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T_p - T) \cdot N_t}{F_p \cdot C_{pp}}$$

Keterangan:

- Do : Diameter luar tube (m)
- U : Koefisien perpindahan panas overall (Kj/jam.m².K)
- Fp : Kecepatan molar pendingin (Kg/jam)
- C_{pp} : Kapasitas panas pendingin (kj/Kmol.K)
- T : Suhu operasi (K)
- T_p : Suhu pendingin (K)
- N_t : Jumlah tube

d. Pressure Drop

Penurunan tekanan gas yang mengalir di dalam pipa yang berisi katalisator dapat dihitung dengan persamaan Tallmagade (Bird, R.b., "transport phenomena", ed 2, halaman 191)

$$\frac{dP}{dz} = \left[150 \left(\frac{1 - \varepsilon}{Rep} \right) + 4,2 \left(\frac{1 - \varepsilon}{Rep} \right)^{1/6} \right] \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \cdot \frac{Gt^2}{\rho \cdot Dp}$$

Keterangan :

- P : Tekanan di tube (N/m²)
- Rep : Bilangan reynold di tube
- Dp : Diameter katalis (m)
- ε : Porositas (m³/m³)
- Gt : Flux massa di tube (Kg/m².s)
- ρ gas : Densitas (Kg/m³)

e. Model matematis direaktor

1. Perubahan konversi C₂H₄ terhadap tinggi tumpukan katalis

$$\frac{dX_A}{dz} = (-r_A) \frac{\pi \cdot Di^2}{4 \cdot FA_0} \times Nt$$

2. Perubahan suhu didalam tube terhadap tinggi tumpukan katalis

$$\frac{dT}{dz} = \frac{[(r_1 \cdot \Delta Hr_1 + r_2 \cdot \Delta Hr_2) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Di^2 \cdot Nt] - Ud \cdot \pi \cdot Do \cdot (T - Tp) \cdot Nt}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

3. Perubahan suhu pendingin terhadap tinggi tumpukan katalis

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot Do \cdot (T_p - T) \cdot Nt}{F_p \cdot C_{pp}}$$

4. Perubahan tekanan didalam tube terhadap tinggi tumpukan katalis

$$\frac{dP}{dz} = \left[150 \left(\frac{1 - \varepsilon}{Rep} \right) + 4,2 \left(\frac{1 - \varepsilon}{Rep} \right)^{1/6} \right] \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \cdot \frac{Gt^2}{\rho \cdot Dp}$$

Selanjutnya persamaan diferensial simultan tersebut diselesaikan dengan program microsoft excel dengan metode euler.

2. Menyusun Persamaan Pendukung

a. Variabel perancangan

Pada perhitungan perancangan reaktor fixedbed multitubular ini besaran yang digunakan sebagai variabel perancangan adalah :

- Suhu reaktan masuk reaktor : 923,15 K = 650 °C
- Tekanan reaktor : 6 bar = 6,0795 atm
- Suhu media pendingin masuk reaktor : 573,15 K = 300 °C
- Bilangan reynold di tube : 10000
- Massa media pendingin masuk reaktor : 10000 kg/jam

b Ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Rase,H.F., "Chemical Reactor Design for Process Plants", (1977), John Wiley and Son, Inc., N.Y, vol.I, hal.535

Ukuran pipa yang digunakan berkisar antara 1 "in sampai 2 "

c. Jumlah pipa

Jumlah pipa yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan Reynold yang digunakan

$$Re p = \frac{Id Gp}{\mu}$$

Gp : Flux massa aliran dalam pipa [kg /m² s]

Id : Diameter dalam pipa [m]

Rep : Bilangan Reynold

Flux massa dihitung dengan persamaan:

$$Gp = \frac{fmasst}{npipa ap}$$

ap : Luas aliran dalam pipa [m]

fmasst : kecepatan massa total [kg/s]

npipa : Jumlah pipa

masuk dalam persamaan bilangan Reynold, diperoleh :

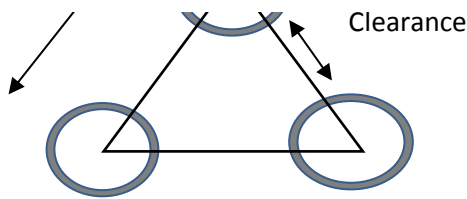
$$Re p = \frac{Id fmasst}{\mu npipa ap}$$

$$npipa = \frac{Id fmasst}{Re p ap \mu}$$

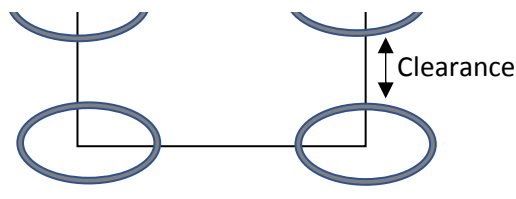
d. Susunan pipa

pipa dalam reaktor dapat disusun secara triangular atau secara bujur sangkar

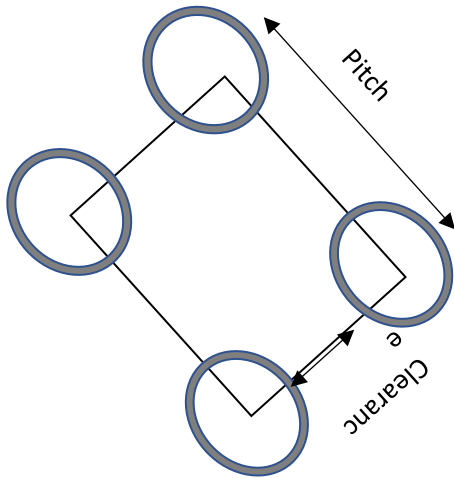




Susunan triangular



Susunan bujur sangkar



Susunan bujur sangkar yang dirotasi

Diameter ekuivalen

Untuk susunan bujur sangkar, diameter ekuivalen dihitung dengan persamaan:

$$De = \frac{4 \times (Pitch^2 - \pi Od^2 / 4)}{\pi \times Od}$$

Kern, D.Q., halaman 138

De : Diameter ekuivalen [m]

Pitch : Jarak antara 2 pusat lingkaran pipa [m]

Od : Diameter luar pipa [m]

Untuk susunan triangular

$$De = \frac{4 \times (1/2 Pitch \times 0.86 \times Pitch - 1/2 \pi Od^2 / 4)}{1/2 \pi Od}$$

Kern, D.Q., "Process Heat transfer", halaman 139

e. Diameter selongsong

Untuk susunan bujur sangkar dihitung dengan persamaan:

$$N_{pipa} = \frac{[(Ids - K_1)^2 \pi / 4 + K_2] \pi / 4 + K_2 - Pitch (Ids - K_1) (K_3 n_{pass} + K_4)}{Pitch^2}$$

Untuk susunan trangular:

$$N_{\text{pipa}} = \frac{[(I_{\text{ds}} - K_1)^2 \pi / 4 + K_2] - \text{Pitch}(I_{\text{ds}} - K_2)[K_3 n_{\text{pass}} + K_4]}{1.233 \text{Pitch}^2}$$

Nilai konstanta K_1 , K_2 , K_3 , dan K_4

Untuk susunan bujur sangkar

$K_1 =$	-1,04
$K_2 =$	-0,10
$K_3 =$	0,43
$K_4 =$	-0,25

Untuk Susunan trangular

$K_1 =$	-1,08
$K_2 =$	-0,90
$K_3 =$	0,69
$K_4 =$	-0,80

Persamaan dan data tersebut diperoleh dari Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants ed III, vol 3, halaman 36

f. Koefisien perpindahan kalor gabungan

Dihitung berdasarkan persamaan korelasi:

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

R_d : Resistansi thermal terhadap pengotor [$\text{m}^2\text{sK/kJ}$]

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [$\text{kJ/m}^2\text{sK}$]

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [$\text{kJ/m}^2\text{sK}$]

Persamaan R_d disusun kembali menjadi:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{R_d U_c + 1}{U_c} \quad U_d = \frac{U_c}{R_d U_c + 1}$$

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong dihitung dengan persamaan:

$$h_i = 0.021 \frac{k_{\text{thav}}}{I_d} \text{Re } t^{0.8} \text{Pr } t^{1/3}$$

Dengan hubungan:

- Id : Diameter pipa [m]
- hi : koefisien perpindahan kalor dalam pipa [kJ/m²sK]
- kthav : konduktivitas thermal gas [kJ / m s K]
- Prt : Bilangan Prandtl
- Ret : Bilangan Reynold

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong
 dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0.36 \frac{k_{th}}{D_e} Re^{0.55} Pr^{1/3}$$

- De : Diameter ekivalen [m]
- ho : Koefisien perpindahan kalor pada selongsong [kJ/m²sK]
- kth : Konduktivitas thermal [kJ /m² s K]
- Re : Bilangan Reynold
- Pr : Bilangan prandtl

Fraksi mol masing masing komponen
 Dihitung dengan persamaan:

$$y_i = \frac{\text{kecepatan mol masing masing komponen}}{\text{kecepatan mol total}}$$

Viskositas gas campuran
 dihitung dengan persamaan :

$$\mu_{av} = \frac{\sum y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt{Mw_i}}$$

Dengan hubungan:

- Mw_i : Massa molekul masing masing komponen
- y_i : Fraksi mol masing masing komponen
- μ_i : viskositas masing masing komponen [kg/m s]

Konduktivitas thermal campuran

Dihitung dengan persamaan :

$$k_{thav} = \frac{\sum y_i k_{th_i} \sqrt[3]{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt[3]{Mw_i}}$$

k_{th_i} : Konduktivitas thermal masing masing komponen [kJ/m s K]

k_{thav} : Konduktivitas thermal campuran [kJ/m s K]

4 . Penyelesaian persamaan matematik

Persamaan matematis diselesaikan dengan cara Rungge Kutta

$$z_{n+1} = z_n + \Delta z$$

$$x_{a_{n+1}} = x_{a_n} + (k_1 + 2 k_2 + 2 k_3 + k_4) / 6$$

$$T_{g_{n+1}} = T_{g_n} + (l_1 + 2l_2 + 2 l_3 + l_4) / 6$$

$$T_{p_{n+1}} = T_{p_n} + (m_1 + 2m_2 + 2 m_3 + m_4) / 6$$

$$P_{t_{n+1}} = P_{t_n} + (n_1 + 2 n_2 + 2 n_3 + n_4) / 6$$

k_1, l_1, m_1, n_1 : Konstanta Rungge Kutta ke 1

Konstanta Rungge Kutta ke 1

$$k_1 = \frac{\Delta x_a}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

$$l_1 = \frac{\Delta T_g}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

$$m_1 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

$$n_1 = \frac{\Delta P_t}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

Konstanta Rungge Kutta ke 2

$$k_2 = \frac{\Delta x_a}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n} + k_1 / 2, T_{g_n} + l_1 / 2, T_{p_n} + m_1 / 2, P_{t_n} + n_1 / 2$

$$m_2 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_1/2, T_{g_n} + l_1/2, T_{p_n} + m_1/2, P_{t_n} + n_1/2$$

$$l_2 = \frac{\Delta T_g}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_1/2, T_{g_n} + l_1/2, T_{p_n} + m_1/2, P_{t_n} + n_1/2$$

$$n_2 = \frac{\Delta P_t}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_1/2, T_{g_n} + l_1/2, T_{p_n} + m_1/2, P_{t_n} + n_1/2$$

Konstanta Rungge Kutta ke3

$$k_3 = \frac{\Delta x_a}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_2/2, T_{g_n} + l_2/2, T_{p_n} + m_2/2, P_{t_n} + n_2/2$$

$$l_3 = \frac{\Delta T_g}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_2/2, T_{g_n} + l_2/2, T_{p_n} + m_2/2, P_{t_n} + n_2/2$$

$$m_3 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_2/2, T_{g_n} + l_2/2, T_{p_n} + m_2/2, P_{t_n} + n_2/2$$

$$n_3 = \frac{\Delta P_t}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_2/2, T_{g_n} + l_2/2, T_{p_n} + m_2/2, P_{t_n} + n_2/2$$

Konstanta Rungge Kutta ke 4

$$k_4 = \frac{\Delta x_a}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_3, T_{g_n} + l_3, T_{p_n} + m_3, P_{t_n} + n_3$$

$$l_4 = \frac{\Delta T_g}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_3, T_{g_n} + l_3, T_{p_n} + m_3, P_{t_n} + n_3$$

$$m_4 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_3, T_{g_n} + l_3, T_{p_n} + m_3, P_{t_n} + n_3$$

$$n_4 = \frac{\Delta P_t}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{a_n} + k_3, T_{g_n} + l_3, T_{p_n} + m_3, P_{t_n} + n_3$$

Data katalis

Sebagai katalis dipakai Pt-Rd

Bentuk fisik : Bola
Diameter : 0,003 m
Porositas : 0,6
Rapat massa : 1222 kg/m³

Faktor pengotoran : 0,529 m² s K / kJ

Hasil Penyelesaian Persamaan Matematis

Hasil penyelesaian persamaan persamaan diatas diperoleh hasil berikut ini

Hubungan antara Tinggi, Konversi, Suhu, dan Tekanan

h	x1	x2	Tg (°C)	Tp (°C)	Pt (atm)	ΔHr1	ΔHr2
0	0	0	650,0000	300,0000	6,0000		0
0,2	0,12	0,00	653,9035	300,7739	5,9997	-45123,2099	-42988,3349
0,4	0,21	0,00	657,6836	301,5540	5,9993	-45561,3694	-43324,8998
0,6	0,29	0,01	664,3436	302,3400	5,9990	-45989,1646	-43652,3060
0,8	0,35	0,01	668,8847	303,1316	5,9987	-46406,4579	-43970,5563
1	0,40	0,02	672,3068	303,9286	5,9983	-46812,9385	-44279,5176
1,2	0,44	0,03	676,6083	304,7305	5,9980	-47208,1500	-44578,9449
1,4	0,47	0,05	679,7870	305,5372	5,9976	-47591,5221	-44868,5062
1,6	0,50	0,06	683,8400	306,3484	5,9973	-47962,4064	-45147,8101
1,8	0,52	0,07	686,7640	307,1638	5,9969	-48320,1123	-45416,4344
2	0,54	0,08	690,5557	307,9830	5,9966	-48663,9447	-45673,9524
2,2	0,55	0,10	693,2122	308,8057	5,9962	-48993,2375	-45919,9590
2,4	0,58	0,12	696,7309	309,6317	5,9959	-49307,3850	-46154,0929
2,6	0,59	0,18	699,1101	310,4606	5,9955	-49605,8680	-46376,0547
2,8	0,61	0,24	703,3488	311,2921	5,9952	-49888,2741	-46585,6215
3	0,64	0,27	707,4467	312,1258	5,9948	-50154,3116	-46782,6557
3,2	0,67	0,34	710,4046	312,9614	5,9945	-50403,8174	-46967,1104
3,4	0,69	0,38	712,2242	313,7987	5,9941	-50636,7582	-47139,0292
3,6	0,73	0,46	714,9079	314,6373	5,9938	-50853,2277	-47298,5437
3,8	0,74	0,49	715,4590	315,4769	5,9934	-51053,4381	-47445,8665
4	0,77	0,54	716,8815	316,3172	5,9931	-51237,7088	-47581,2836
4,2	0,80	0,59	718,1797	317,1579	5,9927	-51406,4533	-47705,1433
4,4	0,83	0,63	719,3587	317,9988	5,9923	-51560,1639	-47817,8466
4,6	0,86	0,66	720,4237	318,8396	5,9920	-51699,3970	-47919,8354
4,8	0,88	0,70	721,3802	319,6800	5,9916	-51824,7575	-48011,5823
5	0,90	0,75	723,2339	320,5199	5,9913	-51936,8852	-48093,5807
5,2	0,92	0,79	723,9903	321,3590	5,9909	-52036,4418	-48166,3356
5,4	0,94	0,82	725,6551	322,1971	5,9906	-52124,0997	-48230,3560

5,6	0,95	0,84	726,2339	323,0340	5,9902	-52200,5317	-48286,1480
5,8	0,97	0,87	726,7321	323,8696	5,9899	-52266,4035	-48334,2095
6	0,99	0,90	727,1548	324,7036	5,9895	-52322,3665	-48375,0253
6,2	0,99	0,93	727,5072	325,5359	5,9892	-52369,0531	-48409,0642
6,4	0,99	0,93	727,7939	326,3664	5,9888	-52407,0719	-48436,7761
6,6	0,99	0,95	728,0195	327,1950	5,9885	-52437,0059	-48458,5901
6,8	0,99	0,96	728,4882	328,0215	5,9881	-52459,4096	-48474,9138
7	0,99	0,98	729,3042	328,8458	5,9877	-52474,8087	-48486,1325
7,2	0,99	0,99	729,9711	329,6678	5,9874	-52483,6991	-48492,6089

Neraca massa

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	748,977	20971,355	0,73	0,72
O2	32	17,1127	547,606	0,02	0,02
NH3	17	1,053413	17,908	0,00	0,00
NO	30	1,042879	31,286	0,00	0,00
NO2	46	103,2451	4749,272	0,10	0,16
H2O	18	156,4717	2816,491	0,15	0,10
Total		1027,903	29133,919	1,00	1,00

Ukuran pipa

Diameter luar pipa	=	6,625	in =	0,1683	m
Diameter dalam pipa	=	6,065	in =	0,1541	m
Jumlah pipa	=	97	batang		
Susunan	=	0,2103	mm bujur sangkar		
Diameter Selongsong	=	0,991	m		
Baffle jenis segmental					
Jarak antar baffle	=	0,1981	m		
tebal tunpukan katalis	=	7,2	m		
Suhu gas masuk	=	650,00	°C		
Suhu gas keluar	=	729,9711	°C		
Suhu pendingin masuk	=	300	°C		
Suhu pendingin keluar	=	329,6678	°C		
massa pendingin	=	10000	kg/jam		
Tekanan masuk	=	6,00	atm		
Tekanan keluar	=	5,9874	atm		
Pressure drop	=	0,0126	atm		

Kapasitas per pipa = kecepatan masa total / jumlah pipa = 300,3497 kg/jam

Data Katalis

Pt-Rh katalis

Bahan = Padat

Bentuk	=	Bola
Umur	=	4 - 5 Tahun
Diameter	=	0,003 in
Porositas	=	0,806
Densitas	=	1222 kg/m ³

4. Perhitungan pelengkap

Perhitungan pelengkap terdiri dari:

a. Tebal dinding selongsong dan penutup reaktor

a.1 Tebal dinding selongsong

dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, (2008), Mc.Graw Hill halaman 986

$$ts = \frac{P_{gauge} I_{ds}}{4 f_{\epsilon} + 0.8 P_{gauge}} + C'$$

Dengan hubungan:

C' : Faktor korosi [m]

f_{all} : Allowable stress [Pa]

P_{gauge} : Tekanan perancangan menurut alatukur [Pa]

I_{ds} : Diameter dalam selongsong [m]

ts : tebal dinding selongsong [m]

I_{ds} : Diameter selongsong [m]

I_{ds} = 0,991 m

Tekanan operasi

P_{operasi} = 6 atm

Tekanan perancangan:

Dirancang : Slongsong mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook", Butherfold, London (1999), halaman 17)

$$P_{design} = 150\% \times 6 \text{ atm} \times \frac{101325 \text{ Pa}}{\text{atm}}$$

P_{design} = 911925 Pa

P_{gauge} = 911925 Pa - 101325 Pa = 810600 Pa

Bahan konstruksi: dipilih baja karbon A

Allowable stress, f_{all} = 1500 psi

(Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles , Practice and Economics of Plant and Process Design", halaman 982)

$$f_{all} = 1500 \text{ Psi} \times \frac{\text{atm}}{14,7 \text{ Psi}} \times \frac{101325 \text{ Pa}}{\text{atm}}$$

f_{all} = 10339285,71 Pa

m

$$C' = \frac{0,125 \text{ in} \times 0,02540}{\text{in}} = 0,0032 \text{ m}$$

Effisiensi sambungan

$$\epsilon = 95,0\%$$

Tabel 13.2 Brownell and Young

$$t_s = \frac{810600 \text{ Pa} \times 0,991 \text{ m}}{4 \times 10339286 \text{ Pa} \times 95\% - 0,8 \times 810600 \text{ Pa}} + 0,0032 \text{ m}$$

$$t_s = 0,0240 \text{ m}$$

b Tutup reaktor (head)

Dipilih jenis elipsoidal

Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada, Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2008), Butterworth, halaman 987)

tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{P_{gauge} I_{ds}}{4 f_{all} - 0.4 P_{gauge}} + C'$$

Sinnott, halaman 990

Dengan hubungan:

C' : faktor korosi [m]

f_{all} : tegangan yang diijinkan Pa

I_{ds} : Diameter dalam selongsong [m]

P_{gauge} : Tekanan alat ukur [Pa]

th : Tebal penutup [m]

Tekanan operasi : 6 atm

tekanan perancangan : 120% x 6 atm = 7,2 atm

Tekanan alat ukur = 7,2 atm - 1,0133 atm = 6,1868 atm

= 6,1868 atm x [101325Pa /atm]

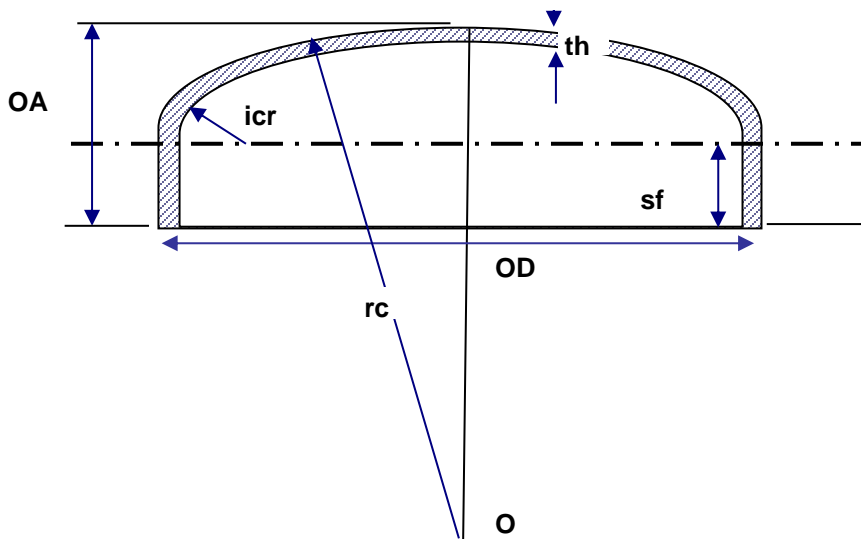
= 626872,4438 Pa

$$th = \frac{626872,44 \text{ Pa} \times 0,99 \text{ m}}{4 \times 10339286 \text{ Pa} - 0.4 \times 626872,44 \text{ Pa}} + 0,0032 \text{ m}$$

$$th = 0,018281648 \text{ m}$$

c Tinggi penutup

↓



keterangan :

- icr : jari jari sudut internal (m)
- rc : Jari jari kelengkungan (m)
- sf : Flange lurus (m)
- th : tebal penutup (m)
- OA : Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = th + b + sf$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

Nilai sf diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young , Process Equipment Design, (1959), John Willey and son, New York
 nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 4½ in

$$\begin{aligned} \text{dipilih sf} &= 4,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] \\ &= 0,1143 \text{ m} \end{aligned}$$

$$r = ids = 0,9906 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} icr &= 4,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] \\ icr &= 0,1143 \text{ m} \end{aligned}$$

$$BC = r - icr = 0,9906 \text{ m} - 0,1143 \text{ m} = 0,876 \text{ m}$$

$$AB = \frac{I_{ds}/2 - i_{cr}}{2} = \frac{0,9906 \text{ m}}{2} - 0,1143 \text{ m} = 0,3810 \text{ m}$$

$$OA = 0,9906 \text{ m} - [(0,8763 \text{ m})^2 - (0,3810 \text{ m})^2]^{0.5}$$

$$OA = 0,2015 \text{ m}$$

Tinggi Total

$$H_{total} = \text{Tinggi katalis} + 2 \times \text{Ballast} + 2 \times \text{Tinggi Head}$$

Tinggi ballast: 2,5 in (Rase, H.F., Chemical Reactor Design, John Willey 1977)

$$: 2,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0635 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tota} : 7,2 \text{ m} + 2 \times 0,0635 \text{ m} + 2 \times 0,2015 \text{ m} = 7,73 \text{ m}$$

Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar diberi isolator

suhu udara, $T_u = 303,15 \text{ K}$

Dirancang : Suhu dinding luar isolator, $313,15 \text{ K}$

Bahan Isolator : Dipilih Glass fiber

pilihan bahan isolator didasarkan :

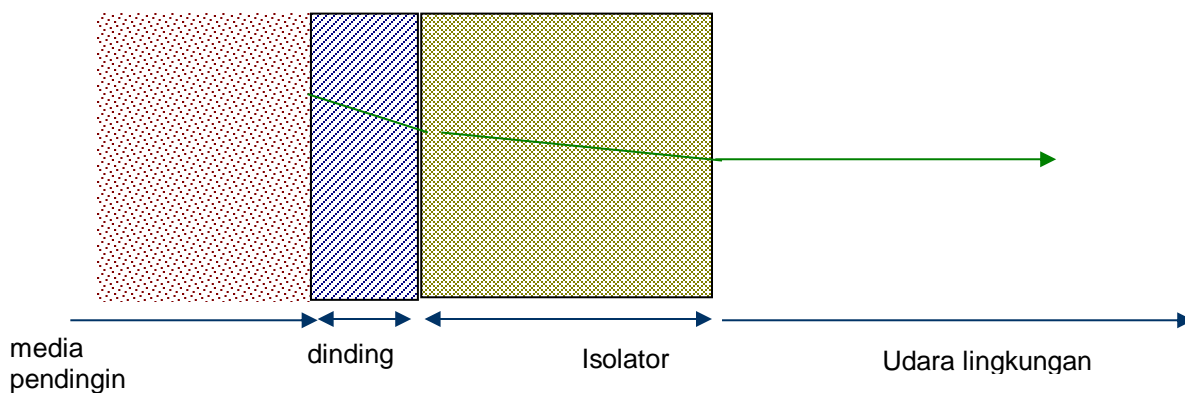
- 1 . Suhu operasi
- 2 . Konduktivitas thermal yang kecil

$$k_{th} = 0,043 \text{ W/mK}$$

Cengel, J., Heat Transfer, (2001), Mc Graw Hill, New York halaman 20

$$\text{konduktivitas thermal baja, } k_{th_s} = 80,2 \text{ W/mK}$$

sketsa perpindahan kalor dari dinding dalam selongsong ke udara lingkungan



x_s : Tebal dinding selongsong [m]

x_i : Tebal dinding isolator [m]

T_p : suhu media pendingin [K]

Ts' : Suhu permukaan dalam selongsong [K]

Ts'' : Suhu permukaan luar selongsong [K]

ti : Suhu dinding luar isolator [K]

tu : Suhu udara lingkungan [K]

Assumsi :

Suhu permukaan dinding dalam selongsong = suhu media pendingin

Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak

Perpindahan kalor yang terjadi:

1. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong
2. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
3. Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

1. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong mengikuti persamaan:

$$q = kths \frac{Tp - ts''}{xs} \quad \text{kths: konduktivitas thermal baja [kJ/ms K]}$$

2. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator mengikuti persamaan:

$$q = kthi \frac{ts'' - ti}{xi} \quad \text{kthi: konduktivitas thermal isolator [kJ/ms K]}$$

3. Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

- a. Perpindahan kalor secara konveksi :

$$qc = hc (ti - tu)$$

hc : koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan [kJ/m²sK]

Dihitung dengan persamaan:

Koefisien perpindahan kalor

hc : koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan [kJ/m²sK]

Dihitung dengan persamaan:

$$hc = 0.3 \times [ti - tu]^{0.25} \quad \text{Btu /jam ft}^2 \text{ F [Kern D.Q]}$$

$t_i = \text{Suhu isolator dalam F} = 104 \text{ F}$
 $T_u = \text{Suhu udara lingkungan F} = 95 \text{ F}$

$h_c = 0,3 (104 - 95)^{0.25} \text{ Btu /jam ft}^2 \text{ F [Kern D.Q]}$
 $= 0,5196 \text{ Btu /jam ft}^2 \text{ F [Kern D.Q]}$

$h_c = \frac{0,5196 \times 5.671 \times 10^{-3} \text{ kJ/m}^2\text{sK}}{\text{Btu / jam ft}^2\text{F}}$

$h_c = 0,0029 \text{ kJ /m}^2\text{sK}$

$Q_c = 0,0029 \text{ kJ /m}^2\text{sK} \times [313,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}]$
 $Q_c = 0,0295 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$

$Q_c = \frac{T_p - T_i}{k_{ths}/x_s + k_{thi}/x_i}$

$x_s : \text{tebal dinding selongsong} = 0,0240 \text{ m}$
 $k_{ths} : \text{konduktivitas thermal baja} = 0,0802 \text{ kJ /m sK}$
 $k_{thi} : \text{Konduktivitas thermal isolator} = 0,000043 \text{ kJ /m sK}$

$0,0295 \text{ kJ/m}^2\text{sK} = \frac{300 \text{ K} - 313,15 \text{ K}}{\frac{0,0802 \text{ kJ /m sK}}{0,02396 \text{ m}} + \frac{x_i \text{ m}}{0,000043 \text{ kJ / m sK}}}$

nilai x_i dihitung dengan cara iterasi sampai ruas kiri = ruas kanan
 $x_i = 0,1895 \text{ m}$

RINGKASAN REAKTOR (R-01)

Alat : Reaktor
Kode : R-01
Tugas : Mereaksikan NH₃ dengan O₂ menjadi NO, H₂O, NO₂

Jenis : Fixed Bed Multitube

1. Spesifikasi alat

Diameter luar (Odt) = 6,6250 in
Diameter dalam(Idt) = 6,0650 in
Jumlah tube = 97 buah
Diameter dalam shell (= 39,00 in = 0,9906 m
Susunan tube = triangular pitch
Katalis = Platinum-Rhodium
Tinggi Tumpukan Katalis = 23,623 ft = 7,2 m
Tinggi Total = 25,362 ft = 7,73 m
Bahan Konstruksi = Baja Karbon

2. Komponen

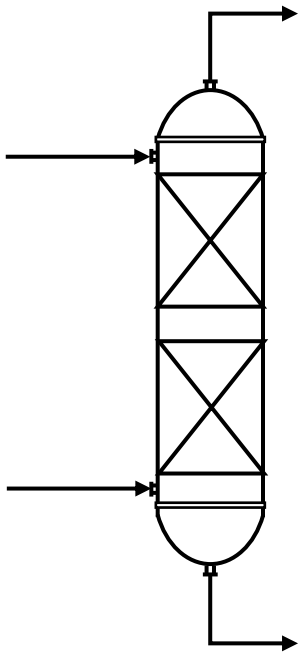
Suhu masuk = 923,1500 K = 650,00 °C
Suhu keluar = 1003,1211 K = 729,9711 °C
Massa fluida panas = 29133,9191 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0126 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,9874 atm

3. Pendingin

Jenis Pendingin = Dowtherm A
Suhu masuk = 573,1500 K = 300,00 °C
Suhu keluar = 602,8178 K = 329,6678 °C
Massa fluida dingin = 10000 Kg/jam

ABSORBER

Tugas : Menjerap NO₂ dengan media penjerap H₂O
Jenis Alat : Menara Bahan Isian



Reaksi :
 $6\text{NO}_2(\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{l}) \rightarrow 4\text{HNO}_3(\text{aq}) + 2\text{NO}(\text{g})$

Data:

Umpan Masuk Komponen

T = 433,15 K = 160 °C

P = 6,0795 bar = 6 atm

Komposisi

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N ₂	28	748,977	20971,355	0,73	0,72
O ₂	32	17,1127	547,606	0,02	0,02
NH ₃	17	1,053413	17,908	0,00	0,00
NO	30	1,042879	31,286	0,00	0,00
NO ₂	46	103,2451	4749,272	0,10	0,16
H ₂ O	18	156,4717	2816,491	0,15	0,10
Total		1027,903	29133,92	1	1,00

Umpan Masuk Air Penjerap

T = 303,15 K = 30 °C
P = 6,0795 bar = 6 atm

Komposisi

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
H2O	18	162,4918	2924,853	1,00	1,00
Total		162,4918	2924,853	1,00	1,00

Sifat Fisis Komponen

Komponen	Titik Didih (K)	Titik Kritis (K)
N2	77,35	126,1
O2	90,17	154,58
NH3	121,38	180,15
NO	239,72	405,65
NO2	294	431,35
H2O	373,15	647,14
NH3	356,15	520

Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	23,8572	-0,04767	-8,6689	0,020128	-2,4E-11
O ₂	20,6695	-0,0527	-6,7062	0,012926	-9,9E-13
H ₂ O	29,8605	-0,00315	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06
NH ₃	37,1575	-0,00203	-0,11601	0,007463	-9,6E-12
NO	61,2046	-0,00154	-0,23621	0,029377	-1,3E-09
NO ₂	32,1203	-0,00226	-9,7702	0,008656	-5,1E-11
HNO ₃	71,7653	-0,00438	-0,22769	-4,6E-07	1,19E-05

Panas Laten

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\Delta H_{vap} = A (1 - T/T_c)^n$$

ΔH_{vap} = enthalpy of vaporization, kJoule/mol

A, T_c, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	Tc (Kelvin)	n
----------	---	-------------	---

N ₂	9,43	126,1	0,533
O ₂	8,04	154,58	0,201
H ₂ O	52,053	647,13	0,321
NH ₃	31,523	405,65	0,364
NO	22,74	180,15	0,456
NO ₂	38,116	431,35	0,38
HNO ₃	70,6	520	0,693

Kapasitas Panas Fasa Gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
O ₂	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
H ₂ O	33,933	-0,00842	2,99E-05	-1,8E-08	3,69E-12
NH ₃	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12
NO ₂	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
HNO ₃	19,755	0,13415	-6,1E-05	-1,2E-08	1,11E-11

Kapasitas panas fase cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

C_p = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
N ₂	76,452	-0,35226	-0,00267	5,01E-05
O ₂	46,432	0,39506	-0,00705	3,99E-05
H ₂ O	92,053	-0,03995	-0,00021	5,35E-07
NH ₃	-182,157	3,3618	-0,0144	2,04E-05
NO	9860,145	-0,02131	1,5107	-0,00346
NO ₂	-916,569	9,055	-0,026	2,53E-05
HNO ₃	214,478	-0,76726	0,001497	-3E-07

Asumsi :

1. Absorber beroperasi dalam keadaan tunak
2. Tidak terjadi gradien konsentrasi dan suhu ke arah radial dan *circumferensial*
3. Tidak terjadi kebocoran kalor lewat dinding absorber ke udara sekitar

Langkah perhitungan :

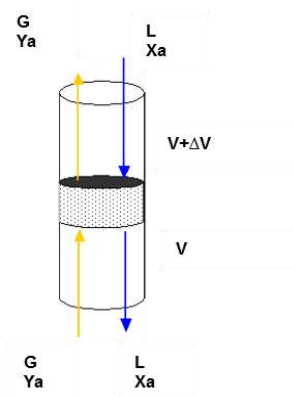
- 1 . Permodelan matematis
- 2 . Persamaan pendukung
- 3 . Penyelesaian matematis
- 4 . Perhitungan pelengkap
- 5 . Ringkasan perhitungan

1. PERMODELAN MATEMATIS

Dibentuk dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas dalam elemen volume ΔV , dari ΔV sampai $V + \Delta V$

1.1 Fase gas

Neraca massa untuk NO2 fase gas dalam elemen volume ΔV



Keterangan :

- L = Kecepatan mol cair, (kmol/s)
- G = Kecepatan mol gas inert, (kg/s)
- Ya = Rasio mol NO2 per mol inert
- Xa = Rasio mol NO2 pada fase cair
- Yas = Rasio mol NO2 dan inert pada saat jenuh
- K_{Ya} = Koefisien transfer massa, (kmol/m³.s)

Akumulasi = 0 (Steady State)

$$G.Ya|_V - G.Ya|_{V+\Delta V} - Kya . \Delta V . (Ya - Yas) = 0$$

$$G.Ya|_V - G.Ya|_{V+\Delta V} = Kya . \Delta V . (Ya - Yas)$$

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{G.Ya|_V - G.Ya|_{V+\Delta V}}{\Delta V} = Kya . (Ya - Yas)$$

$$\frac{-dGYa}{dV} = Kya . (Ya - Yas)$$

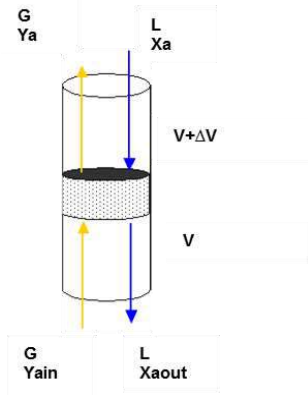
$$\frac{-G.dY_a}{d\frac{\pi D^2}{4}z} = K_{ya} \cdot (Y_a - Y_{as})$$

$$\frac{-dY_a}{dz} = K_{ya} \cdot \left(\pi \frac{D^2}{4}\right) \frac{(Y_a - Y_{as})}{G}$$

1.2 Fase Cair

Neraca massa NO₂ fase cair

Sketsa :



Keterangan :

- L = Kecepatan mol cair, (kmol/s)
- G = Kecepatan mol gas inert, (kg/s)
- Ya = Rasio mol NO₂ per mol inert
- Xa = Rasio mol NO₂ pada fase cair
- Xaout = Rasio mol NO₂ pada fase cair yang keluar
- Yain = Rasio mol NO₂ per mol inert yang masuk
- Yas = Rasio mol NO₂ dan inert pada saat jenuh
- K_{Ya} = Koefisien transfer massa, (kmol/m³.s)

Akumulasi = 0 (steady state)

$$L \cdot X_a |_{V+\Delta V} - L \cdot X_{aout} |_V + K_{ya} \cdot \Delta V \cdot (Y_a - Y_{as}) - r_a \cdot \Delta V = 0$$

$$L \cdot X_a |_{V+\Delta V} - L \cdot X_{aout} |_V = r_a \cdot \Delta V - K_{ya} \cdot \Delta V \cdot (Y_a - Y_{as})$$

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{L \cdot X_a |_{V+\Delta V} - L \cdot X_{aout} |_V}{\Delta V} = r_a - K_{ya} \cdot (Y_a - Y_{as})$$

$$\frac{dLX_a}{dV} = r_a - K_{ya} \cdot (Y_a - Y_{as})$$

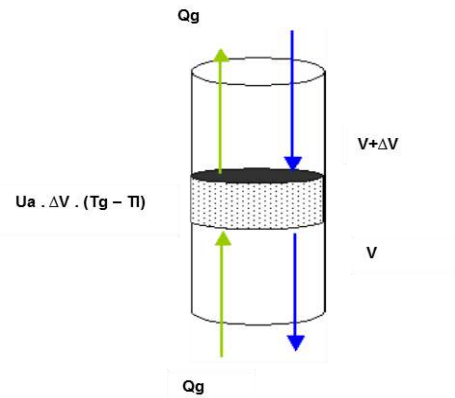
$$\frac{dLX_a}{d\frac{\pi D^2}{4}z} = r_a - K_{ya} \cdot (Y_a - Y_{as})$$

$$\frac{L}{\pi \frac{D^2}{4}} \frac{dLX_a}{dz} = [r_a - K_{ya} \cdot (Y_a - Y_{as})]$$

$$\frac{dX_a}{dz} = [r_a - K_{ya} \cdot (Y_a - Y_{as})] \cdot \frac{\pi \frac{D^2}{4}}{L}$$

1.3 Neraca Panas Fase Gas dalam Elemen Volume ΔV

Sketsa :



Keterangan :

- Qg = Kecepatan panas yang dibawa oleh gas, (kJoule/s)
- Ua = Koefisien transfer panas volumetrik, (kJoule/m³.s.K)
- Tg = Suhu gas, (K)
- Tl = Suhu fase cair, (K)
- ΔV = Elemen volume, (m³)
- Kya = Koefisien transfer massa volumetrik, (kmol/m³.s)
- Y = Rasio mol uap per mol inert, (kmol/kmol)
- Ys = Rasio mol uap per mol inert pada kondisi jenuh, (kmol/kmol)

Akumulasi = 0 (Steady State)

$$Qg|_V - Qg|_{V+\Delta V} - Ua \cdot \Delta V(Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda \cdot \Delta V(Ya - Yas) = 0$$

$$Qg|_V - Qg|_{V+\Delta V} = Ua \cdot \Delta V(Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda \cdot \Delta V(Ya - Yas)$$

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{Qg|_V - Qg|_{V+\Delta V}}{\Delta V} = Ua \cdot \Delta V(Tg - Tl) + Kya \cdot \lambda \cdot \Delta V(Ya - Yas)$$

$$\frac{dQg}{dV} = Ua(Tg - Tl) + Kya \cdot \lambda(Ya - Yas)$$

$$\frac{dQg}{d \frac{\pi D^2}{4} z} = Ua(Tg - Tl) + Kya \cdot \lambda(Ya - Yas)$$

$$\frac{1}{\frac{\pi D^2}{4}} \frac{dQg}{dz} = Ua(Tg - Tl) + Kya \cdot \lambda(Ya - Yas)$$

$$Qg = \sum mi \cdot Cpg(Tg - Tref)$$

$$dQg = d \sum mi \cdot Cpg(Tg - Tref)$$

$$\sum mi \cdot Cpg \frac{dTg}{dV} = Ua(Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda(Ya - Yas) \frac{\pi D^2}{4}$$

$$dTg = [Ua(Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda(Ya - Yas)] \frac{\pi D^2}{4}$$

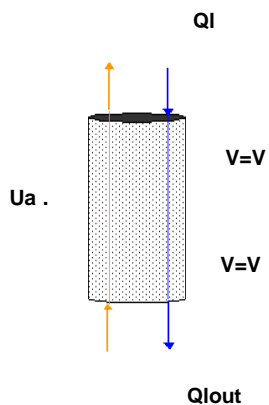
$$\frac{u_i y}{dz} = \left[\frac{U a (T_g - T_l) - K y a \cdot \lambda (Y_a - Y_{as})}{m_i \cdot C_{pg}} \right] \frac{\pi D}{4}$$

Keterangan :

- G = Kecepatan mol gas inert, (kmol/s)
- C_{pg} = Kapasitas panas masing – masing komponen fase gas,
- T_g = Suhu gas, (K)
- T_{reff} = Suhu refferensi, (K)
- Y_i = Rasio mol masing – masing uap per gas inert, (kmol/kmol)
- λ_i = Panas latent masing – masing uap, (kJ/kmol)

1.4 Neraca Panas Fase Cair dalam Elemen Volume ΔV

Sketsa :



Keterangan :

- Q_g = Kecepatan panas yang dibawa oleh gas, (kJoule/s)
- Q_l = Kecepatan panas yang dibawa oleh cairan, (kJoule/s)
- T_g = Suhu gas, (K)
- T_l = Suhu fase cair, (K)
- ΔV = Elemen volume, (M³)
- Y = Rasio mol uap per mol inert, (kmol/kmol)
- Y_s = Rasio mol uap per mol inert pada kondisi jenuh, (kmol/kmol)

$$Ql|_{V+\Delta V} - Ql|_V + Ua \cdot \Delta V (Tg - Tl) + Kya \cdot \lambda \cdot \Delta V (Ya - Yas) + (-ra)(\Delta Hr)\Delta V = 0$$

$$Ql|_{V+\Delta V} - Ql|_V = -Ua \cdot \Delta V (Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda \cdot \Delta V (Ya - Yas) - (-ra)(\Delta Hr)\Delta V$$

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{Ql|_{V+\Delta V} - Ql|_V}{\Delta V} = -Ua \cdot \Delta V (Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda \cdot \Delta V (Ya - Yas) - (-ra)(\Delta Hr)\Delta V$$

$$\frac{dQl}{dV} = -Ua(Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda (Ya - Yas) - (-ra)(\Delta Hr)$$

$$\frac{dQl}{d \frac{\pi D^2}{4} z} = -Ua(Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda (Ya - Yas) - (-ra)(\Delta Hr)$$

$$\frac{1}{\pi D^2} \frac{dQl}{dz} = -Ua(Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda(Ya - Yas) - (-ra)(\Delta Hr)$$

$$Ql = \sum ml \cdot Cpl(Tl - Tref)$$

$$dQl = d \sum ml \cdot Cpl(Tl - Tref)$$

$$\sum ml \cdot Cpl \frac{dTl}{dv} = -Ua(Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda(Ya - Yas) - (-ra)(\Delta Hr)$$

$$\frac{dTl}{dz} = \left[\frac{-Ua(Tg - Tl) - Kya \cdot \lambda(Ya - Yas) - (-ra)(\Delta Hr)}{ml \cdot Cpl} \right] \frac{\pi D^2}{4}$$

2. PERSAMAAN PENDUKUNG

2.1 Perhitungan Yas

Rasio mol uap terhadap inert pada kondisi jenuh dihitung dengan persamaan Henry's Law constant for NO2

$$k_H(T) = k_H^o \left(\exp(-2500) \times \left(\left(\frac{1}{T} \right) - \left(\frac{1}{298,15K} \right) \right) \right)$$

$$Yas = Ya/k_H$$

Keterangan :

Yas = Rasio mol uap per mol inert pada kondisi jenuh, (kmol/kmol)

Ya = Rasio mol uap per mol inert (kmol/kmol)

kH = konstanta Henry (mol/mol)

Pvap = Tekanan uap masing – masing komponen, (bar)

Pt = Tekanan operasi, (bar)

2.2 Tekanan Uap

Tekanan uap dicari dengan Persamaan Tekanan Uap Antoine

Diperoleh dari Mc Graw-Hill Handbooks, Carl L. Yaws,

"Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
N2	23,8572	-0,04767	-8,6689	0,020128	-2,4E-11
O2	20,6695	-0,0527	-6,7062	0,012926	-9,9E-13
H2O	29,8605	-0,00315	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06
NH3	37,1575	-0,00203	-0,11601	0,007463	-9,6E-12
NO	61,2046	-0,00154	-0,23621	0,029377	-1,3E-09
NO2	32,1203	-0,00226	-9,7702	0,008656	-5,1E-11

N2O4	-197,793	0,077599	0,99702	-0,2078	0,000149
HNO3	71,7653	-0,00438	-0,22769	-4,6E-07	1,19E-05

2.3 Panas Laten Pengembunan

Panas laten pengembunan dihitung dengan persamaan Watson
Diperoleh dari Mc Graw-Hill Handbooks, Carl L. Yaws,
"Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\Delta H_{\text{vap}} = A (1 - T/T_c)^n$$

ΔH_{vap} = enthalpy of vaporization, kJoule/mol

A, T_c , and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	Tc (Kelvin)	n
N ₂	9,43	126,1	0,533
O ₂	8,04	154,58	0,201
H ₂ O	52,053	647,13	0,321
NH ₃	31,523	405,65	0,364
NO	22,74	180,15	0,456
NO ₂	38,116	431,35	0,38
HNO ₃	70,6	520	0,693

2.4 Koefisien Transfer Panas

Dihitung dengan persamaan dari Welty, J.R., Wilson, R.E., Wicks, C.E., 1984,
"Fundamentals of Momentum Heat and Mass Transfer",
3th Ed., p. 662, Eq. 30– 20, John Wiley and Sons Inc., Singapore.

$$K_{Ya} = 80 \cdot \left(\frac{L}{\mu_{av}} \right)^{1-0.22} \cdot \sqrt{\frac{\mu_{av}}{\rho_{av} \cdot D_{AB}}}$$

2.5 Difusivitas

Dihitung dengan persamaan dari Treyball
" Mass Transfer Operation " , 3th Ed., p.35

$$D_{AB} = \frac{(117,3 \times 10^{-18})(\varphi MB)^{0,5} \times T}{\mu \times \nu a^{0,6}}$$

Keterangan :

D_{AB} = Difusivitas fase gas, (cm²/s)

MA = Massa molekul bahan yang mendifusi, (kg/kmol)

MB = Massa molekul bahan inert, (kg/kmol)

Pt = Tekanan operasi, (atm)

T = Suhu operasi, (K)

σ_{AB} = Diameter tumbukan, (Angstrom)

Ω_D = Parameter Leonard Jones

$$\dots (Tc)^{1/3}$$

$$\sigma = 2.44 \cdot \left(\frac{\dots}{Pc} \right)$$

$$\frac{\varepsilon}{k} = 0.77 \cdot Tc$$

2.6 Koefisien Perpindahan Panas

Dihitung dengan persamaan Robert Treybal., 1981,
"Mass Transfer Operations", 3th Ed., p. 704, Eq 12.47

$$Ua = \frac{0.237 \cdot FluxG^{0.67}}{Dt}$$

Keterangan :

- Ua = Koefisien perpindahan panas volumetrik, (kJoule/m³.s.K)
- FluxG = Fluks massa fase gas, (kg/m².s)
- Dt = Diameter menara, (m)

2.7 Kapasitas Panas Fase Gas

Kapasitas panas fase gas dicari dengan Persamaan Antoine
Diperoleh dari Mc Graw-Hill Handbooks, Carl L.Yaws,
"Chemical Engineering Properties Handbook",1999.

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)
A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound
T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
O ₂	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
H ₂ O	33,933	-0,00842	2,99E-05	-1,8E-08	3,69E-12
NH ₃	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12
NO ₂	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
HNO ₃	19,755	0,13415	-6,1E-05	-1,2E-08	1,11E-11

Kapasitas panas fase cair
diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

C_p = heat capacity of liquid, joule/(mol K)
A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound
T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
----------	---	---	---	---

N ₂	76,452	-0,35226	-0,00267	5,01E-05
O ₂	46,432	0,39506	-0,00705	3,99E-05
H ₂ O	92,053	-0,03995	-0,00021	5,35E-07
NH ₃	-182,157	3,3618	-0,0144	2,04E-05
NO	9860,145	-0,02131	1,5107	-0,00346
NO ₂	-916,569	9,055	-0,026	2,53E-05
HNO ₃	214,478	-0,76726	0,001497	-3E-07

2.9 Massa Molekul Campuran

$$M_{wv} = \frac{\text{Kecepatan Massa Uap Total}}{\text{Kecepatan Mol Uap Total}}$$

2.10 Rapat Massa Uap

Rapat massa uap didekati dengan persamaan gas ideal yaitu:

$$\rho_g = \frac{M_{wv} P_t}{R_g T}$$

Keterangan :

ρ_g = Rapat massa fase uap [kg/m³]

M_{wv} = Massa molekul uap [kg/kmol]

P_t = Tekanan total [bar]

R_g = Konstanta gas ideal [m³ bar/kmol K] : 0,08314 m³ bar/kmol K

T = Suhu operasi [K]

3. Penyelesaian Matematis

Hubungan antara Tinggi, konversi, suhu, dan tekanan

Tinggi	Y	X	Tg (°C)	Tl (°C)	Konversi	Kadar (%)
0	0,0029	0,0000	160,1500	30,1500	0,00	
0,1	0,0028	0,0000	159,3861	65,3636	0,00	0,00
0,2	0,0027	0,0000	158,8331	90,7516	0,15	8,38
0,3	0,0026	0,0000	158,4322	109,0762	0,49	16,46
0,4	0,0025	0,0001	158,1413	122,3141	0,69	24,27
0,5	0,0025	0,0001	157,9300	131,8852	0,81	31,80
0,6	0,0024	0,0001	157,7762	138,8111	0,88	39,07
0,7	0,0023	0,0001	157,6641	143,8270	0,90	46,08
0,8	0,0022	0,0001	157,5822	147,4627	0,93	52,86
0,9	0,0021	0,0001	157,5223	150,1002	0,95	59,39
1	0,0021	0,0001	157,4782	152,0154	0,98	65,70

Komposisi Komponen Keluar

Komponen	Mr	Atas			Bawah		
		kmol /jam	kg/jam	Fraksi massa	kmol /jam	kg/jam	Fraksi massa
N ₂	28	748,977	20971,355	0,82	0	0,000	0,00
O ₂	32	17,1127	547,606	0,02	0	0,000	0,00
NH ₃	17	1,053413	17,908	0,00	0	0,000	0,00

NO	30	35,11375	1053,412	0,04	0	0,000	0,00
NO2	46	1,032451	47,493	0,00	0	0,000	0,00
H2O	18	156,4717	2816,491	0,11	128,421	2311,577	0,35
HNO3	63	0	0,000	0,00	68,14173	4292,929	0,65
Total		959,761	25454,27	1,00	196,5627	6604,507	1,00

4. Perhitungan Pelengkap

4.1 Luas Area

$$Dt = \sqrt{\frac{4 At}{\pi}}$$

Keterangan :

Dt = Diameter menara

At = Luas Penampang Menara

4.2 Tinggi Menara

Dihitung dengan persamaan :

$$Ht = H1 + H2 + H3 + H4$$

Keterangan :

H1 = Tinggi penyangga [m]

H2 = Tinggi ruang kosong bawah [m]

H3 = Tinggi Tray [m]

H4 = Tinggi ruang kosong atas [m]

Ht = Tinggi total [m]

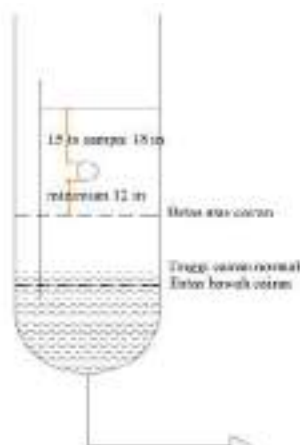
Tinggi penyangga (H1) :

Dirancang : Tinggi penyangga, H1 = 2 m

Tinggi ruang kosong bawah (H2)

Dihitung berdasarkan Kister, H.Z., Distillation Operation, Mc Graw Hill, New York (1991), hal 84

Sketsa :



Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, perlu dihitung tinggi cairan, dan diameter pipa

Tinggi cairan :

Dihitung dengan persamaan :

$$Hl = \frac{Vl}{At}$$

$$Vl = \frac{L1 \cdot \theta}{\rho l}$$

Keterangan :

- At = Luas penampang menara [m²]
- Hl = Tinggi Cairan [m]
- L1 = Kecepatan volume cairan [m³/s]
- Vl = volume cairan [m³]
- θ = waktu tinggal cairan [s]

Waktu tinggal cairan :

Berdasarkan Kister, H.Z., "Distillation Operations", Mc Graw Hill, New York, (1991), halaman 93

Diperoleh waktu tinggal, θ = 5 menit

L1 = 29133,9191 Kg/Jam

ρl = 100,4615 Kg/m³

$$Vl = \frac{29133,9191 \text{ Kg/Jam} \times \text{jam}/60 \text{ menit}}{100,461481 \text{ Kg/m}^3} = 4,8333 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Vl = 4,8333 m³/menit x 5 menit

Vl = 24,1667 m³

Dt = 6 ft = 1,8287 m

π = 3,14

$$At = (D^2/4) \times \pi$$

$$= (1,8287 \text{ m}^2) / 4 \times 3,14$$

$$= 2,6276 \text{ m}^2$$

$$Hl = \frac{Vl}{At} = \frac{24,1667 \text{ m}^3}{2,6276 \text{ m}^2} = 9,1974 \text{ m}$$

Diameter nozle untuk uap :

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{nozle} = \sqrt{\frac{4 A_p}{\pi}}$$

A_p : Luas penampang pipa nozle [m²]

D_{nozle} : Diameter pipa nozle [m]

Adapun Luas penampang pipa nozle dihitung dengan persamaan

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{lin}}$$

Keterangan :

Q_v = kecepatan uap [m³/s]

v_{lin} = kecepatan linear fluida masuk dalam nozle [m/s]

Kecepatan linear fluida

Dihitung dengan persamaan :

Kister, H.Z., "Distillation Operations", (1991), halaman 86

$$v_{lin} = \sqrt{4000 / \rho_m}$$

Keterangan :

v_{lin} = kecepatan linear fluida [ft/s]

ρ_m = Rapat massa campuran [lb/ft³]

Rapat massa campuran

Dihitung dengan persamaan :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\%uap / \rho_v + \%cair / \rho_l}$$

Keterangan :

ρ_v = Rapat massa uap [lb/ft³]

ρ_l = Rapat massa cair [lb/ft³]

ρ_m = Rapat massa campuran [lb/f³]

Karena fluida yang mengalir dalam nozzle merupakan uap yang berasal dari CL-01 maka % cair = 0, dan % uap = 100

$$\rho_v = \frac{BM \text{ gas} \times P_t}{R \times T}$$

$$\rho_v = \frac{28,3431 \text{ g/mol} \times 6,0795 \text{ bar}}{0,082 \frac{\text{L.atm}}{\text{mol.K}} \times 433,15 \text{ K}} = 4,8513 \text{ g/L} = 4,8513 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_m = \frac{100\%}{100\% + 4,8513 \text{ kg/m}^3} = 0,1709 \text{ kg/m}^3$$

$$v_{lin} = \left(\frac{4000}{0,1709} \right)^{0,5} = 152,9882 \text{ m/s}$$

$$\text{kecepatan massa uap/rho gas} = \frac{29133,92 \text{ kg/jam} \times (\text{jam}/3600 \text{ s})}{4,8513 \text{ kg/m}^3} = 1,6681 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_p = \frac{1,6681 \text{ m}^3/\text{s}}{152,9882 \text{ m/s}} = 0,0109 \text{ m}^2$$

$$D_{nozzle} = \left(\frac{4 \times 0,0109 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} = \frac{0,1178 \text{ m}}{2} = 0,0589 \text{ m}$$

$$D_{nozzle} = 0,0589 \text{ m} = 2,3189 \text{ in}$$

Pipa nozzle standart :

Berdasarkan tabel 13 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus Plant Design And Economic for Chemical Engineers, Ed IV, Mc Graw Hill, New York, (1991), halaman 888

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, ft ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.079	0.25
		80‡	0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
1/2	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
3/4	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
1	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
1 1/4	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80	0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1 1/2	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 3/4	1.66	40	1.380	1.30	0.433	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
2	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2 1/2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.949	2.95	0.622	0.508	5.03
3	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3 1/2	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
5	5.625	40	5.063	25.9	1.734	1.590	19.9
		80	4.761	25.1	1.734	1.510	28.6
6	6.625	40	7.981	50.0	2.255	2.050	28.6
		80	7.625	45.7	2.255	2.000	43.4
8	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.7
		80	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	45.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.8
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.8
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Dipilih :

1/3 in NPS, Sch no 40

$$\text{Diameter luar pipa, Od} = 0,405 \text{ in} \times [0.0254 \text{ m/in}] = 0,0103 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam pipa, Id} = 0,269 \text{ in} \times [0.0254 \text{ m/in}] = 0,0068 \text{ m}$$

Maka tinggi ruang kosong bawah :

$$H2 = H1 + H + OD$$

$$H = 12 \text{ in} + 18 \text{ in} = 30 \text{ in} = 0,762 \text{ m}$$

$$H2 = 9,1974 \text{ m} + 0,762 \text{ m} + 0,0103 \text{ m} = 9,9697 \text{ m}$$

Tinggi Packing (H3)

$$H3 = 1 \text{ m}$$

Tinggi ruang kosong atas (H4)

$$\text{Tinggi ruang kosong atas dirancang, H4} = 1 \text{ m}$$

Tinggi total

$$Ht = 2 \text{ m} + 9,9697 \text{ m} + 1 \text{ m} + 1 \text{ m} = 12,9697 \text{ m}$$

4.3 Menghitung Tebal Shell

Digunakan bahan stainless steel SA 167 grade 3 Brownel and Young

Tekanan desain (P) 150% P = 9 atm

Tekanan Gauge = 8 atm

Allowable stress (fall) = 18750 psi 1275,86 atm

Efisiensi sambungan (E) = 0,85

Faktor korosi (c) = 0,125 in = 0,0032 m

Tebal shell :

$$t = \frac{P \cdot d_i}{2 \cdot (fall \cdot E - 0.6 \cdot P)} + c$$

$$t = \frac{8 \text{ atm} \times 1,8287 \text{ m}}{2 \cdot ((1275,86 \text{ atm} \times 0,85) - (0,6 \times 8 \text{ atm}))} + 0,0032 \text{ m}$$

$$t = 0,0100 \text{ m}$$

$$t = 0,3917 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar 0,4375 in = 0,0111 m

RINGKASAN ABSORBER (AB-01)

Alat : Absorber
Kode : AB-01
Tugas : Menjerap NO₂ dengan media penjerap H₂O

Tipe absorber : Menara Bahan Isian

Penjerap = H₂O

Kondisi operasi

T = 433,15 K = 160 °C
P = 6,0795 bar = 6 atm

Jenis packing

Dimensi

Diameter = 1,8287 m
Tinggi packing = 1 m
Tinggi menara = 12,9697 m
Tebal dinding = 0,0111 m

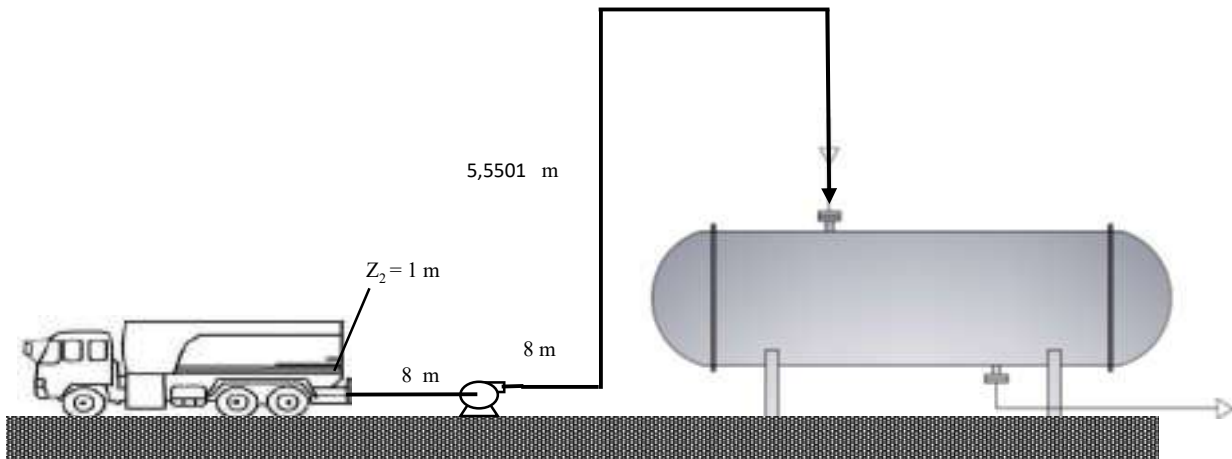
Suhu Fluida Gas keluar absorber = 430,6282 K = 157,4782 °C

Suhu Fluida Cairan keluar absorber = 425,1654 K = 152,0154 °C

POMPA P-01

Tugas : Memompa bahan baku amonia dari tangki unit pembelian ke tangki penyimpan T-01
 Jenis alat : Pompa sentrifugal

sketsa permasalahan



Data:

Suhu = 303,15 K

Volume tangki mobil: 16000 liter

Bahan yang dipompa:

Komponen	BM	Kg/jam	fraksi massa
NH3	17	1163,3235	0,9994
H2O	18	0,6984	0,0006
Total		1164,0219	1,000

Rapat massa fase cair

Dihitung dengan persamaan

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T_c = critical temperature, K

Diperoleh dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook".

Komponen	A	B	n	T _c
NH3	0,2369	0,2547	0,2887	405,6500
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Viskositas fase cair

Dihitung dengan persamaan

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

η_{liq} = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook".

Komponen	A	B	C	D
NH3	-8,59E+00	876,40	0,02681	-3,612,E-05
H2O	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631

Bidang Datum : Permukaan tanah

Titik 1: permukaan cairan pada tangki unit pembelian

Tekanan , P1 = 13,1716 bar

Elevasi , z1 = 3 m (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit pembelian , dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Kecepatan linear , v1 ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan dalam tangki unit)

Titik 2 : Ujung pipa masuk tangki penyimpan T01

diameter tangki = 5,5501 m

Tekanan , P2 = 13,1716 bar

Elevasi, z2 = 9,5501 m (diameter tangki TP-01 + tinggi penyangga 4)

Langkah perhitungan

1. Kapasitas pompa

2. Ukuran pipa

3. Head pompa

4. Kecepatan spesifik

5. Daya penggerak poros

6. Motor standar

1. Kapasitas pompa

Dirancang : waktu pengosongan unit pembelian = 30 menit

$$\text{Kapasitas pompa , } Q_1 = \frac{\text{volume tangki unit pembelian}}{\text{waktu pengosongan}}$$

$$Q_1 = \frac{16000 \text{ liter}}{30 \text{ menit}} \times \left[\frac{\text{menit}}{60 \text{ s}} \right] \times \left[\frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} \right] = 0,00889 \text{ m}^3/\text{s} = 32$$

2. Ukuran pipa

a, Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{iopt} = 0.363 Q_1^{0.45} \rho_l^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003),hal 501)

Dengan hubungan :

Diopt : Diameter pipa optimum [m]

Q1 : kecepatan volume fluida [m³/s]

ρl : Rapat massa fluida [kg /m³]

Rapat massa fluida yang dipompa:

$$\rho_l = \sum x_{massi} \times \rho_{li}$$

x_{massi} = fraksi massa masing2 komponen

ρ_{li} = rapat massa masing2 komponen

Pada suhu = 303,15 K

Komponen	fraksi massa	ρ_l [kg / m ³]	xmass ρ_l
NH3	0,999	594,0525	593,696
H2O	0,001	1022,8753	0,614
Total	1		594,310

Rapat massa fluida , $\rho_l = 594,31 \text{ kg / m}^3$

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 0.363 \times [0,00889]^{0.45} \times [594,31]^{0.13} = 0,09943 \text{ m} \\ &= 0,09943 \text{ m} \times [\text{in} / 0.0254 \text{ m}] \\ &= 3,9145 \text{ in} \end{aligned}$$

b . Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 4 in

Diameter luar, Od : 4,5 in x [0.0254 m / in] = 0,1143 m

Diameter dalam , Id : 4,026 in x [0.0254 m / in] = 0,10226 m

Luas aliran pa : 12,7303 in² = 0,00821 m²

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/16	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/8	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1/2	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

3. Head pompa

Dititung dengan persamaan Bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

Dengan hubungan:

g : percepatan gravitasi normal [m /s²]

hf : head karena friksi [m]

hman : Head pompa [m]

P1 : Tekanan pada titik 1 [Pa]

P2 : Tekanan pada titik 2 [Pa]

v1 : kecepatan linear pada titik 1 [m /s]

v2 : kecepatan linear pada titik 2 [m /s]

z1 : elevasi titik 1[m]

z2 : elevasi titik 2[m]

Head karena friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach

$$hf = \frac{fdw (L + \Sigma Le) v^2}{2 g Id}$$

Dengan hubungan :

fdw : Faktor friksi

Id : Diameter dalam pipa [m]

L : Panjang pipa lurus [m]

Le : Panjang ekivalen [m]

v : kecepatan linear fluida [m /s]

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

kekasaran pipa , e = 0,00015 ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times [0.3048 \text{ m} \cdot \text{ft}] = 0,00004572 \text{ m}$$

Material	Condition	e		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
Iron	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

b. Kekasaran relatif

$$0,00004572 \text{ m}$$

$$e/Id = \frac{0,00004572 \text{ m}}{0,10226 \text{ m}} = 0,00045$$

c . Kecepatan linear (V)

$$v_{lin} = \frac{0,0089 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00821 \text{ m}^2} = 1,08229 \text{ m/s}$$

d. viskositas

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_i$$

μ_l : viskositas [kg /m s]

x_{mass} : fraksi massa masing² komponen

Pada suhu = 303,15 K

Komponen	fraksi massa	μ [kg /m s]	$x_{mass} * \mu_l$
NH3	0,999	1,2485E-04	1,2478E-04
H2O	0,001	8,2848E-04	4,9709E-07
Total	1,000		1,2527E-04

$$\mu_l = 1,2527E-04 \text{ kg/ms}$$

e . Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l d v}{\mu_l}$$

Dengan hubungan:

Id : Diameter dalam [m]

Re : Bilangan Reynold

v : kecepatan linear fluida [m /s]

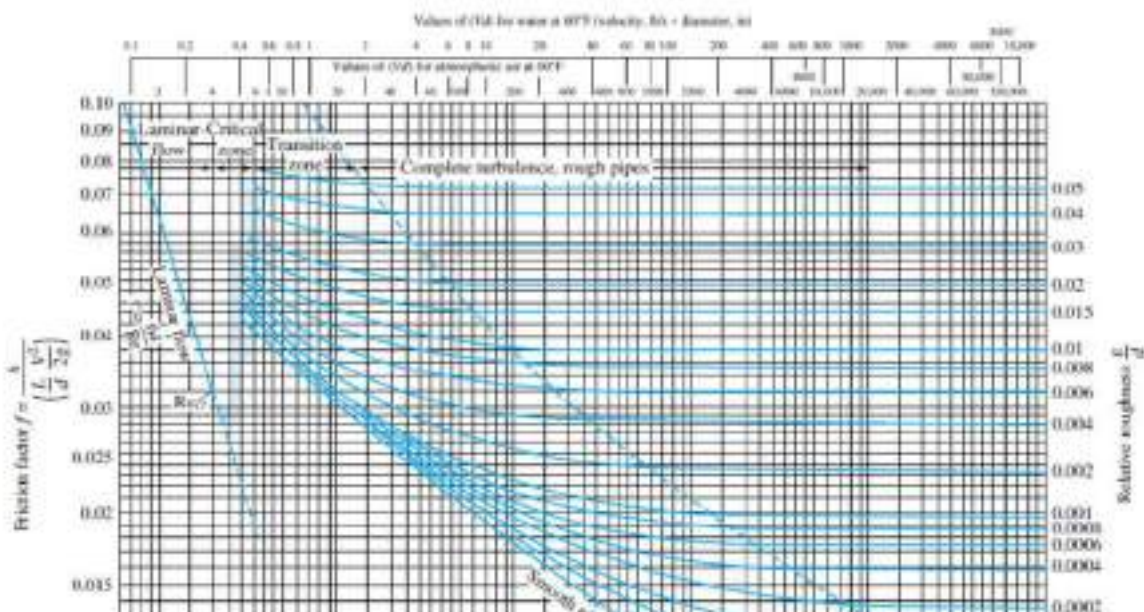
μ_l : viskositas fluida [kg /m s]

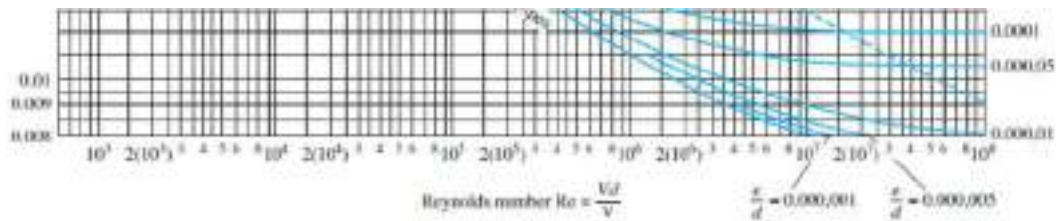
$$Re = \frac{594,31 \text{ kg / m}^3 \times 0,10226 \text{ m} \times 1,08229 \text{ m/s}}{1,2527E-04 \text{ kg / m s}} = 525056,522$$

f . Faktor friksi Darcy

Diperoleh dari diagram Moody (White ,F.M., Fluid Mechanics ,ed IV, halaman 349)

$$fdw = 0,01727903$$





Rencana pemipaan

Pipa lurus = 30,5501 m

Panjang ekivalen(Ludwig , E.E., ed I, vol I, 2001, halaman 87)

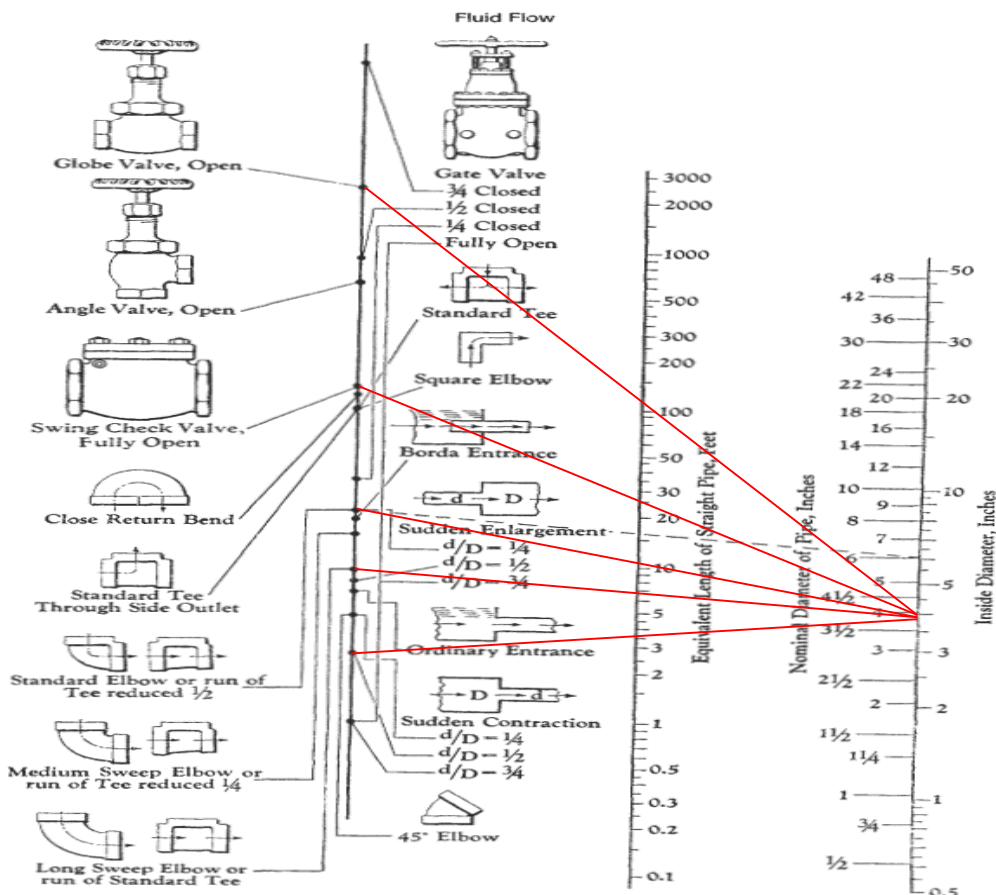
Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
Kontraksi	4	1	4	1,2192
Elbow	6	5	30	9,144
Valve	100	2	200	60,96
Check Valve	25	1	25	7,62
Ekspansi	10	1	10	3,048
Total			269	81,9912

$\Sigma Le = 81,9912 \text{ m}$

$L + \Sigma le = 30,5501 \text{ m} + 81,9912 \text{ m} = 112,541 \text{ m}$

percepatan gravitasi ,g = 9,8 m / s²

$$\text{Head karena friksi , } h_f = \frac{0,01727903 \times 112,541 \text{ m} \times (1,08229 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,10226 \text{ m}} = 1,13646 \text{ m}$$



g. Rapat berat (Weight density)

$$U = \rho l \times g = 594,310 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2 = 5824,24 \text{ N/m}^3$$

h. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(13,1716 \text{ bar} - 13,1716 \text{ bar}) \times [10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}]}{5824,24 \text{ N/m}^3} = 0 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 9,55 \text{ m} - 3 \text{ m} = 6,55 \text{ m}$$

Head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(1,08229 \text{ m/s})^2 - 0 \text{ m/s}^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2} = 0,05976 \text{ m}$$

Head pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} \right) + hf$$

$$h_{man} = 0 \text{ m} + 6,55 \text{ m} + 0,05976 \text{ m} + 1,13645695 \text{ m} = 7,74632 \text{ m} \\ = 25,4144 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = P_1/U + z_1 + hf_1 - P_{uap}/U$$

Menentukan head friksi pada daerah hisap (hf1)

Panjang pipa lurus, L= 10 m

Panjang ekivalen

Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
Kontraksi	4	1	4	1,2192
Elbow	6	2	12	3,6576
Valve	100	1	100	30,48
Total			116	35,3568

$$\Sigma Le = 35,3568 \text{ m}$$

$$L + \Sigma Le = 10 \text{ m} + 35,3568 \text{ m} = 45,3568 \text{ m}$$

$$hf_1 = \frac{0,02 \text{ m} \times 45,3568 \text{ m} \times (1,08229 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0,10226 \text{ m}} = 0,45802 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \times P_{uap_i}$$

Puap : tekanan uap fluida yang dipompa [N/m²]

yi : fraksi mol masing2 komponen

untuk 1 kg fluida

Komponen	Mw	kmol	fraksi massa	Xi
NH3	17	0,059	0,999	0,999
H2O	18	0,000	0,001	0,001
Total		0,059	1,000	1,000

Pada suhu= 303,15 K

Puap= 11,6371575 bar

Komponen	xi	Pi (bar)	Ki=Pi/Puap	Ki xi
NH3	0,999	11,647	1,00085	1,00029
H2O	0,001	0,042	0,00365	0,00000
Total	1,000			1

$$NPSH = \frac{(13,1716 \text{ bar} - 11,637 \text{ bar}) \times 10^3 \text{ N/m}^2 \text{ bar}}{5824,24 \text{ N/m}^3} + 3 \text{ m} - 0,45802 \text{ m}$$

$$NPSH = 29,8877985 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql / \text{suct}}}{(g h_{man} / \text{stage})^{0.75}}$$

Karrassik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1. 5

Dengan hubungan:

g : Percepatan gravitasi normal [m/s²]

h_{man} : Head pompa [m]

N : kecepatan putar [rad /s]

N_s : kecepatan spesifik [antara 0.1 sampai 1 rad]

Ql : kapasitas pompa [m³ /s]

suct : Jumlah suction

stage : jumlah stage

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E., edIII, vol 3, Halaman 624

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

faktor slip = 2% (prediksi) dari buku soelarso hal 50

$$\text{rpm} = 500 \text{ rotasi / menit} \times 98,00\% = 490 \text{ rotasi / menit}$$

$$N = 490 \text{ rotasi / menit} \times [\text{menit} / 60\text{s}] \times [2 \pi \text{ rad} / \text{rotasi}] = 51,3127 \text{ rad / s}$$

$$\text{Suction} = 1$$

$$\text{Stage} = 1$$

$$N_s = \frac{51,3127 \text{ rad / s} \times \left[\frac{0,00889 \text{ m}^3 / \text{s}}{1} \right]^{0,75}}{\left[9.8 \text{ m/s}^2 \times \left(\frac{7,74632 \text{ m}}{1} \right)^{0,75} \right]} = 0,18811 \text{ rad}$$

5. Daya penggerak poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan hubungan :

efp : Effisiensi pompa

h_{man} : Head pompa [m]

Ql : kapasitas pompa [m³ / s]

P_o : Daya penggerak poros [watt]

U : rapat berat [N/m³]

Effisiensi pompa :

Diperoleh dari Fig 10.63 Towler , dan Sinnott(2008),halaman 625

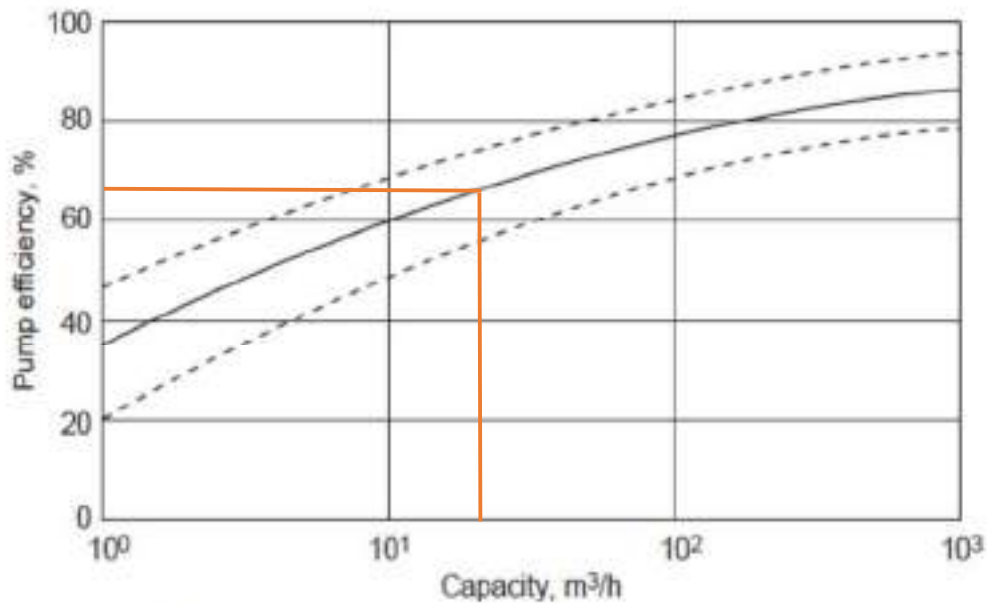


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\text{Untuk kapasitas, } Ql = 0,00889 \text{ m}^3 / \text{s} \times [3600 \text{ s} / \text{jam}] = 32 \text{ m}^3 / \text{jam} \\ 140,907 \text{ gallon / menit}$$

Diperoleh $\eta = 65\%$

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,00889 \text{ m}^3/\text{s} \times 5824,24 \text{ N/m}^3 \times 7,74632 \text{ m}}{65\%} = 616,976275 \text{ watt}$$

6. Motor standar

Effisiensi motor

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991) halaman 521

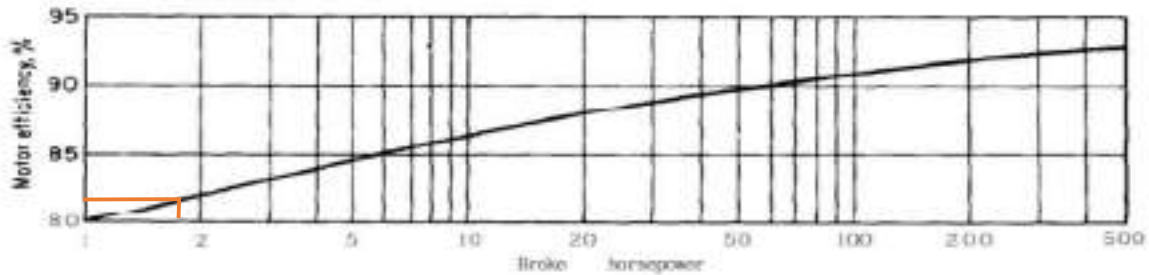


FIGURE 14.38 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 616,976275 \text{ watt} \times [1.341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}] = 0,82737 \text{ hp} \\ \text{effisiensi motor} &= 82\% \end{aligned}$$

$$\text{Daya} = \frac{0,82737}{82\%} = 1,01 \text{ hp}$$

Motor standart: Dipilih Motor Induksi

Daya : 1,50 hp (Ludwig, E.E., vol III halaman 628)

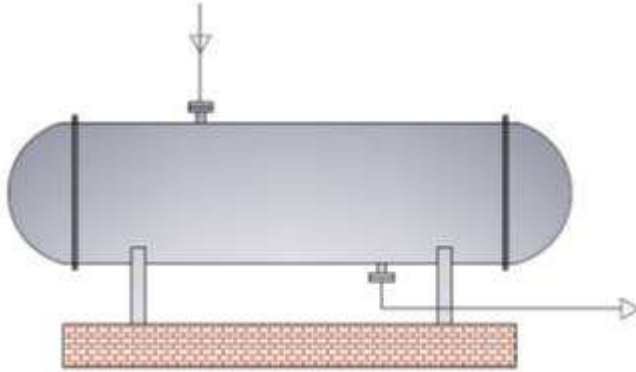
*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

TANGKI BAHAN BAKU (TP-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku amonia selama 15 hari
 Jenis alat : Silinder horizontal



Kondisi operasi :

Suhu = 303,15 K = 30 °C
 Tekanan = 13,1723 bar = 13 atm

Bahan yang disimpan :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
NH3	17	105,3413	1790,8029
H2O	18	0,0398	0,7166
Total		105,3812	1791,5195

Tekanan Uap

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
NH3	37,1575	-2027,7	-11,601	0,007463	-9,6E-12
H2O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06

Rapat massa fase cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T_c = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	T _c
NH3	0,23689	0,25471	0,2887	405,65
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Langkah perhitungan :

1. Menentukan Suhu dan Tekanan Perancangan
2. Menghitung Kapasitas Tangki
3. Ukuran Tangki
4. Tebal Tangki

1. Menentukan Suhu dan Tekanan Perancangan

- Titik embun

Tekanan, P = 13,1723 bar = 13 atm

Menghitung suhu embun fluida = 310,214 K = 37,0640 °C

Komponen	Mr	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol	fraksi massa
NH3	17	1790,8029	105,3413	0,9996	0,9996
H2O	18	0,7166	0,0398	0,0004	0,0004
Total		1791,5195	105,3812	1,0000	1,0000

Komponen	fraksi mol	Puap (bar)	K _i = Puap/P	xi = yi/K _i
NH3	0,9996	14,2952	1,0853	0,9211
H2O	0,0004	0,0631	0,0048	0,0789
Total	1,0000			1,0000

- Kondisi perancangan

Suhu perancangan

Suhu, T_d = 303,1500 K = 30,0000 °C

Tekanan desain 50% dari tekanan operasi (Sinnot hal 980).

Tekanan, P_d = 150% x 13 atm

= 19,5 atm

2. Menghitung Kapasitas Tangki

Kapasitas tangki = Bahan baku x Waktu tinggal

Waktu tinggal = 15 hari = 360 jam

Komponen	BM	kg/jam	Massa, kg	Massa, kmol
NH3	17	1790,8029	644689,0346	37922,88439
H2O	18	0,7166	257,9788053	14,33215585
Total		1791,5195	644947,0134	37937,21654

Jumlah bahan baku untuk 30 hari, m 644947,0134 kg = 37937,21654 kmol

Densitas cair :

T = 303,15 K = 30,00 °C

Komponen	BM	kg/jam	Fraksi Mas	ρ , g/mL	ρ , kg/m ³	fraksi x ρ , kg/m ³
NH3	17	1790,8029	0,9996	0,5941	594,0525	593,8148
H2O	18	0,7166	0,0004	1,0229	1022,8753	0,4092
Total		1791,5195	1	1,6169	1616,9277	594,2240

$$\begin{aligned} \text{Volume cair} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{644947,0134 \text{ kg/jam}}{594,2240 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1085,3601 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Volume desain, dirancang lebih 20%

$$\begin{aligned} &= 120\% \times 1085,3601 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1302,4321 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

3. Ukuran Tangki

Tekanan tangki = 13,00 atm
191,10 psia
176,40 psig

Untuk tekanan 500 < psig, L/D = 5.

(Wallas hal 627)

$$L = 5 D$$

$$\begin{aligned} \text{Volume ala} &= \text{Volume Selongsong} + 2 (\text{Volume Tutup}) \\ &= \frac{\pi}{4} D^2 L + 2 \times \left(\frac{1}{6} \pi D^3 \right) \end{aligned}$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 5D + \frac{2}{6} \cdot 2\pi \cdot 2D^3$$

$$= \frac{5\pi}{4} D^3 + \frac{8\pi}{6} D^3$$

$$= \frac{15\pi}{12} D^3 + \frac{16\pi}{12} D^3$$

$$= \frac{31\pi}{12} D^3 = 2 \frac{7\pi}{12} D^3$$

maka,

$$\text{Volume ala} = 2 \frac{7\pi}{12} D^3$$

$$\text{Volume ala} = 2 \times \frac{7}{12} \times 3,14 \times (7,0842 \text{ m})^3$$

$$\text{Volume ala} = 1302,4321 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter, } D = 7,0842 \text{ m}$$

$$\text{Panjang, } L = 5D$$

$$= 5 \times 7,0842 \text{ m} = 35,4212 \text{ m}$$

4. Tebal Tangki

Bentuk tangki gabungan dari 2 tutup Hemispherical.

(Sinnot hal 990).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{P_{gauge} \cdot I_{ds}}{4 \cdot f \cdot \varepsilon - 0,4 \cdot P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

ts = Tebal dinding selongsong (m)

C'' = Faktor korosi (m)

I_{ds} = Diameter dalam shell (m)

f = Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)

ε = Efisiensi sambungan

P_g = Tekanan terhitung alat (Pa)

Tekanan design = 19,5 atm

$$\begin{aligned} \text{Tekanan gauge} &= \text{Tekanan design} - \text{Tekanan atmosfer} \\ &= 19,5 \text{ atm} - 1 \text{ atm} = 18,5 \text{ atm} = 1874512,5 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Steel	Tensile Strength, psi	Min Yield Point, psi	Max Thickness Available, in.
A-283-54			
Grade A	45,000 to 55,000	24,000	2
Grade B	50,000 to 60,000	27,000	2
Grade C	55,000 to 60,000	30,000	2
Grade D	60,000 to 72,000	33,000	2
A-7-55T	60,000 to 72,000	33,000	15
A-131-55*			
Grade A	58,000 to 71,000	32,000	½ and less
Grade B	58,000 to 71,000	32,000	½ to 1
Grade C	58,000 to 71,000	32,000	1 and over
A-113-54			
Grade A	60,000 to 72,000	33,000	
Grade B	50,000 to 62,000	27,000	
Grade C	48,000 to 53,000	26,000	

Dipilih bahan yang memiliki Tensile Strength besar agar tebal tangki kecil.

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283-54 grade C

Allowable stress, fall = 60000 psi

Brownell & Young hal 79.

$$\begin{aligned} \text{fall, } f &= 60000 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{101325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} \\ &= 413571428,57 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm.

(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$\begin{aligned} C'' &= 4 \text{ mm} \\ &= 0,004 \text{ m} \end{aligned}$$

Efisiensi sambungan = 0,85 untuk sambungan las ganda.

$$\varepsilon = 85\% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

$$\begin{aligned} t &= \frac{P_{\text{gauge}} \times Ids}{4 \times f \times \varepsilon - 0,4 \times P_{\text{gauge}}} + C'' \\ &= \frac{1874513 \text{ Pa} \quad 7,0842 \text{ m}}{4 \times 413571428,57 \text{ Pa} \times 85\% - 0,4 \times 1874512,50 \text{ Pa}} + 0,004 \text{ m} \\ &= 0,0134 \text{ m} \\ &= 0,5295 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal tutup tangki standar = 0,5 in

Table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88.

RINGKASAN TANK 1 (TP-01)

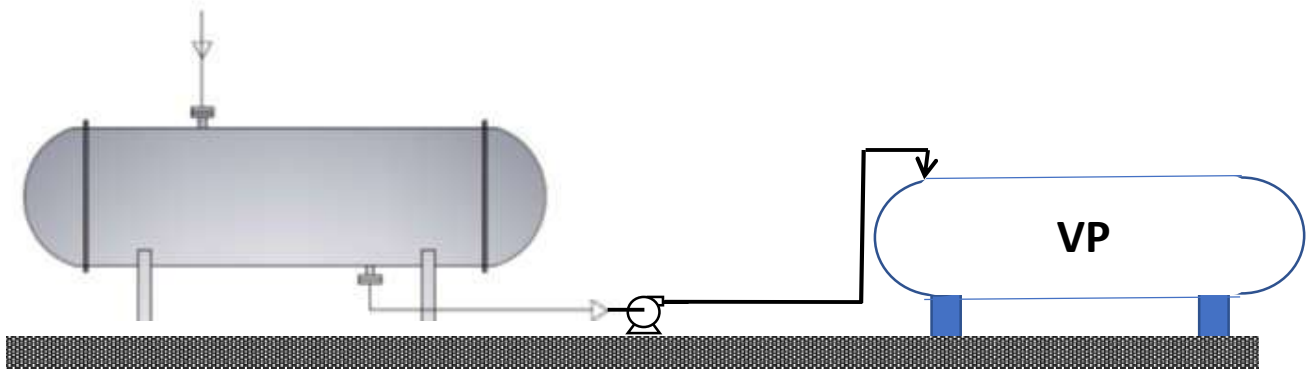
Alat	=	Tangki Bahan Baku 1
Kode	=	TP-01
Tugas	=	Menyimpan bahan baku ammonia selama 15 hari
Jenis	=	Silinder horizontal
Massa Komponen	=	1791,5195 kg/jam
Suhu operasi	=	303,15 K = 30,00 °C
Tekanan operasi	=	13,1723 bar = 13,00 atm
Kapasitas	=	1302,4321 m ³ = 1302432,1202 Liter
		= 344103,5985 Gallon
Dimensi		
Diameter dalam	=	7,0842 m
Tebal tangki	=	0,0127 m
Diameter Total	=	7,0969 m
Panjang	=	35,4212 m
Bahan	=	Carbon Steel SA-283-54 Grade C

POMPA (P-02)

Tugas : Memompa bahan baku dari tangki penyimpan TP-01 ke VP-01

Jenis alat : Pompa sentrifugal

sketsa permasalahan :



Data

Suhu $t = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ C}$

bahan yang dipompa

Komponen	Mw	kg/jam	fraksi massa
NH3	17	1163,3235	0,99940
H2O	18	0,6984	0,00060
Total		1164,0219	1,00000

Rapat massa fase cair

Dihitung dengan persamaan

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T_c = critical temperature, K

Diperoleh dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook".

Komponen	A	B	n	Tc
NH3	0,23689	0,25471	0,2887	405,7
H2O	0,34710	0,27400	0,2857	647,1

Viskositas fase cair

Diperoleh dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook".

Persamaan yang digunakan

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

η_{liq} = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
NH3	-6,74300	598,30	-0,7341	-3,69E-27	10
H2O	-51,96400	3670,60	5,7331	-5,35E-29	1,E+01

Bidang datum : permukaan tanah

(Bidang datum adalah dimulainya perhitungan ketinggian alat dari paling dasar)

Titik 1: permukaan cairan pada tangki penyimpan T01

Tekanan , P1 = 13,1716 bar = 13,431081 kg/cm²

Elevasi , z1 = 1 m

Titik 2 : Ujung pipa masuk V-01

Tekanan , P2 = 13,172 bar = 13,431488 kg/cm²

Elevasi, z2 = 1,3239 m (diameter tangki vaporizer + tinggi penyangga 1)

Langkah perhitungan

1. Kapasitas pompa
2. Ukuran pipa
3. Head pompa
4. Kecepatan spesifik
5. Daya penggerak poros
6. Motor standar

1. Kapasitas pompa

Q1 = kecepatan volume fluida yang dipompa

Pada suhu T = 303,15 K

Komponen	kg/jam	ρ_l [kg /m ³]	massa / ρ_l
NH3	1163,323	594,052	1,95828
H2O	0,698	1022,875	0,00068
Total	1164,022		1,95897

$$Q_l = 1,95897 \text{ m}^3/\text{jam} \times [\text{jam} / 3600 \text{ s}] = 0,0005442 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0326494 \text{ m}^3/\text{menit}$$

2. Ukuran pipa

a, Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_l^{0.45} \rho_l^{0.13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003),hal 501})$$

Dengan hubungan :

D_{opt} : Diameter pipa optimum [m]

Q_l : kecepatan volume fluida [m³/s]

ρ_l : Rapat massa fluida [kg /m³]

Rapat massa fluida yang dipompa:

ρ_l = kecepatan massa / kecepatan volume

$$\rho_l = \frac{1164,022 \text{ kg /jam}}{1,95897 \text{ m}^3/\text{jam}} = 594,202 \text{ kg /m}^3$$

$$D_{opt} = 0.363 \times [0,00054]^{0.45} \times [594,2]^{0.13} = 0,02829 \text{ m}$$

$$= 0,02829 \text{ m} \times [\text{in} / 0.0254 \text{ m}]$$

$$= 1,1136799 \text{ in}$$

b . Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 1 1/4 in

Diameter luar, O_d : 1,66 in x [0.0254 m /in]= 0,04216 m

Diameter dalam , I_d : 1,38 in x [0.0254 m /in]= 0,03505 m

$$\text{Luas aliran } a_p : 1,49571 \text{ in}^2 = 0,00096 \text{ m}^2$$

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1½	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1½	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2½	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.085	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

3. Head pompa

Diitung dengan persamaan Bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

Dengan hubungan:

g : percepatan gravitasi normal [m /s²]

hf : head karena friksi [m]

hman : Head pompa [m]

P1 : Tekanan pada titik 1 [Pa]

P2 : Tekanan pada titik 2 [Pa]

v1 : kecepatan linear pada titik 1 [m /s]

v2 : kecepatan linear pada titik 2 [m /s]

z1 : elevasi titi 1 [m]
 z2 : elevasi titi 1 [m]

Head karena friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach

$$h_f = \frac{fdw (L + \Sigma Le) v^2}{2 g Id}$$

Dengan hubungan :

- fdw : Faktor friksi
- Id : Diameter dalam pipa [m]
- L : Panjang pipa lurus [m]
- Le : Panjang ekivalen [m]
- v : kecepatan linear fluida [m /s]

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

kekasaran pipa , e = 0,00015 ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)
 e = 0,00015 ft x [0.3048 m / ft] = 0,00004572 m

Material	Condition	e		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
Iron	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rough		0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

b. Kekasaran relatif

$$e/Id = \frac{4,572E-05 \text{ m}}{0,03505 \text{ m}} = 0,0013$$

c . Kecepatan linear (V2)

$$v_{lin} = \frac{0,00054 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,00096 \text{ m}^2} = 0,56391 \text{ m /s}$$

c . Kecepatan linear (V1)

$$v_{lin} = \frac{0,00054 \text{ m}^3 / \text{s}}{822,6567 \text{ m}^2} = 6,6E-07 \text{ m /s}$$

d. viskositas

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_{l_i}$$

μ_l : viskositas [kg /m s]

x_{mass} : fraksi massa masing² komponen

Pada suhu = 303,15 K

Komponen	fraksi massa	μ [kg /m s]	$x_{mass} \times \mu_l$
NH3	0,99940	1,2485E-04	1,2478E-04
H2O	0,00060	8,2848E-04	4,9709E-07
Total	1,00000		1,2527E-04

$$\mu_l = 0,0001253 \text{ kg / m s}$$

e . Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l Id v}{\mu l}$$

Dengan hubungan:

Id : Diameter dalam [m]

Re : Bilangan Reynold

v : kecepatan linear fluida [m /s]

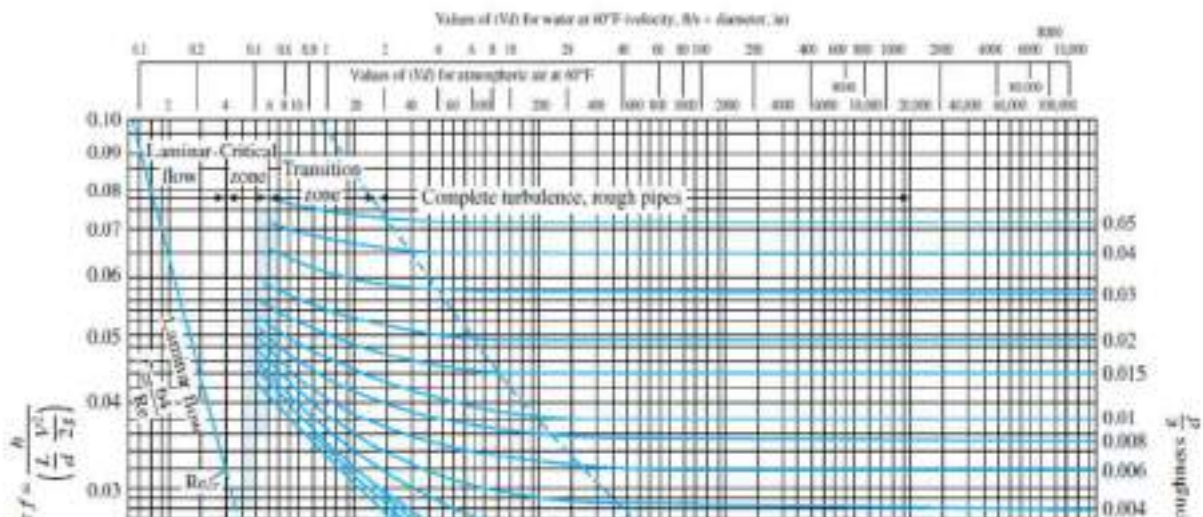
μ_l : viskositas fluida [kg /m s]

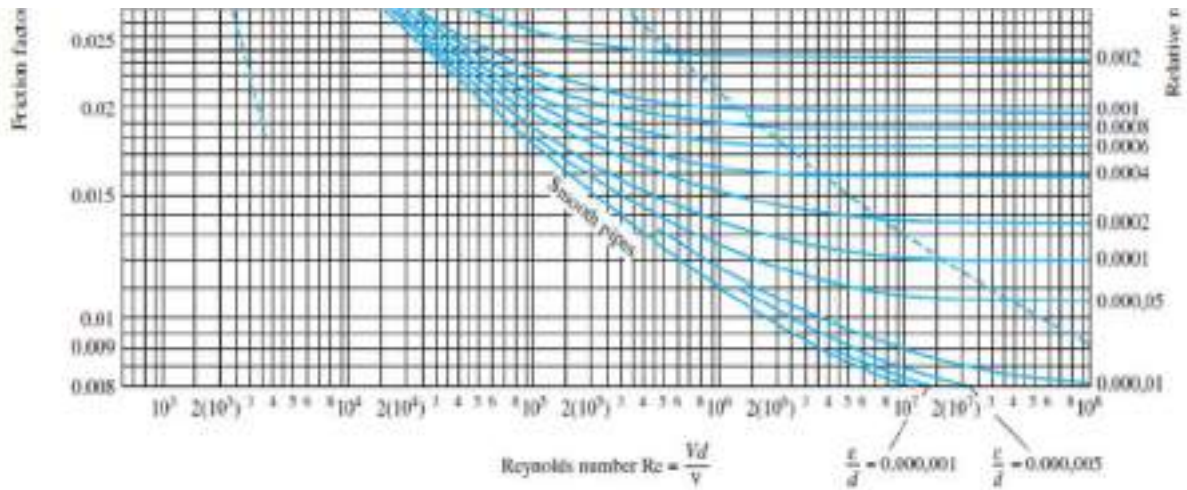
$$Re = \frac{594,202 \text{ kg / m}^3 \times 0,03505 \text{ m} \times 0,5639091 \text{ m /s}}{1,2527E-04 \text{ kg / m s}} = 93756$$

f . Faktor friksi Darcy

Diperoleh dari diagram Moody (White ,F.M., Fluid Mechanics ,ed IV, halaman 349)

$$fdw = 0,02328$$





Rencana pemipaan

Pipa lurus= 15,3239 m

Panjang ekivalen (Ludwig , E.E., ed III, vol I , 2001, halaman 87)

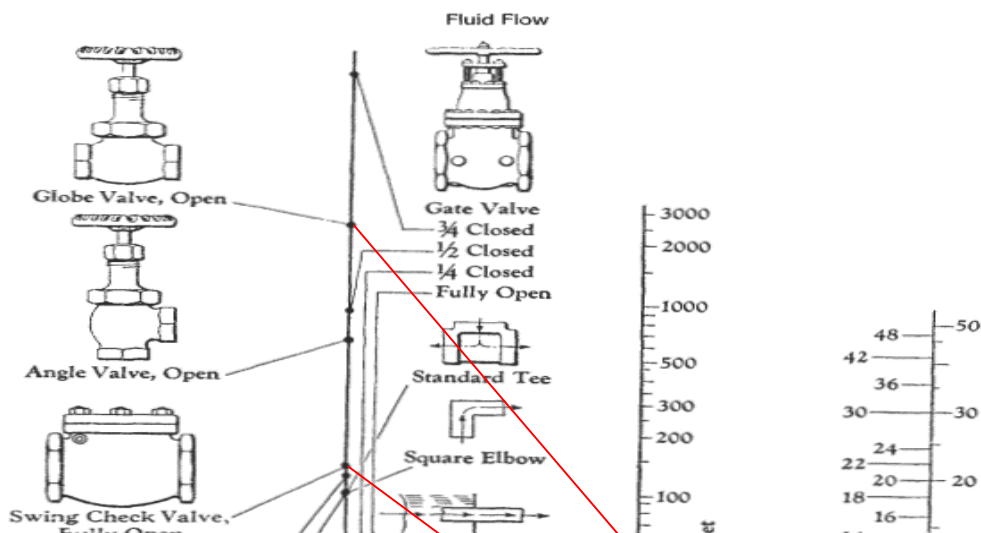
perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
kontraksi	1,5	1	1,5	0,4572
Elbow	2,5	4	10	3,0480
valve	50	2	100	30,4800
check valve	12	1	12	3,6576
ekspansi	4	1	4	1,2192
Total			127,5	38,8620

$$L + \Sigma le = 15,3 \text{ m} + 38,8620 \text{ m} = 54,1859 \text{ m}$$

percepatan gravitasi ,g = 9,8 m / s²

$$0,02328 \times 54,1859 \text{ m} \times (0,56391 \text{ m/s})^2$$

$$\text{Head karena friksi , } h_f = \frac{\dots}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,03505 \text{ m}} = 0,583752 \text{ m}$$



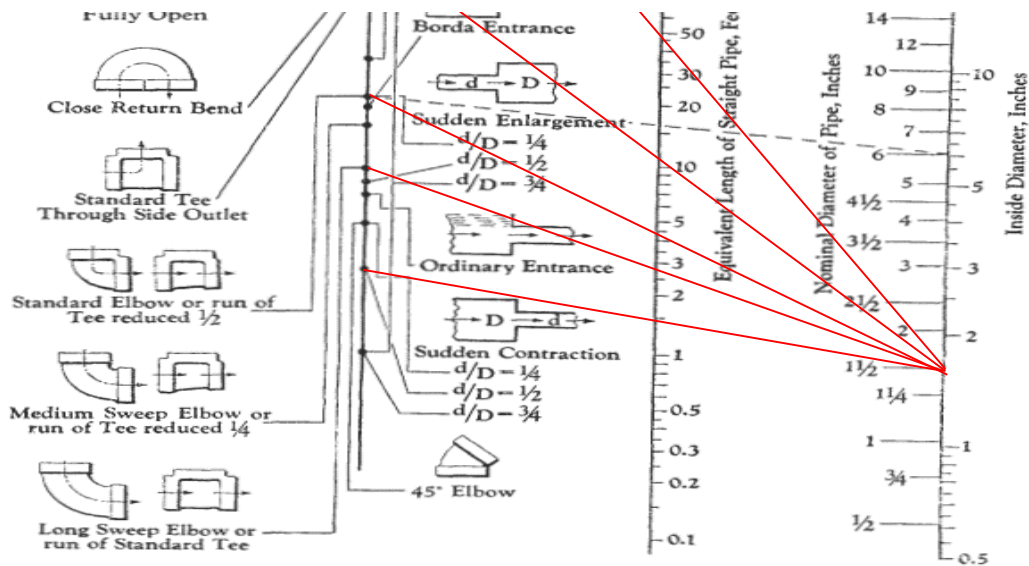


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

g. Rapat berat (Wight density)

$$U = \rho l \times g = 594,20 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2 = 5823 \text{ N/m}^3$$

h. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(13,172 \text{ bar} - 13,1716 \text{ bar}) \times [10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}]}{5823,18 \text{ N/m}^3} = 0,00687 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 1,32 \text{ m} - 1 \text{ m} = 0,32 \text{ m}$$

Head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(0,56391 \text{ m/s})^2 - (6,6E-07 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2} = 0,01622 \text{ m}$$

Head pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} \right) + hf$$

$$h_{man} = 0,00687 \text{ m} + 0,32 \text{ m} + 0,0162 \text{ m} + 0,58375 \text{ m} = 0,93075 \text{ m} \\ = 3,05363 \text{ ft}$$

Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1}{\gamma} - Z_1 - h_{f1} - \frac{P_{uap}}{\gamma}$$

Menentukan head friksi pada daerah hisap (hf1)

Panjang pipa ekivalen 9 m

Panjang ekivalen

Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
kontraksi	1,5	1	1,5	0,4572
Elbow	2,5	1	2,5	0,762
valve	50	1	50	15,24
Total			54	16,4592

$$L + \Sigma Le = 9 \text{ m} + 16,4592 \text{ m} = 25,4592 \text{ m}$$

$$hf1 = \frac{0,0233 \times 25,4592 \text{ m} \times (0,56391 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,03505 \text{ m}} = \frac{0,167}{0,681} = 0,245 \text{ m} = 24,5 \text{ cm}$$

Tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \times P_{uap_i}$$

Puap : tekanan uap fluida yang dipompa [N /m²]

yi : fraksi mol masing2 komponen

untuk 1 kg fluida

Komponen	Mw	kg/jam	kmol/jam	xi
NH3	17	1163,323	68,43079	0,99943
H2O	18	0,698	0,03880	0,00057
Total		1164,022	68,46959	1,00000

Pada suhu= 303,15 K P= 11,63670553 bar

Komponen	xi	Puap (bar)	K=Puap/P	y=Ki xi
NH3	0,99943	11,647	1,0009	1,00
H2O	0,00057	0,042	0,0037	0,0000
Total	1,00000			1,00

$$NPSH = \frac{(13,1716 \text{ bar} - 11,637 \text{ bar}) \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}}{5823,2 \text{ N/m}^3} - 1 \text{ m} - 0,27428 \text{ m}$$

$$NPSH = 25,0840846 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql / \text{suct}}}{(g \text{ hman} / \text{stage})^{0.75}}$$

Karrassik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1. 5

Dengan hubungan:

g : Percepatan gravitasi normal [m/s^2]

hman : Head pompa [m]

N : kecepatan putar [rad /s]

N_s : kecepatan spesifik [antara 0.1 sampai 1 rad]

Ql : kapasitas pompa [m^3 / s]

suct : Jumlah suction

stage : jumlah stage

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E., edIII, vol 3, Halaman 624

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	$1 \frac{1}{2}$ -5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	$\frac{3}{4}$ -5,000	30-10,000
8	750	900	$\frac{1}{2}$ -10,000	30-30,000
10	600	720	$\frac{1}{2}$ -10,000	40-30,000
12	500	600	$\frac{1}{2}$ -10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	 same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar = 3000 rotasi / menit
 faktor slip = 2% (prediksi)

$$\text{rpm} = 3000 \text{ rotasi / meni} \times 98,00\% = 2940 \text{ rotasi /menit}$$

$$N = 2940 \text{ rotasi /menit} \times [\text{menit} / 60\text{s}] \times [2 \pi \text{ rad} / \text{rotasi}] = 307,876 \text{ rad /s}$$

suction = 1

Stage = 1

$$N_s = \frac{307,876 \text{ rad /s} \times \left[\frac{0,00054 \text{ m}^3 / \text{s}}{1} \right]^{0.5}}{\left[9.8 \text{ m/s}^2 \times \left(\frac{0,93075 \text{ m}}{1} \right) \right]^{0.75}} = 1,4 \text{ rad}$$

5. Daya penggerak poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Ql \gamma hman}{efp}$$

Dengan hubungan :

efp : Effisiensi pompa

hman : Head pompa [m]

Ql : kapasitas pompa [m³ /s]

Po : Daya penggerak poros [watt]

U : rapat berat [N/m³]

Effisiensi pompa :

Diperoleh dari Fig 10.63 Towler , dan Sinnott(2008),halaman 625

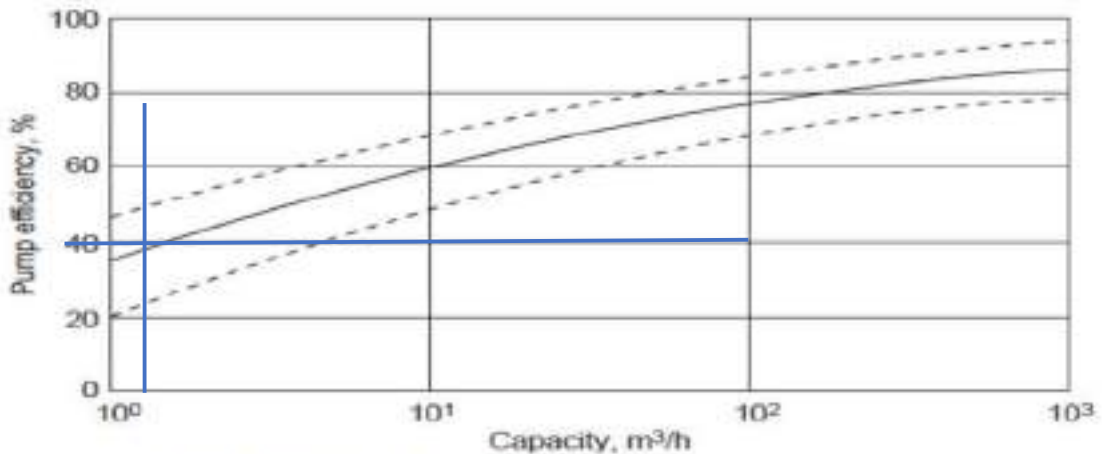


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas , $Q_1 = 0,00054 \text{ m}^3 / \text{s} \times [3600 \text{ s/ jam }] = 1,95897 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh $e_{fp} = 41\%$

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,00054 \text{ m}^3 / \text{s} \times 5823,18 \text{ N/m}^3 \times 0,930745698 \text{ m}}{41\%} = 7,1933616 \text{ watt}$$

6. Motor standar

Effisiensi motor

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991) halaman 521

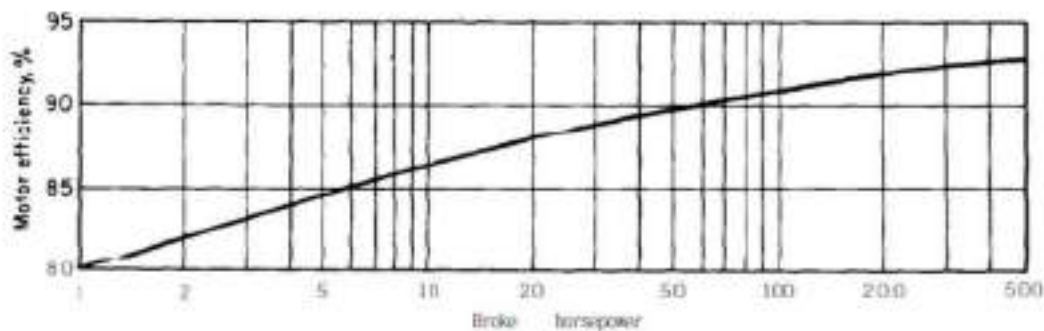


FIGURE 14.38 Efficiencies of three-phase motors.

Daya yang diperlukan $7,1933616 \text{ watt} \times [1.341 \times 10^{-3} \text{ hp /watt }] = 0,00965 \text{ hp}$
 effisiensi = 80%

$$\text{Daya motor yang diperlukan} = \frac{0,00965 \text{ hp}}{80\%} = 0,01206 \text{ hp}$$

Motor standart: Dipilih Motor Induksi

Daya 0,5 hp (Ludwig, E.E., vol III halaman 628

*Horsepower Ratings.*²² Standard NEMA ratings for induction motors are

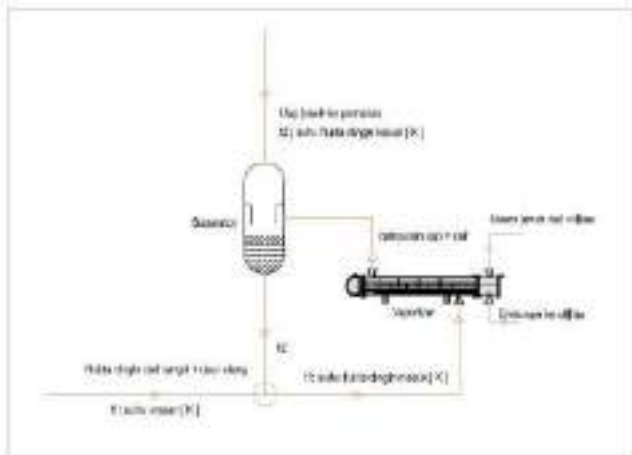
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

VAPORIZER (VP-01)

Tugas : Menguapkan NH₃ dengan media saturated steam

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung



Data :

Fluida dingin :

Tekanan, P = 13 atm = 13,1716 bar

Suhu Umpan, t_f = 303,15 K = 30,00 °C

Komposisi Umpan

Komponen	Mr	Kmol/jam	Kg/jam
NH ₃	17	105,3413	1790,8029
H ₂ O	18	0,0398	0,7166
Total		105,3812	1791,5195

Tekanan Uap

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
NH ₃	37,1575	-2027,7	-11,601	0,007463	-9,6E-12
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06

Kapasitas panas fase gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Kapasitas panas fase cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

C_p = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
NH3	-182,157	3,3618	-0,014398	2,04E-05
H2O	92,053	-0,03995	-0,000211	5,35E-07

Panas Laten Penguapan

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\Delta H_{\text{vap}} = A (1 - T/T_c)^n$$

ΔH_{vap} = enthalpy of vaporization, kJoule/mol

A, T_c , and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	T_c	n
NH3	31,523	405,65	0,364
H2O	52,053	647,13	0,321

Konduktivitas thermal fase gas:

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$k_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

k_{gas} = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
NH3	0,00457	2,32E-05	1,48E-07
H2O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

Konduktivitas thermal fase cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$k = A + B T + C T^2$$

k = thermal conductivity of liquid or solid, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	Tmin	Tmax
NH3	1,1606	-0,00228	3,12E-18	220	400
H2O	-0,2758	0,004612	-5,54E-06	273	633

Rapat massa fase cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T_c = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	Tc
NH3	0,23689	0,25471	0,2887	405,65
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Viskositas fase gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\eta_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

η_{gas} = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
NH3	-7,87E+00	3,67E-01	-4,47E-06
H2O	-3,68E+01	4,29E-01	-1,62E-05

Viskositas fase cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} \eta_{\text{liq}} = A + B/T + C T + D T^2$$

η_{liq} = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
NH3	-8,591	876,4	0,02681	-3,6E-05
H2O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,3E-05

Langkah perhitungan

1. Menentukan suhu fluida dingin keluar, t2
2. Menentukan suhu fluida dingin masuk, t1
3. Beban panas
4. Media pemanas
5. Beda suhu rerata

- 6. Koefisien perpindahan kalor
- 7. Alat penukar kalor standar
- 8. Route fluida
- 9. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung , selongsong dan gabungan
- 10. Faktor pengotoran
- 11. Penurunan tekanan

1. Menentukan suhu fluida dingin keluar, t2

Suhu keluar t2, merupakan suhu embun dari umpan, dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i / K_i = 1$

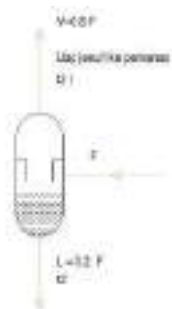
Komponen	Mr	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol	fraksi massa
NH3	17	1790,8029	105,3413	0,9996	0,9996
H2O	18	0,7166	0,0398	0,0004	0,0004
Total		1791,5195	105,3812	1,0000	1,0000

t2 = 310,2124 K = 37,062 °C

Komponen	fraksi mol	Puap (bar)	Ki = Puap/P	xi = yi/Ki
NH3	0,9996	14,2946	1,0853	0,9211
H2O	0,0004	0,0631	0,0048	0,0789
Total	1,0000			1,0000

2. Menentukan suhu fluida dingin masuk, t1

Pada vaporizer, maksimum fluida dingin yang diijinkan menguap 80% untuk menghindari kekeringan didalam vaporizer yang mengakibatkan kotoran2 akan tertinggal dipermukaan luar tabung.



- F : kecepatan mol fluida masuk separator [kmol/jam]
- L : kecepatan mol cair keluar separator [kmol/jam]
- V : kecepatan mol uap [kmol/jam]
- yi : fraksi mol masing2 komponen pada fase uap
- xi : fraksi mol masing2 komponen pada fase cair
- zf : fraksi mol masing2 komponen fluida masuk separator

Neraca massa disekitar separator
kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi

F - V - L = 0 (1)

Neraca massa masing-masing komponen

$$F \cdot z_f = V \cdot y_i + L \cdot x_i \quad \dots\dots\dots (2)$$

Kesetimbangan

$$y_i = K_i x_i \quad \dots\dots\dots (3)$$

Didefinisikan Rasio = L / F, maka L/F = (1 - Rasio)

Diperoleh :

$$z_f = \text{Rasio } K_i \cdot x_i + (1 - \text{Rasio}) \cdot x_i \quad \dots\dots\dots (4)$$

Pada suhu, $t_2 = 310,2124 \text{ K} = 37,0624 \text{ }^\circ\text{C}$
 Rasio = 0,8

Komponen	x_i	Puap (bar)	$K_i = \text{Puap}/P$	z_f
NH3	0,9211	14,2946	1,0853	0,9839
H2O	0,0789	0,0631	0,0048	0,0161
Total	1,00			1,0000

Kecepatan mol (F) masuk separator

$$F = V/0.8 = 105,3812 / 0,8 = 131,7264 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi Umpan

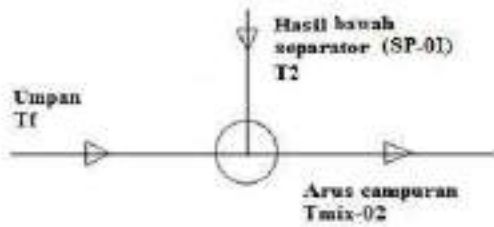
Komponen	z_f	Mr	kmol/jam	kg/jam	fraksi massa
NH3	0,9839	17	129,6078	2203,33	0,9830
H2O	0,0161	18	2,1186	38,1357	0,0170
Total	1,00		131,7264	2241,468	1,00

Komposisi cair keluar separator

$$L = F - V$$

Komponen	x_i	kmol/jam	kg/jam
NH3	0,9211	24,2665	412,5297
H2O	0,0789	2,0788	37,4190
Total	1,0000	26,3453	449,9488

Menghitung suhu campuran antara hasil bawah separator (SP-01) dan arus umpan



Neraca panas disekitar pencampuran

$$Q_f + Q_2 - Q_3 = 0$$

Panas yang dibawa oleh arus Umpan (feed)

$$\text{Suhu : } T_f = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu reff, } T_{reff} = 273,15 \text{ K} = 0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Delta T} = 30 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
NH3	105,3413	2360,8532	248695,4482
H2O	0,0398	2274,9014	90,5673
Total	105,3812		248786,0155

$$Q_f = 248786 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa oleh arus hasil bawah separator (SP-01)

$$\text{Suhu, } T_2 = 310,2124 \text{ K} = 37,0624 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu, } T_{reff} = 273,15 \text{ K} = 0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Delta T} = 37,0624 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
NH3	24,2665	2941,8848	71389,1113
H2O	2,0788	2807,2390	5835,7888
Total	26,3453		77224,9000

$$Q_2 = 77224,9 \text{ kJ/jam}$$

Suhu campuran (T_{mix-02})

Dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh $Q_1 + Q_2 = Q_3$

$$T_{mix1} = 304,5681 \text{ K} = 31,4181 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{reff} = 273,15 \text{ K} = 0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Delta T} = 31,4181 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
NH3	129,6078	2476,4295	320964,5801
H2O	2,1186	2381,8667	5046,3355
Total	131,7264		326010,9156

$$Q_3 = 326010,9 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_3 = 326010,9 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_1 + Q_2 = 326010,9 \text{ kJ/jam}$$

----- -

$$\text{selisil} = 0$$

3. Beban panas

Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

Q_s : Beban panas untuk menaikkan suhu [kJ/jam]

Q_v : Beban panas untuk penguapan [kJ/jam]

a. Beban panas untuk menaikkan suhu

$$Q_s = \sum m_{\text{massi}} \cdot c_{\text{pli}} \cdot [t_2 - t_1]$$

$$t_1 = 304,5681 \text{ K} = 31,4181 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 310,2124 \text{ K} = 37,0624 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Delta T} = 5,6443 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
NH3	129,6078	465,4553	60326,6367
H2O	2,1186	425,3722	901,2138
Total	131,7264		61227,8505

$$Q_s = 61227,85047 \text{ kJ/jam}$$

b. Beban panas untuk penguapan

Dihitung dengan persamaan

$$Q_v = \sum m_{\text{massi}} \cdot h_{\text{vapi}}$$

Komponen	kg/jam	hvap [kJ/kg]	massa.hvap	x massa	x.hvap
NH3	1790,8029	1095,0384	1960997,8988	0,9996	1094,6004
H2O	0,7166	2345,2010	1680,5893	0,0004	0,9381
Total	1791,5195		1962678,4881	1,0000	1095,5385

$$Q_v = 1962678 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{total}} = Q_s + Q_v$$

$$= 61227,85 \text{ kJ/jam} + 1962678,5 \text{ kJ/jam}$$

$$= 2023906,3 \text{ kJ/jam}$$

4. Media pemanas

Media pemanas digunakan komponen keluar Reaktor

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	636,6304	17825,652	0,73	0,72
O2	32	14,5458	465,465	0,02	0,02
NH3	17	0,895401	15,222	0,00	0,00
NO	30	0,886447	26,593	0,00	0,00
NO2	46	87,75829	4036,882	0,10	0,16
H2O	18	133,001	2394,017	0,15	0,10
Total		873,7173	24763,83	1	1,00

$$BM \text{ mix} = \frac{\text{Kec. Massa}}{\text{Kec. Mol}} = \frac{24763,83126 \text{ kg/jam}}{873,7173 \text{ kmol/jam}} = 28,3431 \text{ kg/kmol}$$

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
NO2	29,587	0,22719	-0,000227	1,07E-07	-1,9E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

$$T1 = 648,6082 \text{ K} = 375,46 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = 589,8398 \text{ K} = 316,6898 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	636,6304	-1890,7168	-1203687,8441
O2	14,5458	-1764,7538	-25669,7491
NH3	0,8954	-2680,8663	-2400,4516
NO	0,8864	-2795,9643	-2478,4753
NO2	87,7583	-6207,5938	-544767,8497
H2O	133,0010	-1841,3550	-244901,9679
Total	873,7173		-2023906,3377

$$Q_p = -2023906,3377 \text{ kJ/jam}$$

Sifat fisis pemanas :

Kapasitas panas, $c_p = 1,3907 \text{ kJ/kg K}$

viskositas, $\mu = 2,84E-04 \text{ (kg/m.s)}$

Rapat massa, $\rho = 3,3470 \text{ kg /m}^3$

Tekanan, $P_t = 6,0795 \text{ bar} = 6,0000 \text{ atm}$

suhu masuk, $T_1 = 648,6082 \text{ K} = 375,4582 \text{ }^\circ\text{C}$

suhu keluar, $T_2 = 589,8398 \text{ K} = 316,6898 \text{ }^\circ\text{C}$

Trata2 = 619,224 K

Konduktivitas termal = $4,58E-05 \text{ kJ/m.s.K}$

Massa pemanas : $24763,8313 \text{ kg /jam} = 6,8788 \text{ kg/detik}$

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

648,6082	Suhu atas	310,2124	338,3958	Δt_1
589,8398	Suhu bawah	304,5681	285,2718	Δt_2

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{285,2718 \text{ K} - 338,3958 \text{ K}}{\ln\left(\frac{285,2718 \text{ K}}{338 \text{ K}}\right)} = 311,0781 \text{ K}$$

Beda suhu rerata

$\Delta t \text{ LMTD} : 311,0781 \text{ K}$

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797

Nilai U_d bekisar antara $10 \text{ W/m}^2.\text{K} - 50 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

$$\text{Dicoba : } U_d = 50 \text{ W/m}^2.\text{K} \times \left[\frac{1 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K}}{1000 \text{ W/m}^2.\text{K}} \right] = 0,0500 \text{ kJ /m}^2 \text{ s K}$$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers			
Hot Fluid		Cold Fluid	$U \text{ (W/m}^2\text{C)}$
<i>Heat exchangers</i>			
Water		Water	800-1500
Organic solvents		Organic solvents	100-300
Light oils		Light oils	100-400
Heavy oils		Heavy oils	50-300
Gases		Gases	10-50
<i>Coolers</i>			
Organic solvents		Water	250-750
Light oils		Water	550-800
Heavy oils		Water	60-300
Gases		Water	20-100
Organic solvents		Brine	150-500
Water		Water	600-1500

Water	Water	1000-12000
Gases	Water	15-250
Heat ex		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic volatiles	500-1000
Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-100
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100
Condensers		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	200-1000
Organic (some noncondensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
Refrigerators		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	900-1200
Steam	Heavy organics	600-900

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{2023906,3 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,05 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 311,0781 \text{ K}} = 36,1450 \text{ m}^2 = 389,0617 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor >200 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5" OD, 8 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, } O_d = 1,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung, } I_d = 1,17 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0297 \text{ m}$$

Luas permukaan /m : a" = π × O_d

$$a'' = \pi \times | 0,0381 \text{ m} | \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

$$\text{Dipilih : Panjang tabung, } L = 6 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 1,8288 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{36,1450 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\text{m} \times 1,8288 \text{ m}} = 165$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : Ids = 29 in × [0,0254 m/in] = 0,7366 m

Jumlah tabung, nt = 160

Pass tabung, np = 1

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,9 in x [0.0254 m/in] = 0,0476 m

Diameter ekivalent

De = 1,01 in (Fig 28, Kern, D.Q)

= 1,01 in × [0,0254 m/in] = 0,0257 m

Luas perpindahan kalor standar

A = nt x a'' x L

A = 160 × 0,1196 m²/m × 1,8288 m = 35,0059 m²

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$U_d = \frac{2023906,3386 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{35,0059 \text{ m}^2 \times 311,0781 \text{ K}} = 0,0516 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

Selongsong : Fluida dingin

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{I_{ds} B C'}{\text{Pitch}}$$

a_s : Luas aliran [m^2]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_{ds}/5$ sampai I_{ds}

Dipilih : B = $I_{ds} / 5$

$$I_{ds} = 0,7366 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,7366 \text{ m}}{5} = 0,14732 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

Tabung : Fluida panas

Luas aliran

$$a_t' = \pi \times I_d^2 / 4$$

$$a_t' = \pi \times (0,0297 \text{ m})^2 / 4$$

$$a_t' = 0,0007 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n t a_t'}{n p}$$

$$a_t = \frac{160 \times 0,0007 \text{ m}^2}{1}$$

$$a_t = 0,1109 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_t = \frac{\text{kec massa steam}}{a_t}$$

$$G_t = \frac{24763,83 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,1109 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 62,0135 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

$$as = \frac{0,7366 \text{ m} \times 0,1473 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$as = 0,0217 \text{ m}^2$$

Flux massa:

$$Gs = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{as}$$

$$Gs = \frac{1791,5195 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0217 \text{ m}^2}$$

$$Gs = 22,9296 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{304,5681 \text{ K} + 310 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 307,39 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$hi = 0,27 \times kth/Id \times [Re]^{0.8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$hi = 0,27 \times \frac{0,00005 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0297 \text{ m}} \times (6493,960)^{0.8} \times (8,62)^{1/3}$$

$$hi = 0,9573 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$hio = hi \times \frac{Id}{Od}$$

$$hio = 0,9573 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0297 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}}$$

$$= 0,7467 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id \ Gt}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0297 \text{ m} \times 62,0135 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{2,84E-04 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 6493,96$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{cp \times \mu}{kth}$$

$$Pr = \frac{1,3907 \text{ kJ/kg.K} \times 2,84E-04 \text{ kg/m.s}}{0,00005 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 8,62$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Komponen	fraksi massa	μ [kg/m.s]	kth [kJ/m.s.K]	cp [kJ/kg.K]
NH3	0,9996	0,00010	0,000459	2,1295
H2O	0,0004	0,00009	0,000619	1,6650
Total	1,00	0,00020	0,001077	3,7945

Komponen	$x.\mu$ [kg/m.s]	$x.kth$ [kJ/m.s.K]	$x.cp$ [kJ/kg.K]
NH3	0,0001	4,58E-04	2,1287
H2O	0,0000	2,47E-07	0,0007
Total	0,0001	4,59E-04	2,1293

$$\begin{aligned} \mu_{av} &= 0,00010 \text{ kg/ms} \\ k_{thav} &= 0,00046 \text{ kJ/m sK} \\ c_{pav} &= 2,12933 \text{ kJ/kg K} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De Gs}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0257 \text{ m} \times 22,9296 \text{ kg / m}^2 \text{ s}}{1,045E-04 \text{ kg / m s}}$$

$$Re = 4102,533$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{2,13 \text{ kJ/kg.K} \times 1,045E-04 \text{ kg/m.s}}{4,586E-04 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 1,50E-06$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0.36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0.8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,000459 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0257 \text{ m}} \times (4102,53)^{0.8} \times (1,50E-06)^{1/3} (1)^{0.14}$$

$$h_o = 0,0573 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$U_c = \frac{0,7467 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,057 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{0,7467 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,057 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,0532 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

R_d : Faktor pengotoran [$\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}$]

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$R_d = \frac{1}{0,0516 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,0532 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5767 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G s^2 I d s}{2 \rho_f D e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [kg/m² s]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) = Jumlah baffle

ΔPs : Penurunan tekanan [Pa]

ρf : Rapat massa embunan [kg/m³]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

Kecepatan mol

$$M_r = \frac{1791,519 \text{ kg/jam}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{1791,519 \text{ kg/jam}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{1791,519 \text{ kg/jam}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 17,0004 \text{ kg/kmol}$$

Mr Pt

$$\rho = \frac{M_r P_t}{R_g T_{av}}$$

Rg Tav

$$\rho = \frac{17,0004 \text{ kg/kmol} \times 13,17 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 307,39 \text{ K}}$$

$$\rho = 8,7619 \text{ kg/m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{1,8288 \text{ m}}{0,14732 \text{ m}} = 12,4138$$

Faktor friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4102,53)^{0,42}}$$

$$f = 0,0115$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 L}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0115 \times 12,4138 \times (22,9296 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,7366 \text{ m}}{2 \times 8,7619 \text{ kg/m}^3 \times 0,0257 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 30935,5309 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 30935,5309 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Tabung : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} D}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar reaktor [kg/m² s]

D : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m³]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(6493,9599)^{0,32}}$$

$$f = 0,0089$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0089 \times (62,0135 \text{ kg/m}^2 \text{ s}) \times 1,8 \text{ m} \times 1}{2 \times 3,3470 \text{ kg/m}^3 \times 0,0297 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 1263,1 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 1263,10 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t \text{ max} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_t \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN VAPORIZER (VP-01)

Alat : Vaporizer
Kode : VP-01
Tugas : Menguapkan NH₃ dengan media saturated steam

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5000 in
Diameter dalam (Idt) = 1,1700 in
Jumlah tube = 160 buah
Passes = 1,0000
Panjang tube = 6,0000 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C') = 0,3750 in
Diameter dalam shell (i) = 29,0000 in
Jarak baffle (B) = 5,8000 in
Jumlah baffle (N+1) = 12 buah
Diameter ekuivalen (D_e) = 1,0100 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk = 648,6082 K = 375,4582 °C
Suhu keluar = 589,8398 K = 316,6898 °C
Massa fluida panas = 24763,8313 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0125 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,9875 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk = 304,5681 K = 31,4181 °C
Suhu keluar = 310,2124 K = 37,0624 °C
Massa fluida dingin = 2241,468 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,3053 atm
Tekanan masuk = 13,0000 atm
Tekanan keluar = 12,6947 atm

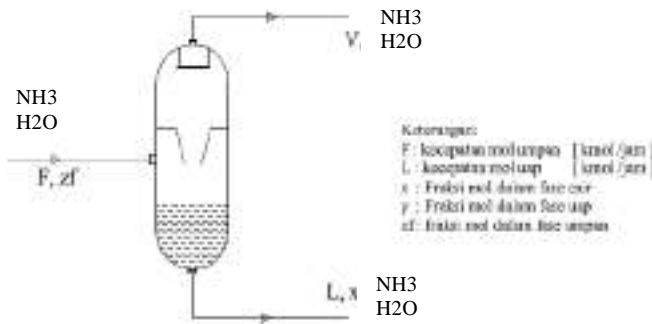
4. Koefisien perpindahan panas

U_c = 0,0532 Kj/s.m².K
U_d = 0,0516 Kj/s.m².K
R_d hitung = 0,5767 s.m².K/Kj

SEPARATOR 01

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk di *Vaporizer*

Jenis alat : Vertikal separator



Data

Suhu = 310,2124 K
 = 37,0624 °C
 Tekanan = 13 atm
 = 13,1723 bar

Komposisi masuk separator

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi
NH3	17	129,6078	2203,3326	0,9839
H2O	18	2,1186	38,1357	0,0161
Total		131,7264	2241,468	1,00

Komposisi uap keluar

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi
NH3	17	105,3413	1790,8029	0,9996
H2O	18	0,0398	0,7166	0,0004
Total		105,3812	1791,5195	1,0000

Komposisi Cair keluar

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi
NH3	17	24,2665	412,5297	0,9211
H2O	18	2,0788	37,4190	0,0789
Total		26,3453	449,9488	1,0000

Data suhu beku, titik didih normal, suhu kritis dan tekanan kritis (yaws)

Komponen	BM	T _f	T _b	T _c	P _c
NH3	17	195,41	239,72	405,65	112,78
H2O	18	273,15	373,15	647,13	220,55

Rapat massa fase cair
dihitung dengan persamaan

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T_c = critical temperature, K

Data diperoleh dari Yaws

Komponen	A	B	n	T _c
NH3	0,23689	0,25471	0,2887	405,65
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Langkah perhitungan

1. kecepatan uap
2. Diameter minimum
3. tinggi cairan dalam separator
4. Ukuran separator
5. Bahan konstruksi dan dimensi separator

Asumsi :

*Separator bekerja dalam keadaan tunak

1. Kecepatan Uap

dihitung dengan persamaan

$$v_{uap} = k \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1} \quad (\text{Wallas, S.T., XVIII})$$

$$k = 3,5 \text{ ft/s}$$

Rapat massa fase cair

$$t = 310,2124 \text{ K}$$

$$37,0624 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	BM	kg/jam	ρ (kg/m ³)	m/ρ
NH3	17	412,5297	839,9266	0,4911
H2O	18	37,4190	991,2172	0,0378
Total		449,9488		0,5289

$$\rho_l = \frac{449,9488 \text{ kg/jam}}{0,5289 \text{ m}^3/\text{jam}} = 850,7251 \text{ kg/m}^3$$

Komposisi uap

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
NH3	17	105,3413	1790,8029
H2O	18	0,0398	0,7166
Total		105,3812	1791,5195

Komposisi cair

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
NH3	17	24,2665	412,5297
H2O	18	2,0788	37,4190
Total		26,3453	449,9488

Massa molekul uap

$$1791,5195 \text{ kg/jam}$$

$$M_{wuap} = \frac{1791,5195 \text{ kg/jam}}{105,3812 \text{ kmol/jam}} = 17,0004 \text{ kg/kmol}$$

Rapat massa uap

$$M_{wuap} \times P_i$$

$$\rho_v = \frac{\text{-----}}{R_g \times T}$$

$$\rho_v = \frac{17,0004 \text{ kg/kmol} \times 13,17225 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol K} \times 310,2124 \text{ K}} = 8,6826 \text{ kg/m}^3$$

Kecepatan linear

$$v_{lin} = 0,35 \text{ ft/s} \times 0,3048 \text{ m/ft} \times \left[\frac{850,7251 \text{ kg/m}^3}{8,6826 \text{ kg/m}^3} - 1 \right]^{0,5}$$

$$v_{lin} = 1,0506 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap

$$Q_{vol} = \frac{1791,5195 \text{ kg/jam} \times \left[\frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \right]}{8,6826 \text{ kg/m}^3} = 0,0573 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas Penampang separator

$$A = \frac{0,0573 \text{ m}^3/\text{s}}{1,0506 \text{ m/s}} = 0,0546 \text{ m}^2$$

2. Diameter Minimum

$$D_t = (4 \times A / \pi)^{0,5}$$

$$D_t = \left[\frac{4 \times 0,0546 \text{ m}^2}{3,1416} \right]^{0,5} = 0,3 \text{ m}$$

$$\text{Dipilih diameter, } D_t = 1,0 \text{ m}$$

3. Tinggi cairan dalam separator

Waktu tinggal cairan berkisar antara 5 sampai 10 menit (Wallas, S.T, XVIII)

Theta= 10 menit

$$V1 = 0,5289 \text{ m}^3/\text{j} \times [1\text{jam} / 60 \text{ menit} \times [10 \text{ menit} = 0,0882 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang, } A &= \pi D t^2 / 4 = 3,1416 \times (1,0 \text{ m})^2 / 4 \\ &= 0,7854 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi cairan, HI} = \frac{0,0882 \text{ m}^3}{0,7854 \text{ m}^2} = 0,1122 \text{ m}$$

4. Ukuran separator

Rasio tinggi/Diameter berkisar antara 2.5 sampai 5 (Wallas, S.T., XVIII)

Dipilih rasio = 3

Tinggi separator

$$Ht = 3 \times 1,0 \text{ m} = 3 \text{ m}$$

$$\text{Volume separator} = 2,3562 \text{ m}^3 = 622,4421 \text{ gallon}$$

5. Bahan konstruksi dan dimensi separator

Dipilih : Baja karbon

a. Tebal dinding selongsong

Dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, " Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant Process design" , 2008 , Mc.Graw Hill hal 986.

$$ts = \frac{P_{\text{gauge}} Ids}{4 f \epsilon + 0.8 P_{\text{gauge}}} + C'$$

Keterangan

C' : Faktor korosi (m)

fall : Allowable stress (Pa)

Pgauge : Tekanan perancangan menurut alatukur (Pa)

Ids : Diameter dalam selongsong (m)

ts : Tebal dinding selongsong (m)

ids = 1,0 m

Tekanan operasi

$$P_{\text{operasi}} = 13,1723 \text{ atm}$$

Tekanan Perancangan

Dirancang : Selongsong mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook", Butherfold, London, 1999, hal 17)

$$P_{design} = 1,50 \times 13,1723 \text{ atm} \times \frac{101325 \text{ Pa}}{\text{atm}}$$

$$P_{design} = 2002017 \text{ Pa}$$

$$P_{gauge} = 2002017 \text{ Pa} - 101325 \text{ Pa} = 1900692 \text{ Pa}$$

Bahan konstruksi : dipilih baja karbon A 285

Allowable stress, fall = 12900 psi

(Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", halaman 982)

$$fall = 12900 \text{ psi} \times \frac{\text{atm}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{101325 \text{ Pa}}{\text{atm}}$$

$$fall = 88917857,1429 \text{ Pa}$$

$$C'' = 0,125 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,0032 \text{ m}$$

Effisiensi sambungan

$\epsilon = 90\%$ Tabel 13.2 Brownell and Young

$$t_s = \frac{1900692,3 \text{ Pa} \times 1,0 \text{ m}}{4 \times 88917857 \text{ Pa} \times 90\% - 0,8 \times 1900692 \text{ Pa}} + 0,00318 \text{ m}$$

$$t_s = 0,0091 \text{ m} = 0,9141 \text{ cm}$$

b. Tutup separator (head)

Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada, Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", (2008), Butterworth, halaman 987)

Tebal penutup dihitung dengan persamaan

$$th = \frac{P_{gauge} Ids}{4 fall - 0.4 P_{gauge}} + C' \quad (\text{Sinnott, halaman 990})$$

Keterangan

C' : faktor korosi [m]

fall : tegangan yang diijinkan Pa

Ids : Diameter dalam selongsong [m]

P_{gauge} : Tekanan alat ukur [Pa]

th : Tebal penutup [m]

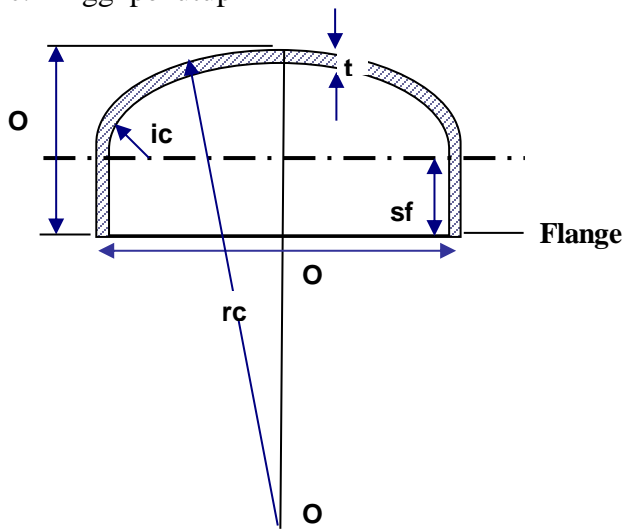
Tekanan operasi 13,1723 atm
 Tekanan perancangan : 1,50 x 13,1723 atm = 19,7584 atm

Tekanan alat ukur = 19,7584 atm - 1,0133 atm = 18,7451 atm
 = 18,7451 atm x [101325 Pa/atm]
 = 1899345 Pa

$$th = \frac{1899345 \text{ Pa} \times 1,0 \text{ m}}{4 \times 88917857,14 \text{ Pa} - 0,4 \times 1899345 \text{ Pa}} + 0,0032 \text{ m}$$

$$th = 0,0085 \text{ m} = 0,8527 \text{ cm} = 0,335693 \text{ in}$$

c. Tinggi penutup



Keterangan

icr : jari jari sudut internal (m)

rc : Jari jari kelengkungan (m)

sf : Flange lurus (m)

th : tebal penutup (m)

OA : Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan :

$$OA = th + b + sf$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

Nilai sf diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young, *Process "Equipment Design"*, (1959), John Willey and son, New York

Nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 4½ in

$$\begin{aligned} \text{dipilih sf} &= 2 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] \\ &= 0,0508 \text{ m} \end{aligned}$$

$$r = \text{ids} = 1,0 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{icr} &= 0,5625 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] \\ \text{icr} &= 0,0143 \text{ m} \end{aligned}$$

$$BC = r - \text{icr} = 1,0 \text{ m} - 0,0143 \text{ m} = 0,9857 \text{ m}$$

$$AB = \text{ids}/2 - \text{icr} = \frac{1,0 \text{ m}}{2} - 0,0143 \text{ m} = 0,485713 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} b &= 1,0 \text{ m} - [(0,9857 \text{ m})^2 - (0,485713 \text{ m})^2]^{0,5} \\ b &= 0,1423 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OA} &= \text{th} + b + \text{sf} \\ \text{OA} &= 0,2016 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Total

Htotal = tinggi separator + 2 x tinggi Head

$$\text{Htotal} = 3,0 \text{ m} + 2 \times 0,2016 \text{ m} = 3,4032 \text{ m}$$

RINGKASAN SEPARATOR (SP-01)

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair
Jenis alat : Vertikal Separator

Kondisi Operasi :

Suhu = 310,2124 K = 37,0624 °C
Tekanan = 13,1723 bar = 13 atm

Dimensi :

Volume = 2,3562 m³ = 622,4421 gallon
Diameter Separator = 1 m
Tinggi Separator = 3,4032 m
Tebal *Shell* = 0,0091 m
Tebal *Head* = 0,0085 m

HEATER (HE-01)

Tugas : Memanaskan NH₃ yang berasal dari EV-01 dengan media pemanas Komponen keluar Reaktor

Jenis: Penukar kalor *double pipe*

sketsa:



Tekanan : 6 atm
 6,0795 bar

Suhu masuk , t₁ 310,2124 K = 37,0624 °C

Suhu keluar , t₂ : 597,3624 K = 324,2124 °C

komposisi fluida dingin

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
NH ₃	17	105,3413	1790,8029	0,9996	0,9996
H ₂ O	18	0,0398	0,7166	0,0004	0,0004
Total		105,3812	1791,519	1	1

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
NH ₃	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
H ₂ O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Konduktivitas thermal fase gas:

mengikuti persamaan:

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

k_{gas} = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
NH3	0,00457	2,32E-05	1,48E-07
H2O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

Viskositas fase gas

Persamaan yang digunakan :

$$\eta_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

η_{gas} = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
NH3	#####	3,67E-01	-4,47E-06
H2O	#####	4,29E-01	-1,62E-05

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\begin{aligned} \text{untuk } t_1 &= 310,2124 \text{ K} = 37,06242 \text{ }^\circ\text{C} \\ t_2 &= 597,3624 \text{ K} = 324,2124 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$T_{\text{av}} = 453,7874$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
NH3	105,3413	11595,8990	1221527,5981
H2O	0,0398	8726,5562	347,4177
Total	105,3812		1221875,0157

$$Q_t = 1221875,0157 \text{ kJ/jam}$$

2. Media Pemanas

Media pemanas digunakan komponen keluar Reaktor

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	112,3465	3145,703	0,73	0,72
O2	32	2,566905	82,141	0,02	0,02
NH3	17	0,158012	2,686	0,00	0,00
NO	30	0,156432	4,693	0,00	0,00
NO2	46	15,48676	712,391	0,10	0,16
H2O	18	23,47076	422,474	0,15	0,10
Total		154,1854	4370,088	1	1,00

$$BM \text{ mix} = \frac{\text{Kec. Massa}}{\text{Kec. Mol}} = \frac{4370,087869 \text{ kg/jam}}{154,1854 \text{ kmol/jam}} = 28,3431 \text{ kg/kmol}$$

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
NO2	29,587	0,22719	-0,00023	1,07E-07	-1,9E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

$$T1 = 738,15 \text{ K} = 465,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = 538,1987 \text{ K} = 265,0487 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	112,3465	-6465,7233	-726401,6692
O2	2,5669	-6022,0100	-15457,9291
NH3	0,1580	-9243,4949	-1460,5833
NO	0,1564	-9608,5789	-1503,0882
NO2	15,4868	-21263,9615	-329309,8238
H2O	23,4708	-6294,7235	-147741,9219
Total	154,1854		-1221875,0156

$$Q_p = -1221875,0156 \text{ kJ/jam}$$

Sifat fisis pemanas :

Kapasitas panas, $c_p = 1,40 \text{ kJ/kg K}$
 viskositas, $\mu = 2,88E-04 \text{ (kg/m.s)}$
 Rapat massa, $\rho = 3,2476 \text{ kg /m}^3$
 Tekanan, $P_t = 6,0795 \text{ bar} = 6,0000 \text{ atm}$
 suhu masuk, $T_1 : 738,15 \text{ K} = 465 \text{ }^\circ\text{C}$
 suhu keluar, $T_2 : 538,1987 \text{ K} = 265,0487 \text{ }^\circ\text{C}$
 $T_{rata} = 638,1744 \text{ K}$
 Konduktivitas termal = $4,71E-05 \text{ kJ/m.s.K}$
 Massa pemanas $4370,0879 \text{ kg /jam} = 1,2139 \text{ kg/detik}$

3. Beda suhu rerata

a .Beda suhu rerata log
dihitung dengan persamaan :

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

Fluida panas		Fluida dingin	
738,150	Suhu atas	597,362	Δt_1
538,199	Suhu bawah	310,212	Δt_2

$$LMTD = \frac{227,986 \text{ K} - 140,788 \text{ K}}{\ln\left(\frac{227,986 \text{ K}}{140,788 \text{ K}}\right)} = 180,8977 \text{ K}$$

Beda suhu rerata

$$\Delta t = LMTD$$

$$\Delta t = 180,8977 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan kalor

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	$U \text{ (W/m}^2\text{C)}$
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	350-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000
Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	50-300
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100

Condensers		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organic (some noncorrosive molten)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
Refrigerators		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	900-1200
Steam	Heavy organics	600-900

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797
 Nilai Ud bekisar antara 10 W/m².K - 50 W/m².K.

$$\begin{aligned} \text{Dicoba : } Ud &= 50 \text{ W/m}^2.\text{K} \\ &= 50 \text{ W/m}^2.\text{K} \times [1 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}] = \frac{0,0500 \text{ kJ /m}^2.\text{sK}}{1000 \text{ W/m}^2.\text{K}} \end{aligned}$$

5. Alat penukar kalor standart

a . Luas perpindahan kalor yang diperlukan

Dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas total [kJ /s]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan [kJ /m² sK]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{1221875,02 \text{ kJ /jam} \times [\text{jam} /3600\text{s}]}{0,0500 \text{ kJ /m}^2.\text{sK} \times 180,898 \text{ K}} = 37,5250 \text{ m}^2 = 403,9162 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor >200 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5" OD, 8 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

Diameter luar tabung, Od = 1,5 in × [0,0254 m/in] = 0,0381 m

Diameter dalam tabung, Id = 1,17 in × [0,0254 m/in] = 0,0297 m

Luas permukaan /m : a" = π × Od

$$a" = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

Dipilih : Panjang tabung, L = 6 ft × [0,3048 m/ft] = 1,8288 m

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{37,5250 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\text{ft} \times 1,8288 \text{ m}} = 172$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : Ids = 31 in × [0,0254 m/in] = 0,7874 m

Jumlah tabung, nt = 184

Pass tabung, np = 1

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,9 in x [0.0254 m/in] = 0,0476 m

Diameter ekivalent

De = 1,01 in (Fig 28, Kern, D.Q)

= 1,01 in × [0,0254 m/in] = 0,0257 m

Luas perpindahan kalor standar

A = nt x a'' x L

$$A = 184 \times 0,1196 \text{ m}^2/\text{ft} \times 1,8288 \text{ m} = 40,2567 \text{ m}^2$$

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$UA = \frac{Qt}{\Delta T}$$

$$U_d = \frac{Q}{A \Delta t}$$

$$U_d = \frac{1221875,0157 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{40,2567 \text{ m}^2 \times 180,8977 \text{ K}} = 0,0466 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

Selongsong : Fluida dingin

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{I_{ds} B C'}{\text{Pitch}}$$

a_s : Luas aliran [m^2]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_{ds}/5$ sampai I_{ds}

Dipilih : $B = I_{ds} / 5$

$$I_{ds} = 0,7874 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,7874 \text{ m}}{5} = 0,15748 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$0,7874 \text{ m} \times 0,1575 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}$$

Tabung : Fluida panas

Luas aliran

$$a_t' = \pi \times I_d^2 / 4$$

$$a_t' = \pi \times (0,0297 \text{ m})^2 / 4$$

$$a_t' = 0,0007 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n t a_t'}{n p}$$

$$a_t = \frac{184 \times 0,0007 \text{ m}^2}{1}$$

$$a_t = 0,1276 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_t = \frac{\text{kec massa steam}}{a_t}$$

$$G_t = \frac{4370,09 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,1276 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 9,5161 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

$$a_s = \frac{0,0476 \text{ m}}{0,0248 \text{ m}^2}$$

$$a_s = 0,0248 \text{ m}^2$$

Flux massa:

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{a_s}$$

$$G_s = \frac{1791,5195 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0248 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 20,0663 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

$$G_s = 20,0663 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{310,2124 \text{ K} + 597 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 453,79 \text{ K}$$

$$t_{av} = 453,79 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/I_d \times [Re]^{0,8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,00005 \text{ kJ/m.s.K} \times (980,820)^{0,8} \times (8,56)^{1/3}}{0,0297 \text{ m}}$$

$$h_i = 0,2166 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_i = 0,2166 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{I_d}{O_d}$$

$$h_{io} = 0,2166 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0297 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}}$$

$$= 0,1689 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$= 0,1689 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{I_d G_t}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0297 \text{ m} \times 9,5161 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{2,88E-04 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 980,82$$

$$Re = 980,82$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{k_{th}}$$

$$Pr = \frac{1,3983 \text{ kJ/kg.K} \times 2,88E-04 \text{ kg/m.s}}{0,00005 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 8,56$$

$$Pr = 8,56$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Komponen	fraksi massa	μ [kg/m.s]	k_{th} [kJ/m.s.K]	c_p [kJ/kg.K]
NH3	0,9996	0,00016	0,000046	2,3755
H2O	0,0004	0,00015	0,000032	1,6883

Total	1,00	0,00031	0,000078	4,0638
-------	------	---------	----------	--------

Komponen	x/μ [kg/m.s]	x/kth [kJ/m.s.K]	x/cp [kJ/kg.K]
NH3	0,0002	4,56E-05	2,3745
H2O	0,0000	1,28E-08	0,0007
Total	0,0002	4,56E-05	2,3752

$$\begin{aligned} \mu_{av} &= 0,00016 \text{ kg/ms} \\ k_{hav} &= 0,00005 \text{ kJ/m sK} \\ c_{pav} &= 2,37518 \text{ kJ/kg K} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\text{Re} = \frac{De G_s}{\mu_{av}}$$

$$\text{Re} = \frac{0,0257 \text{ m} \times 20,0663 \text{ kg / m}^2 \text{ s}}{1,577\text{E-}04 \text{ kg / m s}}$$

$$\text{Re} = 4116,983$$

Bilangan Prandtl

$$\text{Pr} = \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{hav}}$$

$$\text{Pr} = \frac{2,38 \text{ kJ/kg.K} \times 1,577\text{E-}04 \text{ kg/m.s}}{4,561\text{E-}05 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$\text{Pr} = 0,0024$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{k_{hav}}{De} \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,000046 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0257 \text{ m}} \times (4116,98)^{0,8} \times (0,0024)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_o = 0,0667 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$h_{io} \quad h_o$$

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o}}$$

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [kJ/m² s.K]

$$U_c = \frac{0,1689 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,067 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{0,1689 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,067 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,0478 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Rd : Faktor pengotoran [m² s.K/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m² s.K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m² s.K]

$$R_d = \frac{1}{0,0466 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,0478 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5492 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [kg/m² s]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) = Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

Kecepatan mol

$$M_r = \frac{1791,519 \text{ kg/jam}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{1791,519 \text{ kg/jam}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{1791,519 \text{ kg/jam}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 17,0004 \text{ kg/kmol}$$

$M_r P_t$

$$\rho = \frac{M_r P_t}{R_g T_{av}}$$

$R_g T_{av}$

$$\rho = \frac{17,0004 \text{ kg /kmol} \times 6,0795 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 453,79 \text{ K}}$$

$$\rho = 2,7395 \text{ kg /m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{1,8288 \text{ m}}{0,15748 \text{ m}} = 11,6129$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4116,98)^{0,42}}$$

$$f = 0,0115$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0115 \times 11,6129 \times (20,0663 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,7874 \text{ m}}{2 \times 2,7395 \text{ kg/m}^3 \times 0,0257 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 20744,5894 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 20744,5894 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Tabung : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} I_d}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar reaktor [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

I_d : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(980,8197)^{0.32}}$$

$$f = 0,0152$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0152 \times (9,5161 \text{ kg/m}^2 \text{ s})' \times 1,8 \text{ m} \times 1}{2 \times 3,2476 \text{ kg/m}^3 \times 0,0297 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 52,1 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 52,13 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{T \text{ max}} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{T \text{ max}}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN HEATER (HE-01)

Alat : Heater
Kode : HE-01
Tugas : Memanaskan NH₃ yang berasal dari EV-01 dengan media pemanas
Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5000 in
Diameter dalam(Idt) = 1,1700 in
Jumlah tube = 184 buah
Passes = 1,0000
Panjang tube = 6,0000 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C") = 0,3750 in
Diameter dalam shell (= 31,00 in
Jarak baffle (B) = 6,20 in
Jumlah baffle (N+1) = 12 buah
Diameter ekuivalen (D = 1,0100 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk = 738,1500 K = 465,00 °C
Suhu keluar = 538,1987 K = 265,0487 °C
Massa fluida panas = 4370,0879 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0005 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,9995 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk = 310,21 K = 37,0624 °C
Suhu keluar = 597,36 K = 324,2124 °C
Massa fluida dingin = 1791,519 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,2047 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,7953 atm

4. Koefisien perpindahan panas

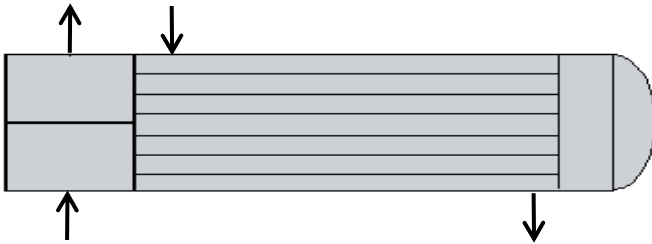
Uc = 0,0478 Kj/s.m².K
Ud = 0,0466 Kj/s.m².K
Rd hitung = 0,5492 s.m².K/Kj

HEATER (HE-02)

Tugas : Memanaskan NH₃ berasal dari HE-01 dan dengan media pemanas Komponen keluar Reaktor

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (shell and tube)

Sketsa :



Data :

Fluida dingin

Tekanan, Pt = 6 atm
6,0795 bar

Suhu masuk, t₁ = 597,3624 K = 324,21 °C

Suhu keluar, t₂ = 732,3285 K = 459,18 °C

Komposisi fluida dingin

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
NH ₃	17	105,3413	1790,8029	0,9996	0,9996
H ₂ O	18	0,0398	0,7166	0,0004	0,0004
Total		105,3812	1791,5195	1	1

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
NH ₃	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
H ₂ O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Konduktivitas thermal fase gas:

mengikuti persamaan:

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

k_{gas} = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
NH3	0,00457	2,32E-05	1,48E-07
H2O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

Viskositas fase gas

Persamaan yang digunakan :

$$\eta_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

η_{gas} = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
NH3	#####	3,67E-01	-4,47E-06
H2O	#####	4,29E-01	-1,62E-05

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 597,3624 \text{ K} = 324,2124 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 732,3285 \text{ K} = 459,1785 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{delta } T = 134,9661 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
NH3	105,3413	6356,9535	669650,0339
H2O	0,0398	4274,9828	170,1937
Total	105,3812		669820,2276

$$Q_t = 669820,2276 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pemanas

Media pemanas digunakan komponen keluar Reaktor

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	112,3465	3145,703	0,73	0,72
O2	32	2,566905	82,141	0,02	0,02
NH3	17	0,158012	2,686	0,00	0,00
NO	30	0,156432	4,693	0,00	0,00
NO2	46	15,48676	712,391	0,10	0,16
H2O	18	23,47076	422,474	0,15	0,10
Total		154,1854	4370,088	1,00	1,00

$$BM \text{ mix} = \frac{\text{Kec. Massa}}{\text{Kec. Mol}} = \frac{4370,087869 \text{ kg/jam}}{154,1854 \text{ kmol/jam}} = 28,3431 \text{ kg/kmol}$$

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
NO2	29,587	0,22719	-0,00023	1,07E-07	-1,9E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Menghitung suhu keluar fluida panas

$$T1 = 843,15 \text{ K} = 570,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = 738,15 \text{ K} = 465 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	112,3465	-3530,7261	-396664,8781
O2	2,5669	-3235,4012	-8304,9684
NH3	0,1580	-5361,9629	-847,2546
NO	0,1564	-5444,6065	-851,7101
NO2	15,4868	-11800,1418	-182745,9394
H2O	23,4708	-3425,7727	-80405,4771
Total	154,1854		-669820,2276

$$Q_p = -669820,2276 \text{ kJ/jam}$$

Sifat fisis pemanas

$$\text{Tekanan, Pt} = 6,0795 \text{ bar} = 6,0000 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, T1} = 843,1500 \text{ K} = 570 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Suhu keluar, T2	=	738,15	K	=	465	°C
Suhu avg	=	790,6500	K	=	517,5	°C
cp mix	=	1,4598				kJ/kg K
Viskositas,	=	0,00031				kg/m s
Densitas, ρ	=	2,6213				kg/m ³
Konduktivitas termal	=	5,75E-05				kJ/m.s.K
Massa pemanas	=	4370,0879	kg /jam	=	1,2139	kg/detik

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

843,1500	Suhu atas	732,3285	110,8215	Δt1
738,15	Suhu bawah	597,3624	140,7876	Δt2

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{140,7876 \text{ K} - 110,8215 \text{ K}}{\ln\left(\frac{140,7876 \text{ K}}{111 \text{ K}}\right)} = 125,2074 \text{ K}$$

Beda suhu rerata

Δt LMTD : 125,2074 K

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797 Nilai Ud bekisar antara 10 W/m².K - 50 W/m².K.

$$\text{Dicoba : } U_d = 50 \text{ W/m}^2.\text{K} \times \left[\frac{1 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K}}{1000 \text{ W/m}^2.\text{K}} \right] = 0,0500 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² .C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	550-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000

Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-100
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100
Condensers		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organic (some noncondensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
Refrigerators		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	300-1200
Steam	Heavy organics	600-900

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{669820,2 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,05 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 125,2074 \text{ K}} = 29,7205 \text{ m}^2 = 319,9084 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor >200 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5" OD, 8 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, } O_d = 1,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung, } I_d = 1,17 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0297 \text{ m}$$

Luas permukaan /m : a" = π × Od

$$a'' = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

$$\text{Dipilih : Panjang tabung, } L = 6 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 1,8288 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a''}$$

''' a" L

$$nt = \frac{29,7205 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\pi \times 1,8288 \text{ m}} = 136$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : Ids = 27 in × [0,0254 m/in] = 0,6858 m

Jumlah tabung, nt = 136

Pass tabung, np = 1

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,9 in x [0.0254 m/in] = 0,0476 m

Diameter ekivalent

De = 1,01 in (Fig 28, Kern, D.Q)

= 1,01 in × [0,0254 m/in] = 0,0257 m

Luas perpindahan kalor standar

A = nt x a" x L

A = 136 × 0,1196 m²/m × 1,8288 m = 29,7550 m²

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{669820,2276 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{29,7550 \text{ m}^2 \times 125,2074 \text{ K}} = 0,0499 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

Selongsong : Fluida dingin

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{I_d s B C'}{Pitch}$$

a_s : Luas aliran [m^2]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_d/5$ sampai I_d

Dipilih : $B = I_d / 5$

$$I_d = 0,6858 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,6858 \text{ m}}{5} = 0,13716 \text{ m}$$

$$Pitch = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{0,6858 \text{ m} \times 0,1372 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$a_s = 0,0188 \text{ m}^2$$

Tabung : Fluida panas

Luas aliran

$$a_t' = \pi \times I_d^2 / 4$$

$$a_t' = \pi \times (0,0297 \text{ m})^2 / 4$$

$$a_t' = 0,0007 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{n_p}$$

$$a_t = \frac{136 \times 0,0007 \text{ m}^2}{1}$$

$$a_t = 0,0943 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_t = \frac{\text{kec massa steam}}{a_t}$$

$$G_t = \frac{4370,09 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0943 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 12,8748 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{I_d G_t}{\mu}$$

Flux massa:

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{a_s}$$

$$G_s = \frac{1791,5195 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0188 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 26,4523 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{597,3624 \text{ K} + 732 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 664,85 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/I_d \times [Re]^{0,8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,00009 \text{ kJ/m.s.K} \times (1219,476)^{0,8} \times (5,36)^{1/3}}{0,0297 \text{ m}}$$

$$h_i = 0,4001 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{I_d}{O_d}$$

$$h_{io} = 0,4001 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0297 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} = 0,3120 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$0,0297 \text{ m} \times 12,8748 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

$$Re = \frac{0,0297 \text{ m} \times 12,8748 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{3,14E-04 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 1219,48$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{k_{th}}$$

$$Pr = \frac{1,4598 \text{ kJ/kg.K} \times 3,14E-04 \text{ kg/m.s}}{0,00009 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 5,36$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Komponen	fraksi massa	μ [kg/m.s]	k_{th} [kJ/m.s.K]	c_p [kJ/kg.K]
NH3	0,9996	0,00023	0,000085	2,7706
H2O	0,0004	0,00024	0,000054	1,7597
Total	1,00	0,00048	0,000139	4,5303

Komponen	x/μ [kg/m.s]	x/kth [kJ/m.s.K]	x/cp [kJ/kg.K]
NH3	0,0002	8,54E-05	2,7695
H2O	0,0000	2,15E-08	0,0007
Total	0,0002	8,55E-05	2,7702

$$\begin{aligned}\mu_{av} &= 0,00023 \text{ kg/ms} \\ k_{thav} &= 0,00009 \text{ kJ/m sK} \\ c_{pav} &= 2,77020 \text{ kJ/kg K}\end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De Gs}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0257 \text{ m} \times 26,4523 \text{ kg / m}^2 \text{ s}}{2,342E-04 \text{ kg / m s}}$$

$$Re = 4116,983$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{2,77 \text{ kJ/kg.K} \times 2,342E-04 \text{ kg/m.s}}{8,547E-05 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 0,0003$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,000085 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0257 \text{ m}} \times (4116,98)^{0,8} \times (0,0003)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_o = 0,0616 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{\dots}$$

$$h_{io} + h_o$$

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [kJ/m² s.K]

$$U_c = \frac{0,3120 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,062 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{0,3120 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,062 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,0515 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Rd : Faktor pengotoran [m² s.K/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m² s.K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m² s.K]

$$R_d = \frac{1}{0,0499 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,0515 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5877 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [kg/m² s]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) = Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{-----}}{\text{-----}}$$

Kecepatan mol

$$M_r = \frac{1791,519 \text{ kg/jam}}{\text{-----}}$$

$$M_r = \frac{\text{-----}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{\text{-----}}{\text{-----}}$$

$$M_r = 17,0004 \text{ kg/kmol}$$

$M_r P_t$

$$\rho = \frac{\text{-----}}{\text{-----}}$$

$R_g T_{av}$

$$\rho = \frac{17,0004 \text{ kg /kmol} \times 6,0795 \text{ bar}}{\text{-----}}$$

$$\rho = \frac{\text{-----}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 664,85 \text{ K}}$$

$$\rho = 1,8698 \text{ kg /m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$\frac{1,8288 \text{ m}}{\text{-----}}$$

$$(N + 1) = \frac{\text{-----}}{0,13716 \text{ m}} = 13,33333$$

$$\text{-----}$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$\frac{0,264}{\text{-----}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{\text{-----}}{\text{-----}}$$

$$\frac{\text{-----}}{(4116,98)^{0,42}}$$

$$f = 0,0115$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 L}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0115 \times 13,3333 \times (26,4523 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,6858 \text{ m}}{2 \times 1,8698 \text{ kg/m}^3 \times 0,0257 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 28965,2894 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 28965,2894 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Tabung : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} I_d}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar reaktor [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

I_d : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(1219,4758)^{0.32}}$$

$$f = 0,0143$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0143 \times (12,8748 \text{ kg / m}^2 \text{ s})^2 \times 1,8 \text{ m} \times 1}{2 \times 2,6213 \text{ kg/m}^3 \times 0,0297 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 111,0 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 111,00 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{T \text{ max}} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{T \text{ max}}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN HEATER (HE-02)

Alat : Heater
Kode : HE-02
Tugas : Memanaskan NH₃ yang berasal dari HE-01 dengan media pemanas
Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5000 in
Diameter dalam(Idt) = 1,1700 in
Jumlah tube = 136 buah
Passes = 1,0000
Panjang tube = 6,0000 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C") = 0,3750 in
Diameter dalam shell (= 27,0000 in
Jarak baffle (B) = 5,4000 in
Jumlah baffle (N+1) = 13 buah
Diameter ekuivalen (D = 1,0100 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk = 843,1500 K = 570,00 °C
Suhu keluar = 738,1500 K = 465,00 °C
Massa fluida panas = 4370,0879 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0011 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,9989 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk = 597,36 K = 324,2124 °C
Suhu keluar = 732,33 K = 459,1785 °C
Massa fluida dingin = 1791,519 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,2859 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,7141 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,0515 Kj/s.m².K
Ud = 0,0499 Kj/s.m².K
Rd hitung = 0,5877 s.m².K/Kj

HEATER (HE-03)

Tugas : Memanaskan NH₃ berasal dari HE-02 dan dengan media pemanas Komponen keluar Reaktor

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (shell and tube)

Sketsa :



Data :

Fluida dingin

Tekanan, Pt = 6 atm
6,0795 bar

Suhu masuk, t₁ = 732,3285 K = 459,1785 °C

Suhu keluar, t₂ = 841,5339 K = 568,3839 °C

Komposisi fluida dingin

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
NH ₃	17	105,3413	1790,8029	0,9996	0,9996
H ₂ O	18	0,0398	0,7166	0,0004	0,0004
Total		105,3812	1791,5195	1	1

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
NH ₃	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
H ₂ O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Konduktivitas thermal fase gas:

mengikuti persamaan:

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

k_{gas} = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
NH3	0,00457	2,32E-05	1,48E-07
H2O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

Viskositas fase gas

Persamaan yang digunakan :

$$\eta_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

η_{gas} = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
NH3	#####	3,67E-01	-4,47E-06
H2O	#####	4,29E-01	-1,62E-05

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , dan U_c
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 732,3285 \text{ K} = 459,1785 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 841,5339 \text{ K} = 568,3839 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{deltaT} = 109,2053 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
NH3	105,3413	5564,296	586150,4631
H2O	0,0398	3559,9350	141,7265
Total	105,3812		586292,1896

$$Q_t = 586292,1896 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pemanas

Media pemanas digunakan komponen keluar Reaktor

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	112,3465	3145,703	0,73	0,72
O2	32	2,566905	82,141	0,02	0,02
NH3	17	0,158012	2,686	0,00	0,00
NO	30	0,156432	4,693	0,00	0,00
NO2	46	15,48676	712,391	0,10	0,16
H2O	18	23,47076	422,474	0,15	0,10
Total		154,1854	4370,088	1,00	1,00

$$BM \text{ mix} = \frac{\text{Kec. Massa}}{\text{Kec. Mol}} = \frac{4370,087869 \text{ kg/jam}}{154,1854 \text{ kmol/jam}} = 28,3431 \text{ kg/kmol}$$

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
NO2	29,587	0,22719	-0,00023	1,07E-07	-1,9E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Menghitung suhu keluar fluida panas

$$T1 = 933,15 \text{ K} = 660,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = 843,15 \text{ K} = 570,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	112,3465	-3088,0071	-346926,9315
O2	2,5669	-2815,8360	-7227,9841
NH3	0,1580	-4851,4639	-766,5896
NO	0,1564	-4834,5304	-756,2748
NO2	15,4868	-10345,9571	-160225,3329
H2O	23,4708	-2999,0119	-70389,0768
Total	154,1854		-586292,1896

$$Q_p = -586292,1896 \text{ kJ/jam}$$

Sifat fisis pemanas

$$\text{Tekanan, Pt} = 6,0795 \text{ bar} = 6,0000 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, T1} = 933,1500 \text{ K} = 660 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Suhu keluar, T2	=	843,15	K	=	570	°C
Suhu avg	=	888,1500	K	=	615	°C
cp mix	=	1,4907	kJ/kg K			
Viskositas,	=	3,20E-04	kg/m s			
Densitas, ρ	=	2,3336	kg/m ³			
Konduktivitas termal	=	6,40E-05	kJ/m.s.K			
Massa pemanas	=	4370,0879	kg /jam =	1,2139	kg/detik	

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

933,1500	Suhu atas	841,5339	91,61613	Δt1
843,15	Suhu bawah	732,3285	110,8215	Δt2

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{110,8215 \text{ K} - 91,61613 \text{ K}}{\ln\left(\frac{110,8215 \text{ K}}{92 \text{ K}}\right)} = 100,9144 \text{ K}$$

Beda suhu rerata
Δt LMTD : 100,9144 K

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797 Nilai Ud bekisar antara 10 W/m².K - 50 W/m².K.

$$Dicoba : U_d = 50 \text{ W/m}^2.K \times \left[\frac{1 \text{ kJ/m}^2.s.K}{1000 \text{ W/m}^2.K} \right] = 0,0500 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² .°C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	550-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000

Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-300
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100
Condensers		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organic (some noncondensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
Refrigerators		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	300-1200
Steam	Heavy organics	600-900

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{586292,2 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,05 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 100,9144 \text{ K}} = 32,2767 \text{ m}^2 = 347,4230 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor >200 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5" OD, 8 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, } O_d = 1,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung, } I_d = 1,17 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0297 \text{ m}$$

Luas permukaan /m : a" = π × O_d

$$a'' = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

$$\text{Dipilih : Panjang tabung, } L = 6 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 1,8288 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a''}$$

''' $a'' L$

$$nt = \frac{32,2767 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\pi \times 1,8288 \text{ m}} = 148$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : Ids = 29 in × [0,0254 m/in] = 0,7366 m

Jumlah tabung, nt = 160

Pass tabung, np = 1

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,9 in x [0.0254 m/in] = 0,0476 m

Diameter ekivalent

De = 1,01 in (Fig 28, Kern, D.Q)

= 1,01 in × [0,0254 m/in] = 0,0257 m

Luas perpindahan kalor standar

$A = nt \times a'' \times L$

$A = 160 \times 0,1196 \text{ m}^2/\text{m} \times 1,8288 \text{ m} = 35,0059 \text{ m}^2$

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{586292,1896 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{35,0059 \text{ m}^2 \times 100,9144 \text{ K}} = 0,0461 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

Selongsong : Fluida dingin

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{I_d s B C'}{Pitch}$$

a_s : Luas aliran [m^2]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_d/5$ sampai I_d

Dipilih : $B = I_d / 5$

$$I_d = 0,7366 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,7366 \text{ m}}{5} = 0,14732 \text{ m}$$

$$Pitch = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{0,7366 \text{ m} \times 0,1473 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$a_s = 0,0217 \text{ m}^2$$

Tabung : Fluida panas

Luas aliran

$$a_t' = \pi \times I_d^2 / 4$$

$$a_t' = \pi \times (0,0297 \text{ m})^2 / 4$$

$$a_t' = 0,0007 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{n_p}$$

$$a_t = \frac{160 \times 0,0007 \text{ m}^2}{1}$$

$$a_t = 0,1109 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_t = \frac{\text{kec massa steam}}{a_t}$$

$$G_t = \frac{4370,09 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,1109 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 10,9436 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{I_d G_t}{\mu}$$

Flux massa:

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{a_s}$$

$$G_s = \frac{1791,5195 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0217 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 22,9296 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{732,3285 \text{ K} + 842 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 786,93 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/I_d \times [Re]^{0,8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,00011 \text{ kJ/m.s.K} \times (1017,465)^{0,8} \times (4,16)^{1/3}}{0,0297 \text{ m}}$$

$$h_i = 0,4263 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{I_d}{O_d}$$

$$h_{io} = 0,4263 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0297 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} = 0,3325 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$0,0297 \text{ m} \times 10,9436 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

$$Re = \frac{0,0297 \text{ m} \times 10,9436 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{3,20E-04 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 1017,47$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{k_{th}}$$

$$1,4907 \text{ kJ/kg.K} \times 3,20E-04 \text{ kg/m.s}$$

$$Pr = \frac{1,4907 \text{ kJ/kg.K} \times 3,20E-04 \text{ kg/m.s}}{0,00011 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 4,16$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Komponen	fraksi massa	μ [kg/m.s]	kth [kJ/m.s.K]	c_p [kJ/kg.K]
NH3	0,9996	0,00028	0,000115	2,9972
H2O	0,0004	0,00029	0,000068	1,8110
Total	1,00	0,00057	0,000183	4,8082

Komponen	x/μ [kg/m.s]	x/kth [kJ/m.s.K]	x/cp [kJ/kg.K]
NH3	0,0003	1,15E-04	2,9960
H2O	0,0000	2,73E-08	0,0007
Total	0,0003	1,15E-04	2,9967

$$\begin{aligned} \mu_{av} &= 0,00028 \text{ kg/ms} \\ k_{thav} &= 0,00011 \text{ kJ/m sK} \\ c_{pav} &= 2,99674 \text{ kJ/kg K} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De Gs}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0257 \text{ m} \times 22,9296 \text{ kg / m}^2 \text{ s}}{2,782E-04 \text{ kg / m s}}$$

$$Re = 4315,534$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{3,00 \text{ kJ/kg.K} \times 2,782E-04 \text{ kg/m.s}}{1,146E-04 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 0,0001$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{av}} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,000115 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0257 \text{ m}} \times (4315,53)^{0,8} \times (0,0001)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_o = 0,0551 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{\dots}$$

$$h_{i0} + h_o$$

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [kJ/m² s.K]

$$U_c = \frac{0,3325 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,055 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{0,3325 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,055 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,0473 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Rd : Faktor pengotoran [m² s.K/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m² s.K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m² s.K]

$$R_d = \frac{1}{0,0461 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,0473 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5363 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [kg/m² s]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) = Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

$$M_r = \frac{1791,519 \text{ kg/jam}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{1791,519 \text{ kg/jam}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 17,0004 \text{ kg/kmol}$$

$$M_r = 17,0004 \text{ kg/kmol}$$

$M_r P_t$

$$\rho = \frac{M_r P_t}{R_g T_{av}}$$

$R_g T_{av}$

$$\rho = \frac{17,0004 \text{ kg/kmol} \times 6,0795 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 786,93 \text{ K}}$$

$$\rho = 1,5797 \text{ kg/m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{1,8288 \text{ m}}{0,14732 \text{ m}} = 12,41379$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$0,264$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4315,53)^{0,42}}$$

$$f = 0,0114$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 L}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0114 \times 12,4138 \times (22,9296 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,7366 \text{ m}}{2 \times 1,5797 \text{ kg/m}^3 \times 0,0257 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 29995,8973 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 29995,8973 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Tabung : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} I_d}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar reaktor [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

I_d : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(1017,4653)^{0.32}}$$

$$f = 0,0150$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0150 \times (10,9436 \text{ kg / m}^2 \text{ s})^2 \times 1,8 \text{ m} \times 1}{2 \times 2,3336 \text{ kg/m}^3 \times 0,0297 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 94,9 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 94,94 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t \text{ max} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_t \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN HEATER (HE-03)

Alat : Heater
Kode : HE-03
Tugas : Memanaskan NH₃ yang berasal dari HE-02 dengan media pemanas
Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5000 in
Diameter dalam (Idt) = 1,1700 in
Jumlah tube = 160 buah
Passes = 1,0000
Panjang tube = 6,0000 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C") = 0,3750 in
Diameter dalam shell () = 29,0000 in
Jarak baffle (B) = 5,8000 in
Jumlah baffle (N+1) = 12 buah
Diameter ekuivalen (D) = 1,0100 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk = 933,1500 K = 660,00 °C
Suhu keluar = 843,1500 K = 570,00 °C
Massa fluida panas = 4370,0879 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0009 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,9991 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk = 732,3285 K = 459,1785 °C
Suhu keluar = 841,5339 K = 568,3839 °C
Massa fluida dingin = 1791,519 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,2960 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,7040 atm

4. Koefisien perpindahan panas

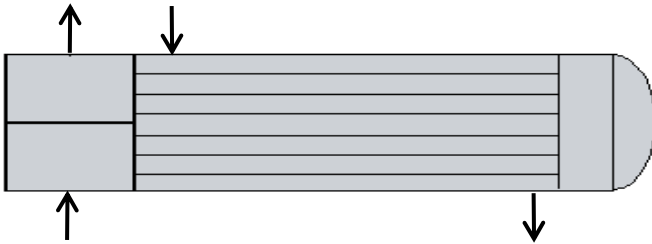
Uc = 0,0473 Kj/s.m².K
Ud = 0,0461 Kj/s.m².K
Rd hitung = 0,5363 s.m².K/Kj

HEATER (HE-04)

Tugas : Memanaskan NH₃ berasal dari HE-03 dan dengan media pemanas Komponen keluar Reaktor

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (shell and tube)

Sketsa :



Data :

Fluida dingin

Tekanan, Pt = 6 atm
6,0795 bar

Suhu masuk, t₁ = 841,5339 K = 568,3839 °C

Suhu keluar, t₂ = 923,15 K = 650,0000 °C

Komposisi fluida dingin

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
NH ₃	17	105,3413	1790,8029	0,9996	0,9996
H ₂ O	18	0,0398	0,7166	0,0004	0,0004
Total		105,3812	1791,5195	1	1

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
NH ₃	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
H ₂ O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Konduktivitas thermal fase gas:

mengikuti persamaan:

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

k_{gas} = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
NH3	0,00457	2,32E-05	1,48E-07
H2O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

Viskositas fase gas

Persamaan yang digunakan :

$$\eta_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

η_{gas} = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
NH3	#####	3,67E-01	-4,47E-06
H2O	#####	4,29E-01	-1,62E-05

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , dan U_c
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 841,5339 \text{ K} = 568,3839 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 923,15 \text{ K} = 650 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{deltaT} = 81,61613 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
NH3	105,3413	4386,465	462076,1295
H2O	0,0398	2716,4719	108,1469
Total	105,3812		462184,2764

$$Q_t = 462184,2764 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pemanas

Media pemanas digunakan komponen keluar Reaktor

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	112,3465	3145,703	0,73	0,72
O2	32	2,566905	82,141	0,02	0,02
NH3	17	0,158012	2,686	0,00	0,00
NO	30	0,156432	4,693	0,00	0,00
NO2	46	15,48676	712,391	0,10	0,16
H2O	18	23,47076	422,474	0,15	0,10
Total		154,1854	4370,088	1,00	1,00

$$BM \text{ mix} = \frac{\text{Kec. Massa}}{\text{Kec. Mol}} = \frac{4370,087869 \text{ kg/jam}}{154,1854 \text{ kmol/jam}} = 28,3431 \text{ kg/kmol}$$

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
NO2	29,587	0,22719	-0,00023	1,07E-07	-1,9E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Menghitung suhu keluar fluida panas

$$T1 = 1003,121 \text{ K} = 729,97 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = 933,15 \text{ K} = 660 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	112,3465	-2433,4216	-273386,5125
O2	2,5669	-2216,2910	-5689,0089
NH3	0,1580	-3920,9780	-619,5617
NO	0,1564	-3842,5830	-601,1026
NO2	15,4868	-8157,0160	-126325,7319
H2O	23,4708	-2367,3016	-55562,3590
Total	154,1854		-462184,2764

$$Q_p = -462184,2764 \text{ kJ/jam}$$

Sifat fisis pemanas

$$\text{Tekanan, Pt} = 6,0795 \text{ bar} = 6,0000 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, T1} = 1003,1211 \text{ K} = 729,9711 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Suhu keluar, T2	=	933,15	K	=	660	°C
Suhu avg	=	968,1355	K	=	694,9855	°C
cp mix	=	1,5115				kJ/kg K
Viskositas,	=	3,18E-04				kg/m s
Densitas, ρ	=	2,1408				kg/m ³
Konduktivitas termal	=	6,92E-05				kJ/m.s.K
Massa pemanas	=	4370,0879	kg /jam	=	1,2139	kg/detik

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

1003,1211	Suhu atas	923,15	79,97108	Δt1
933,15	Suhu bawah	841,5339	91,61613	Δt2

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{91,61613 \text{ K} - 79,97108 \text{ K}}{\ln\left(\frac{91,61613 \text{ K}}{80 \text{ K}}\right)} = 85,6617 \text{ K}$$

Beda suhu rerata

Δt LMTD : 85,6617 K

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797 Nilai Ud bekisar antara 10 W/m².K - 50 W/m².K.

$$\text{Dicoba : } U_d = 50 \text{ W/m}^2.\text{K} \times \left[\frac{1 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K}}{1000 \text{ W/m}^2.\text{K}} \right] = 0,0500 \text{ kJ /m}^2 \text{ s K}$$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² .°C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	550-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000

Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-300
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100
Condensers		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organic (some noncondensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
Refrigerators		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	300-1200
Steam	Heavy organics	600-900

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{462184,3 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,05 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 85,6617 \text{ K}} = 29,9748 \text{ m}^2 = 322,6457 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor >200 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5" OD, 8 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, } O_d = 1,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung, } I_d = 1,17 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0297 \text{ m}$$

Luas permukaan /m : a" = π × Od

$$a'' = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

$$\text{Dipilih : Panjang tabung, } L = 6 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 1,8288 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a''}$$

'''
a" L

$$nt = \frac{29,9748 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\pi \times 1,8288 \text{ m}} = 137$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : Ids = 27 in × [0,0254 m/in] = 0,6858 m

Jumlah tabung, nt = 136

Pass tabung, np = 1

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,9 in x [0.0254 m/in] = 0,0476 m

Diameter ekivalent

De = 1,01 in (Fig 28, Kern, D.Q)

= 1,01 in × [0,0254 m/in] = 0,0257 m

Luas perpindahan kalor standar

A = nt x a" x L

A = 136 × 0,1196 m²/m × 1,8288 m = 29,7550 m²

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{462184,2764 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{29,7550 \text{ m}^2 \times 85,6617 \text{ K}} = 0,0504 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

Selongsong : Fluida dingin

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{I_d s B C'}{Pitch}$$

a_s : Luas aliran [m^2]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_d/5$ sampai I_d

Dipilih : $B = I_d / 5$

$$I_d = 0,6858 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,6858 \text{ m}}{5} = 0,13716 \text{ m}$$

$$Pitch = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{0,6858 \text{ m} \times 0,1372 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$a_s = 0,0188 \text{ m}^2$$

Tabung : Fluida panas

Luas aliran

$$a_t' = \pi \times I_d^2 / 4$$

$$a_t' = \pi \times (0,0297 \text{ m})^2 / 4$$

$$a_t' = 0,0007 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{n_p}$$

$$a_t = \frac{136 \times 0,0007 \text{ m}^2}{1}$$

$$a_t = 0,0943 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_t = \frac{\text{kec massa steam}}{a_t}$$

$$G_t = \frac{4370,09 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0943 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 12,8748 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{I_d G_t}{\mu}$$

Flux massa:

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{a_s}$$

$$G_s = \frac{1791,5195 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0188 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 26,4523 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{841,5339 \text{ K} + 923 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 882,34 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/I_d \times [Re]^{0,8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,00014 \text{ kJ/m.s.K} \times (1201,568)^{0,8} \times (3,43)^{1/3}}{0,0297 \text{ m}}$$

$$h_i = 0,5594 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{I_d}{O_d}$$

$$h_{io} = 0,5594 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0297 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} = 0,4364 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$Re = \frac{0,0297 \text{ m} \times 12,8748 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{3,18E-04 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 1201,57$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{k_{th}}$$

$$Pr = \frac{1,5115 \text{ kJ/kg.K} \times 3,18E-04 \text{ kg/m.s}}{0,00014 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 3,43$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Komponen	fraksi massa	μ [kg/m.s]	kth [kJ/m.s.K]	cp [kJ/kg.K]
NH3	0,9996	0,00031	0,000140	3,1615
H2O	0,0004	0,00033	0,000081	1,8491
Total	1,00	0,00064	0,000221	5,0106

Komponen	x/μ [kg/m.s]	x/kth [kJ/m.s.K]	x/cp [kJ/kg.K]
NH3	0,0003	1,40E-04	3,1602
H2O	0,0000	3,23E-08	0,0007
Total	0,0003	1,40E-04	3,1610

$$\begin{aligned}\mu_{av} &= 0,00031 \text{ kg/ms} \\ k_{thav} &= 0,00014 \text{ kJ/m sK} \\ c_{pav} &= 3,16095 \text{ kJ/kg K}\end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}Re &= \frac{De Gs}{\mu_{av}} \\ &= \frac{0,0257 \text{ m} \times 26,4523 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{3,125E-04 \text{ kg/m s}} \\ Re &= 4210,724\end{aligned}$$

Bilangan Prandtl

$$\begin{aligned}Pr &= \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{thav}} \\ &= \frac{3,16 \text{ kJ/kg.K} \times 3,125E-04 \text{ kg/m.s}}{1,404E-04 \text{ kJ/m.s.K}} \\ Pr &= 0,0001\end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}h_o &= 0,36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0,14} \\ h_o &= 0,36 \times \frac{0,000140 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0257 \text{ m}} \times (4210,72)^{0,8} \times (0,0001)^{1/3} (1)^{0,14} \\ h_o &= 0,0588 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}\end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{\dots}$$

$$h_{io} + h_o$$

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [kJ/m² s.K]

$$U_c = \frac{0,4364 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,059 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{0,4364 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,059 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,0518 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Rd : Faktor pengotoran [m² s.K/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m² s.K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m² s.K]

$$R_d = \frac{1}{0,0504 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,0518 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5492 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [kg/m² s]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N +1) = Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m³]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

$$M_r = \frac{1791,519 \text{ kg/jam}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{17,0004 \text{ kg/kmol}}{105,3812 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 17,0004 \text{ kg/kmol}$$

$M_r P_t$

$$\rho = \frac{M_r P_t}{R_g T_{av}}$$

$R_g T_{av}$

$$\rho = \frac{17,0004 \text{ kg /kmol} \times 6,0795 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 882,34 \text{ K}}$$

$$\rho = 1,4089 \text{ kg /m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{1,8288 \text{ m}}{0,13716 \text{ m}} = 13,33333$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$0,264$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4210,72)^{0,42}}$$

$$f = 0,0114$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 L}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0114 \times 13,3333 \times (26,4523 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,6858 \text{ m}}{2 \times 1,4089 \text{ kg/m}^3 \times 0,0257 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 30523,0907 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 30523,0907 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Tabung : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} D}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar reaktor [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

D : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(1201,5682)^{0.32}}$$

$$f = 0,0143$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0143 \times (12,8748 \text{ kg / m}^2 \text{ s})^2 \times 1,8 \text{ m} \times 1}{2 \times 2,1408 \text{ kg/m}^3 \times 0,0297 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 136,5 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 136,50 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{T \text{ max}} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{T \text{ max}}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN HEATER (HE-04)

Alat : Heater
Kode : HE-04
Tugas : Memanaskan NH₃ yang berasal dari HE-03 dengan media pemanas
Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5000 in
Diameter dalam(Idt) = 1,1700 in
Jumlah tube = 136 buah
Passes = 1,0000
Panjang tube = 6,0000 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C") = 0,3750 in
Diameter dalam shell (= 27,0000 in
Jarak baffle (B) = 5,4000 in
Jumlah baffle (N+1) = 13 buah
Diameter ekuivalen (D = 1,0100 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk = 1003,1211 K = 729,9711 °C
Suhu keluar = 933,1500 K = 660,0000 °C
Massa fluida panas = 4370,0879 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0013 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,9987 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk = 841,53 K = 568,38 °C
Suhu keluar = 923,15 K = 650,00 °C
Massa fluida dingin = 1791,519 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,3012 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,6988 atm

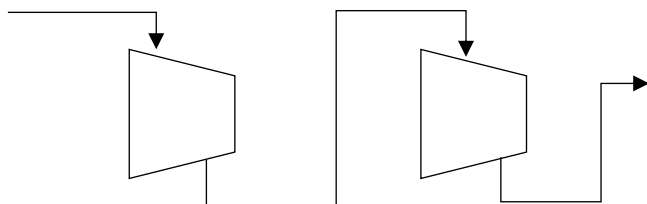
4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,0518 Kj/s.m².K
Ud = 0,0504 Kj/s.m².K
Rd hitung = 0,5492 s.m².K/Kj

KOMPRESOR (K-01)

Tugas: Menekan gas udara bahan baku

Jenis: Kompresor sentrifugal



Data

Konstanta gas ideal, R_g = 0,082 L.atm/mol.K

T udara masuk kompresor = 303,15 K = 30 °C

P udara masuk kompresor = 1 atm = 1,01325 bar

Komposisi bahan yang ditekan

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	748,977	20971,3551	0,79	0,77
O2	32	199,0951	6371,0446	0,21	0,23
Total		948,0721	27342,3996	1	1

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13

Langkah Perhitungan

1. Kapasitas Kompresor
2. Jumlah Stage
3. Daya Penggerak
4. Suhu Keluar Kompresor

1. Kapasitas Kompresor

Kapasitas kompresor dinyatakan sebagai kecepatan volume bahan yang ditekan dan dievaluasi pada suhu $T_{reff} = 273,15 \text{ K}$, dan $P = 1 \text{ atm}$

$$P \times V = n \times R \times T$$

$$V = \frac{n \times R \times T}{P}$$

$$V = \frac{948,0721 \text{ kmol/jam} \times 1000 \text{ mol/kmol} \times 0,082 \frac{\text{L.atm}}{\text{mol.k}} \times 273,15 \text{ K}}{1 \text{ atm}}$$

$$V = 21235203,5334 \text{ nL/jam}$$

2. Jumlah Stage

Rasio kompresi berkisar antara 2,1-7 (Ludwig, E.E., "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", ed.3, vol.3, 2001)

Dirancang rasio kompresi (R_c) = 2,4495

Stage ke 1

Tekanan masuk, $P_1 = 1 \text{ atm}$

Tekanan keluar, $P' = P_1 \times R_c$

$$= 1 \text{ atm} \times 2,4495$$

$$= 2,4495 \text{ atm}$$

Stage ke 2

Tekanan masuk, $P' = 2,4495 \text{ atm}$

Tekanan keluar, $P_2 = P' \times R_c$

$$= 2,4495 \text{ atm} \times 2,4495$$

$$= 6 \text{ atm}$$

Maka, jumlah stage yang dipakai adalah 2

3. Daya Penggerak

Dihitung dengan persamaan:

$$W = \frac{n \cdot R \cdot T \cdot \text{stg} \cdot R_c^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{\gamma - 1}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_v}$$

Cp - R

Kapasitas panas

T1 = 303,15 K = 30 °C

Treff = 273,15 K = 0 °C

Komponen	Fraksi mol	cp [kJ/kmol.K]	x. Cp
N2	0,7900	29,4050	23,2300
O2	0,2100	29,0578	6,1021
Total	1,0000		29,3321

Cp = 29,3321 kJ/kmol.K

R = 8,314 J/mol.K

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$\gamma = \frac{29,3321 \text{ J/mol.K}}{29,3321 \text{ J/mol.K} - 8,314 \text{ J/mol.K}}$$

γ = 1,3956

$$W = \frac{n \cdot R \cdot T \cdot \text{stg} \cdot \text{Rc}^{\gamma-1}}{\gamma - 1}$$

$$W = \frac{948,0721 \text{ kmol/jam} \times 8,314 \text{ J/mol.K} \times 303,15 \text{ K} \times 1 \times 0,2891}{0,3956}$$

W = 1746287,7433 kJ/jam
650,4922 HP

Motor standart: Dipilih Motor Induksi

W = 700 HP (Ludwig, E.E., vol III halaman 628)

Horsepower Ratings. Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Mencari Suhu T'

$$T' = T_1 \times R_c^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$$

$$T' = 303,15 \text{ K} \times 2,4495^{\frac{1,3956 - 1}{1,3956}}$$

$$T' = 390,7856 \text{ K}$$

$$= 117,6356 \text{ }^\circ\text{C}$$

Menghitung W2

$$W = \frac{n \cdot R \cdot T \cdot \text{stg} \cdot R_c^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{\gamma - 1} - 1$$

$$W = \frac{948,0721 \text{ kmol/jam} \times 8,314 \text{ J/mol.K} \times 390,7856 \text{ K} \times 1 \times 0,2891}{0,3956} - 1$$

$$W = 2251110,1708 \text{ kJ/jam}$$

$$838,5385 \text{ HP}$$

Motor standart: Dipilih Motor Induksi

$$W = 800 \text{ HP (Ludwig, E.E., vol III halaman 628)}$$

Horsepower Ratings. Standard NEMA ratings for induction

motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{8}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

4. Suhu Keluar Kompresor

$$T_2 = T_1 \times R_c^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$$
$$T_2 = 390,7856 \text{ K} \times 2,4495^{\frac{1,3956 - 1}{1,3956}}$$
$$T_2 = 503,7551 \text{ K}$$
$$= 230,6051 \text{ }^\circ\text{C}$$

RINGKASAN KOMPRESOR-1 (K-01)

Alat : Kompresor
Kode : K-01
Tugas : Menekan bahan baku udara
Jenis : Kompresor sentrifugal

Spesifikasi Alat Kompresor

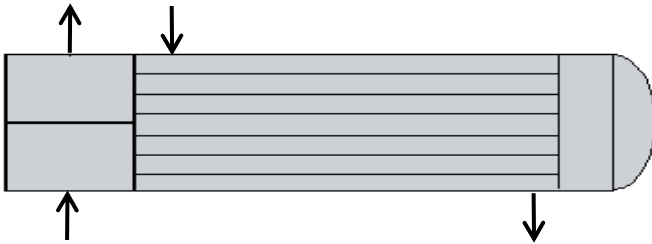
Massa Fluida	=	27342,3996 kg/jam	
Kapasitas	=	21235203,5334 L/jam =	12498,50121 ft/min
Jumlah Stage	=	2	
Stage 1			
P1	=	1 atm	
P'	=	2,4495 atm	
Stage 2			
P'	=	2,4495 atm	
P2	=	6 atm	
Daya Penggerak			
W1	=	700 HP	
W2	=	800 HP	
Suhu Keluar Kompresor			
T1	=	303,1500 K	= 30,00 °C
T'	=	390,7856 K	= 117,6356 °C
T2	=	503,7551 K	= 230,6051 °C

HEATER (HE-05)

Tugas : Memanaskan udara yang berasal dari K-01 dan dengan media pemanas Komponen keluar Reaktor

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (shell and tube)

Sketsa :



Data :

Fluida dingin

Tekanan, Pt = 6 atm
6,0795 bar

Suhu masuk, t1 = 503,7551 K = 230,6051 °C

Suhu keluar, t2 = 734,8920 K = 461,7420 °C

Komposisi fluida dingin

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	748,977	20971,355	0,79	0,77
O2	32	199,0951	6371,045	0,21	0,23
Total		948,0721	27342,400	1	1

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13

Konduktivitas thermal fase gas:

mengikuti persamaan:

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

k_{gas} = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
N2	0,00309	7,59E-05	-1,1E-08
O2	0,00121	8,62E-05	-1,3E-08

Viskositas fase gas

Persamaan yang digunakan :

$$\eta_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

η_{gas} = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
N2	42,606	0,475	-9,9E-05
O2	44,224	0,562	-0,00011

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , dan U_c
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 503,7551 \text{ K} = 230,6051 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 734,892 \text{ K} = 461,742 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{delta } T = 231,1369 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	$i_{c,pt}$	$m \cdot i_{c,pt}$
N2	748,9770	7434,4276	5568215,0283
O2	199,0951	6943,4604	1382409,2375
Total	948,0721		6950624,2657

$$Q_t = 6950624,2657 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pemanas

Media pemanas digunakan komponen keluar Reaktor

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	636,6304	17825,652	0,73	0,72
O2	32	14,5458	465,465	0,02	0,02
NH3	17	0,895401	15,222	0,00	0,00
NO	30	0,886447	26,593	0,00	0,00
NO2	46	87,75829	4036,882	0,10	0,16
H2O	18	133,001	2394,017	0,15	0,10
Total		873,7173	24763,831	1,00	1,00

$$BM \text{ mix} = \frac{\text{Kec. Massa}}{\text{Kec. Mol}} = \frac{24763,83126 \text{ kg/jam}}{873,7173 \text{ kmol/jam}} = 28,3431 \text{ kg/kmol}$$

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
NO2	29,587	0,22719	-0,00023	1,07E-07	-1,9E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Menghitung suhu keluar fluida panas

$$T1 = 843,15 \text{ K} = 570,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = 648,6082 \text{ K} = 375,4582 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	636,6304	-6470,6007	-4119381,2386
O2	14,5458	-5953,5260	-86598,7768
NH3	0,8954	-9662,2533	-8651,5955
NO	0,8864	-9883,3324	-8761,0545
NO2	87,7583	-21557,2215	-1891824,9981
H2O	133,0010	-6281,2076	-835406,6023
Total	873,7173		-6950624,2658

$$Q_p = -6950624,2658 \text{ kJ/jam}$$

Sifat fisis pemanas

$$\text{Tekanan, Pt} = 6,0795 \text{ bar} = 6,0000 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, T1} = 843,1500 \text{ K} = 570 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Suhu keluar, T2	=	648,6082414	K	=	375,4582	°C
Suhu avg	=	745,8791	K	=	472,7291	°C
cp mix	=	1,4428				kJ/kg K
Viskositas,	=	3,08E-04				kg/m s
Densitas, ρ	=	2,7787				kg/m ³
Konduktivitas termal	=	5,45E-05				kJ/m.s.K
Massa pemanas	=	24763,8313	kg /jam	=	6,8788	kg/detik

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

843,1500	Suhu atas	734,892	108,258	Δt1
648,6082	Suhu bawah	503,7551	144,8531	Δt2

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{144,8531 \text{ K} - 108,258 \text{ K}}{\ln\left(\frac{144,8531 \text{ K}}{108 \text{ K}}\right)} = 125,6688 \text{ K}$$

Beda suhu rerata

Δt LMTD : 125,6688 K

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797 Nilai Ud bekisar antara 10 W/m².K - 50 W/m².K.

$$\text{Dicoba : } U_d = 50 \text{ W/m}^2.\text{K} \times \left[\frac{1 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K}}{1000 \text{ W/m}^2.\text{K}} \right] = 0,0500 \text{ kJ /m}^2 \text{ s K}$$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² .°C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	550-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000

Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-300
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100
Condensers		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organic (some noncondensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
Refrigerators		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	300-1200
Steam	Heavy organics	600-900

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{6950624 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,05 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 125,6688 \text{ K}} = 307,2726 \text{ m}^2 = 3307,4551 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor >200 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5" OD, 8 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, } O_d = 1,500 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung, } I_d = 1,170 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0297 \text{ m}$$

Luas permukaan /m : a" = π × Od

$$a'' = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

$$\text{Dipilih : Panjang tabung, } L = 24 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 7,3152 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a''}$$

'''
a" L

$$nt = \frac{307,2726 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\pi \times 7,3152 \text{ m}} = 301$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : Ids = 39 in × [0,0254 m/in] = 0,9906 m

Jumlah tabung, nt = 307

Pass tabung, np = 1

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,9 in x [0.0254 m/in] = 0,0476 m

Diameter ekivalent

De = 1,01 in (Fig 28, Kern, D.Q)

= 1,01 in × [0,0254 m/in] = 0,0257 m

Luas perpindahan kalor standar

A = nt x a" x L

A = 307 × 0,1196 m²/m × 7,3152 m = 268,6700 m²

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{6950624,2657 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{268,6700 \text{ m}^2 \times 125,6688 \text{ K}} = 0,0572 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

Selongsong : Fluida dingin

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{I_d s B C'}{Pitch}$$

a_s : Luas aliran [m^2]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_d/5$ sampai I_d

Dipilih : $B = I_d / 5$

$$I_d = 0,9906 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,9906 \text{ m}}{5} = 0,19812 \text{ m}$$

$$Pitch = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{0,9906 \text{ m} \times 0,1981 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$a_s = 0,0393 \text{ m}^2$$

Tabung : Fluida panas

Luas aliran

$$a_t' = \pi \times I_d^2 / 4$$

$$a_t' = \pi \times (0,0297 \text{ m})^2 / 4$$

$$a_t' = 0,0007 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{n_p}$$

$$a_t = \frac{307 \times 0,0007 \text{ m}^2}{1}$$

$$a_t = 0,2128 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_t = \frac{\text{kec massa steam}}{a_t}$$

$$G_t = \frac{24763,83 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,2128 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 32,3198 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{I_d G_t}{\mu}$$

Flux massa:

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{a_s}$$

$$G_s = \frac{27342,3996 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0393 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 193,4984 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{503,7551 \text{ K} + 735 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 619,32 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/I_d \times [Re]^{0,8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,00005 \text{ kJ/m.s.K} \times (3115,008)^{0,8} \times (9,52)^{1/3}}{0,0297 \text{ m}}$$

$$h_i = 0,5609 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{I_d}{O_d}$$

$$h_{io} = 0,5609 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0297 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} = 0,4375 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$Re = \frac{0,0297 \text{ m} \times 32,3198 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{3,08E-04 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 3115,01$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{k_{th}}$$

$$Pr = \frac{1,4428 \text{ kJ/kg.K} \times 3,08E-04 \text{ kg/m.s}}{0,00005 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 9,52$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Komponen	fraksi massa	μ [kg/m.s]	kth [kJ/m.s.K]	c_p [kJ/kg.K]
N2	0,7670	0,00030	0,000046	1,1487
O2	0,2330	0,00035	0,000049	0,9388
Total	1,00	0,00065	0,000095	2,0875

Komponen	x/μ [kg/m.s]	x/kth [kJ/m.s.K]	x/cp [kJ/kg.K]
N2	0,0002	3,52E-05	0,8811
O2	0,0001	1,15E-05	0,2187
Total	0,0003	4,67E-05	1,0998

$$\begin{aligned}\mu_{av} &= 0,00031 \text{ kg/ms} \\ k_{thav} &= 0,00005 \text{ kJ/m sK} \\ c_{pav} &= 1,09981 \text{ kJ/kg K}\end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De Gs}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0257 \text{ m} \times 193,4984 \text{ kg / m}^2 \text{ s}}{3,106E-04 \text{ kg / m s}}$$

$$Re = 4109,290$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{1,10 \text{ kJ/kg.K} \times 3,106E-04 \text{ kg/m.s}}{4,672E-05 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 0,002$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,000047 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0257 \text{ m}} \times (4109,29)^{0,8} \times (0,002)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_o = 0,0682 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{\dots}$$

$$h_{i0} + h_o$$

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [kJ/m² s.K]

$$U_c = \frac{0,4375 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,068 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{0,4375 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,068 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,0590 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Rd : Faktor pengotoran [m² s.K/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m² s.K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m² s.K]

$$R_d = \frac{1}{0,0572 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,0590 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5399 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [kg/m² s]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) = Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

Kecepatan mol

$$M_r = \frac{27342,400 \text{ kg/jam}}{948,0721 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{27342,400 \text{ kg/jam}}{948,0721 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{27342,400 \text{ kg/jam}}{948,0721 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 28,8400 \text{ kg/kmol}$$

$M_r P_t$

$$\rho = \frac{M_r P_t}{R_g T_{av}}$$

$R_g T_{av}$

$$\rho = \frac{28,8400 \text{ kg/kmol} \times 6,0795 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 619,32 \text{ K}}$$

$$\rho = 3,4051 \text{ kg/m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{7,3152 \text{ m}}{0,19812 \text{ m}} = 36,92308$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

0,264

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4109,29)^{0,42}}$$

$$f = 0,0115$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 L}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0115 \times 36,9231 \times (193,4984 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,9906 \text{ m}}{2 \times 3,4051 \text{ kg/m}^3 \times 0,0257 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 29451,2557 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 29451,2557 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Tabung : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} D}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar reaktor [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

D : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(3115,0079)^{0.32}}$$

$$f = 0,0109$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0109 \times (32,3198 \text{ kg / m}^2 \text{ s})^2 \times 7,3 \text{ m} \times 1}{2 \times 2,7787 \text{ kg/m}^3 \times 0,0297 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 2022,5 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 2022,45 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{T \text{ max}} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{T \text{ max}}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN HEATER (HE-05)

Alat : Heater
Kode : HE-05
Tugas : Memanaskan udara yang berasal dari K-01 dengan media pemanas Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5000 in
Diameter dalam(Idt) = 1,1700 in
Jumlah tube = 307 buah
Passes = 1,0000
Panjang tube = 24,0000 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C") = 0,3750 in
Diameter dalam shell (= 39,0000 in
Jarak baffle (B) = 7,8000 in
Jumlah baffle (N+1) = 37 buah
Diameter ekuivalen (D = 1,0100 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk = 843,1500 K = 570,00 °C
Suhu keluar = 648,6082 K = 375,4582 °C
Massa fluida panas = 24763,8313 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0200 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,9800 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk = 503,7551 K = 230,6051 °C
Suhu keluar = 734,8920 K = 461,7420 °C
Massa fluida dingin = 27342,400 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,2907 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,7093 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,0590 Kj/s.m².K
Ud = 0,0572 Kj/s.m².K
Rd hitung = 0,5399 s.m².K/Kj

HEATER (HE-06)

Tugas : Memanaskan udara yang berasal dari HE-05 dan dengan media pemanas Komponen keluar Reaktor

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (shell and tube)

Sketsa :



Data :

Fluida dingin

Tekanan, Pt = 6 atm
6,0795 bar

Suhu masuk, t1 = 734,892 K = 461,742 °C

Suhu keluar, t2 = 841,0304 K = 567,8804 °C

Komposisi fluida dingin

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	748,977	20971,355	0,79	0,77
O2	32	199,0951	6371,045	0,21	0,23
Total		948,0721	27342,400	1	1

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13

Konduktivitas thermal fase gas:

mengikuti persamaan:

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

k_{gas} = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
N2	0,00309	7,59E-05	-1,1E-08
O2	0,00121	8,62E-05	-1,3E-08

Viskositas fase gas

Persamaan yang digunakan :

$$\eta_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

η_{gas} = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
N2	42,606	0,475	-9,9E-05
O2	44,224	0,562	-0,00011

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 734,892 \text{ K} = 461,742 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 841,0304 \text{ K} = 567,8804 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{delta } T = 106,1384 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	748,9770	3566,8102	2671458,6889
O2	199,0951	3269,1090	650863,7186
Total	948,0721		3322322,4075

$$Q_t = 3322322,4075 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pemanas

Media pemanas digunakan komponen keluar Reaktor

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	636,6304	17825,652	0,73	0,72
O2	32	14,5458	465,465	0,02	0,02
NH3	17	0,895401	15,222	0,00	0,00
NO	30	0,886447	26,593	0,00	0,00
NO2	46	87,75829	4036,882	0,10	0,16
H2O	18	133,001	2394,017	0,15	0,10
Total		873,7173	24763,831	1,00	1,00

$$BM \text{ mix} = \frac{\text{Kec. Massa}}{\text{Kec. Mol}} = \frac{24763,83126 \text{ kg/jam}}{873,7173 \text{ kmol/jam}} = 28,3431 \text{ kg/kmol}$$

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
NO2	29,587	0,22719	-0,00023	1,07E-07	-1,9E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Menghitung suhu keluar fluida panas

$$T1 = 933,15 \text{ K} = 660,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = 843,15 \text{ K} = 570 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	636,6304	-3088,0071	-1965919,2784
O2	14,5458	-2815,8360	-40958,5768
NH3	0,8954	-4851,4639	-4344,0077
NO	0,8864	-4834,5304	-4285,5570
NO2	87,7583	-10345,9571	-907943,5530
H2O	133,0010	-2999,0119	-398871,4350
Total	873,7173		-3322322,4079

$$Q_p = -3322322,4079 \text{ kJ/jam}$$

Sifat fisis pemanas

$$\text{Tekanan, Pt} = 6,0795 \text{ bar} = 6,0000 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, T1} = 933,1500 \text{ K} = 660 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Suhu keluar, T2	=	843,15	K	=	570	°C
Suhu avg	=	888,1500	K	=	615	°C
cp mix	=	1,4907				kJ/kg K
Viskositas,	=	3,20E-04				kg/m s
Densitas, ρ	=	2,3336				kg/m ³
Konduktivitas termal	=	6,40E-05				kJ/m.s.K
Massa pemanas	=	24763,8313	kg /jam	=	6,8788	kg/detik

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

933,1500	Suhu atas	841,0304	92,11963	Δt1
843,15	Suhu bawah	734,892	108,258	Δt2

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{108,258 \text{ K} - 92,11963 \text{ K}}{\ln\left(\frac{108,258 \text{ K}}{92 \text{ K}}\right)} = 99,9718 \text{ K}$$

Beda suhu rerata

Δt LMTD : 99,9718 K

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797 Nilai Ud bekisar antara 10 W/m².K - 50 W/m².K.

$$\text{Dicoba : } U_d = 50 \text{ W/m}^2.\text{K} \times \left[\frac{1 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K}}{1000 \text{ W/m}^2.\text{K}} \right] = 0,0500 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² .°C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	550-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000

Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-300
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100
Condensers		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organic (some noncondensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
Refrigerators		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	300-1200
Steam	Heavy organics	600-900

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{3322322 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,05 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 99,9718 \text{ K}} = 184,6255 \text{ m}^2 = 1987,2922 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor >200 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5" OD, 8 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, } O_d = 1,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung, } I_d = 1,17 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0297 \text{ m}$$

Luas permukaan /m : a" = π × Od

$$a'' = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

$$\text{Dipilih : Panjang tabung, } L = 24 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 7,3152 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a''}$$

''' a" L

$$nt = \frac{184,6255 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\pi \times 7,3152 \text{ m}} = 211$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : Ids = 33 in × [0,0254 m/in] = 0,8382 m

Jumlah tabung, nt = 215

Pass tabung, np = 1

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,9 in x [0.0254 m/in] = 0,0476 m

Diameter ekivalent

De = 1,01 in (Fig 28, Kern, D.Q)

= 1,01 in × [0,0254 m/in] = 0,0257 m

Luas perpindahan kalor standar

A = nt x a" x L

A = 215 × 0,1196 m²/m × 7,3152 m = 188,1565 m²

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{3322322,4075 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{188,1565 \text{ m}^2 \times 99,9718 \text{ K}} = 0,0491 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

Selongsong : Fluida dingin

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{I_{ds} B C'}{Pitch}$$

a_s : Luas aliran [m^2]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_{ds}/5$ sampai I_{ds}

Dipilih : $B = I_{ds} / 5$

$$I_{ds} = 0,8382 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,8382 \text{ m}}{5} = 0,16764 \text{ m}$$

$$Pitch = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{0,8382 \text{ m} \times 0,1676 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$a_s = 0,0281 \text{ m}^2$$

Tabung : Fluida panas

Luas aliran

$$a_t' = \pi \times I_d^2 / 4$$

$$a_t' = \pi \times (0,0297 \text{ m})^2 / 4$$

$$a_t' = 0,0007 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{n_p}$$

$$a_t = \frac{215 \times 0,0007 \text{ m}^2}{1}$$

$$a_t = 0,1491 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_t = \frac{\text{kec massa steam}}{a_t}$$

$$G_t = \frac{24763,83 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,1491 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 46,1496 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{I_d G_t}{\mu}$$

Flux massa:

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{a_s}$$

$$G_s = \frac{27342,3996 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0281 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 270,2582 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{734,892 \text{ K} + 841 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 787,96 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/I_d \times [Re]^{0,8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,00006 \text{ kJ/m.s.K} \times (4290,706)^{0,8} \times (8,33)^{1/3}}{0,0297 \text{ m}}$$

$$h_i = 0,8483 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{I_d}{O_d}$$

$$h_{io} = 0,8483 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0297 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}}$$

$$= 0,6617 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$Re = \frac{0,0297 \text{ m} \times 46,1496 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{3,20E-04 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 4290,71$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{k_{th}}$$

$$Pr = \frac{1,4907 \text{ kJ/kg.K} \times 3,20E-04 \text{ kg/m.s}}{0,00006 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 8,33$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Komponen	fraksi massa	μ [kg/m.s]	k_{th} [kJ/m.s.K]	c_p [kJ/kg.K]
N2	0,7670	0,00036	0,000056	1,2002
O2	0,2330	0,00042	0,000061	0,9625
Total	1,00	0,00077	0,000117	2,1627

Komponen	x/μ [kg/m.s]	x/kth [kJ/m.s.K]	x/cp [kJ/kg.K]
N2	0,0003	4,30E-05	0,9205
O2	0,0001	1,42E-05	0,2243
Total	0,0004	5,72E-05	1,1448

$$\begin{aligned}\mu_{av} &= 0,00037 \text{ kg/ms} \\ k_{thav} &= 0,00006 \text{ kJ/m sK} \\ c_{pav} &= 1,14481 \text{ kJ/kg K}\end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De Gs}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0257 \text{ m} \times 270,2582 \text{ kg / m}^2 \text{ s}}{3,698E-04 \text{ kg / m s}}$$

$$Re = 4034,681$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{1,14 \text{ kJ/kg.K} \times 3,698E-04 \text{ kg/m.s}}{5,718E-05 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 0,001$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,000057 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0257 \text{ m}} \times (4034,68)^{0,8} \times (0,001)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_o = 0,0546 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{\dots}$$

$$h_{io} + h_o$$

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [kJ/m² s.K]

$$U_c = \frac{0,6617 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,055 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{0,6617 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,055 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,0504 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Rd : Faktor pengotoran [m² s.K/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m² s.K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m² s.K]

$$R_d = \frac{1}{0,0491 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,0504 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5513 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [kg/m² s]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) = Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

Kecepatan mol

$$M_r = \frac{27342,400 \text{ kg/jam}}{948,0721 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{27342,400 \text{ kg/jam}}{948,0721 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 28,8400 \text{ kg/kmol}$$

$$M_r = 28,8400 \text{ kg/kmol}$$

$M_r P_t$

$$\rho = \frac{M_r P_t}{R_g T_{av}}$$

$R_g T_{av}$

$$\rho = \frac{28,8400 \text{ kg/kmol} \times 6,0795 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 787,96 \text{ K}}$$

$$\rho = 2,6764 \text{ kg/m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{7,3152 \text{ m}}{0,16764 \text{ m}} = 43,63636$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

0,264

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4034,68)^{0,42}}$$

$$f = 0,0116$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 L}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0116 \times 43,6364 \times (270,2582 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,8382 \text{ m}}{2 \times 2,6764 \text{ kg/m}^3 \times 0,0257 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 30363,4590 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 30363,4590 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Tabung : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} D}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar reaktor [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

D : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(4290,7063)^{0.32}}$$

$$f = 0,0100$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0100 \times (46,1496 \text{ kg / m}^2 \text{ s})^2 \times 7,3 \text{ m} \times 1}{2 \times 2,3336 \text{ kg/m}^3 \times 0,0297 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 4493,2 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 4493,21 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t \text{ max} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_t \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN HEATER (HE-06)

Alat : Heater
Kode : HE-06
Tugas : Memanaskan udara yang berasal dari HE-05 dengan media pemanas Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5000 in
Diameter dalam(Idt) = 1,1700 in
Jumlah tube = 215 buah
Passes = 1,0000
Panjang tube = 24,0000 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C") = 0,3750 in
Diameter dalam shell (= 33,0000 in
Jarak baffle (B) = 6,6000 in
Jumlah baffle (N+1) = 44 buah
Diameter ekuivalen (D = 1,0100 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk = 933,1500 K = 660,00 °C
Suhu keluar = 843,1500 K = 570,00 °C
Massa fluida panas = 24763,8313 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0443 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,9557 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk = 734,8920 K = 461,7420 °C
Suhu keluar = 841,0304 K = 567,8804 °C
Massa fluida dingin = 27342,400 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,2997 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,7003 atm

4. Koefisien perpindahan panas

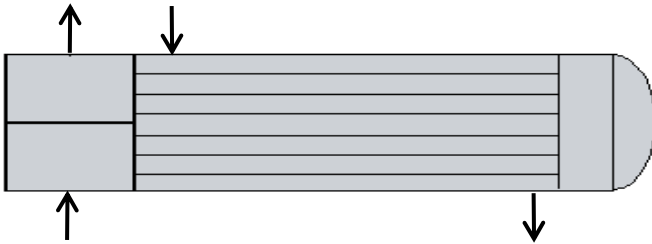
Uc = 0,0504 Kj/s.m².K
Ud = 0,0491 Kj/s.m².K
Rd hitung = 0,5513 s.m².K/Kj

HEATER (HE-07)

Tugas : Memanaskan udara yang berasal dari HE-06 dan dengan media pemanas Komponen keluar Reaktor

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (shell and tube)

Sketsa :



Data :

Fluida dingin

Tekanan, Pt = 6 atm
6,0795 bar

Suhu masuk, t1 = 841,0304 K = 567,8804 °C

Suhu keluar, t2 = 923,1500 K = 650,00 °C

Komposisi fluida dingin

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	748,977	20971,355	0,79	0,77
O2	32	199,0951	6371,045	0,21	0,23
Total		948,0721	27342,400	1	1

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13

Konduktivitas thermal fase gas:

mengikuti persamaan:

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

k_{gas} = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
N2	0,00309	7,59E-05	-1,1E-08
O2	0,00121	8,62E-05	-1,3E-08

Viskositas fase gas

Persamaan yang digunakan :

$$\eta_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

η_{gas} = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
N2	42,606	0,475	-9,9E-05
O2	44,224	0,562	-0,00011

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , dan U_c
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 841,0304 \text{ K} = 567,8804 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 923,15 \text{ K} = 650 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{delta } T = 82,11963 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	$i c_{p,d,t}$	$m \cdot i c_{p,d,t}$
N2	748,9770	2814,4998	2107995,5269
O2	199,0951	2566,8567	511048,7060
Total	948,0721		2619044,2329

$$Q_t = 2619044,2329 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pemanas

Media pemanas digunakan komponen keluar Reaktor

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	636,6304	17825,652	0,73	0,72
O2	32	14,5458	465,465	0,02	0,02
NH3	17	0,895401	15,222	0,00	0,00
NO	30	0,886447	26,593	0,00	0,00
NO2	46	87,75829	4036,882	0,10	0,16
H2O	18	133,001	2394,017	0,15	0,10
Total		873,7173	24763,831	1,00	1,00

$$BM \text{ mix} = \frac{\text{Kec. Massa}}{\text{Kec. Mol}} = \frac{24763,83126 \text{ kg/jam}}{873,7173 \text{ kmol/jam}} = 28,3431 \text{ kg/kmol}$$

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
NO2	29,587	0,22719	-0,00023	1,07E-07	-1,9E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Menghitung suhu keluar fluida panas

$$T1 = 1003,1211 \text{ K} = 729,9711 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = 933,1500 \text{ K} = 660,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	17825,6518	636,6304	-2433,4216	-1549190,2373
O2	465,4655	14,5458	-2216,2910	-32237,7170
NH3	15,2218	0,8954	-3920,9780	-3510,8494
NO	26,5934	0,8864	-3842,5830	-3406,2478
NO2	4036,8816	87,7583	-8157,0160	-715845,8140
H2O	2394,0172	133,0010	-2367,3016	-314853,3674
Total	24763,8313	873,7173		-2619044,2329

$$Q_p = -2619044,2329 \text{ kJ/jam}$$

Sifat fisis pemanas

$$\text{Tekanan, Pt} = 6,0795 \text{ bar} = 6,0000 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, T1} = 1003,1211 \text{ K} = 729,9711 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Suhu keluar, T2	=	933,15	K	=	660	°C
Suhu avg	=	968,1355	K	=	694,9855	°C
cp mix	=	1,5115				kJ/kg K
Viskositas,	=	3,18E-04				kg/m s
Densitas, ρ	=	2,1408				kg/m ³
Konduktivitas termal	=	6,92E-05				kJ/m.s.K
Massa pemanas	=	24763,8313	kg /jam	=	6,8788	kg/detik

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

1003,121	Suhu atas	923,15	79,97108	Δt1
933,15	Suhu bawah	841,0304	92,11963	Δt2

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{92,11963 \text{ K} - 79,97108 \text{ K}}{\ln\left(\frac{92,11963 \text{ K}}{80 \text{ K}}\right)} = 85,9022 \text{ K}$$

Beda suhu rerata
Δt LMTD : 85,9022 K

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797
Nilai Ud bekisar antara 10 W/m².K - 50 W/m².K.

$$\text{Dicoba : } U_d = 50 \text{ W/m}^2.\text{K} \times \left[\frac{1 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K}}{1000 \text{ W/m}^2.\text{K}} \right] = 0,0500 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² .°C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	550-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000

Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-100
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100
Condensers		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organic (some noncondensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
Refrigerators		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	300-1200
Steam	Heavy organics	600-900

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{2619044 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,05 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 85,9022 \text{ K}} = 169,3815 \text{ m}^2 = 1823,2070 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor >200 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5" OD, 8 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, } O_d = 1,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung, } I_d = 1,17 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0297 \text{ m}$$

Luas permukaan /m : a" = π × O_d

$$a'' = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

$$\text{Dipilih : Panjang tabung, } L = 24 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 7,3152 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a''}$$

''' a" L

$$nt = \frac{169,3815 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\pi \times 7,3152 \text{ m}} = 194$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : Ids = 33 in × [0,0254 m/in] = 0,8382 m

Jumlah tabung, nt = 215

Pass tabung, np = 1

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,9 in x [0.0254 m/in] = 0,0476 m

Diameter ekivalent

De = 1,01 in (Fig 28, Kern, D.Q)

= 1,01 in × [0,0254 m/in] = 0,0257 m

Luas perpindahan kalor standar

A = nt x a" x L

A = 215 × 0,1196 m²/m × 7,3152 m = 188,1565 m²

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{2619044,2329 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{188,1565 \text{ m}^2 \times 85,9022 \text{ K}} = 0,0450 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

Selongsong : Fluida dingin

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{I_{ds} B C'}{Pitch}$$

a_s : Luas aliran [m^2]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_{ds}/5$ sampai I_{ds}

Dipilih : $B = I_{ds} / 5$

$$I_{ds} = 0,8382 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,8382 \text{ m}}{5} = 0,16764 \text{ m}$$

$$Pitch = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{0,8382 \text{ m} \times 0,1676 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$a_s = 0,0281 \text{ m}^2$$

Tabung : Fluida panas

Luas aliran

$$a_t' = \pi \times I_d^2 / 4$$

$$a_t' = \pi \times (0,0297 \text{ m})^2 / 4$$

$$a_t' = 0,0007 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{n_p}$$

$$a_t = \frac{215 \times 0,0007 \text{ m}^2}{1}$$

$$a_t = 0,1491 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_t = \frac{kec \text{ massa steam}}{a_t}$$

$$G_t = \frac{24763,83 \text{ kg/jam} \times [jam/3600 \text{ s}]}{0,1491 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 46,1496 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{I_d G_t}{\mu}$$

Flux massa:

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{a_s}$$

$$G_s = \frac{27342,3996 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0281 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 270,2582 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{841,0304 \text{ K} + 923 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 882,09 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/I_d \times [Re]^{0,8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,00006 \text{ kJ/m.s.K} \times (4307,017)^{0,8} \times (7,67)^{1/3}}{0,0297 \text{ m}}$$

$$h_i = 0,9082 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{I_d}{O_d}$$

$$h_{io} = 0,9082 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0297 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} = 0,7084 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$Re = \frac{0,0297 \text{ m} \times 46,1496 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{3,18E-04 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 4307,02$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{k_{th}}$$

$$Pr = \frac{1,5115 \text{ kJ/kg.K} \times 3,18E-04 \text{ kg/m.s}}{0,00006 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 7,67$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Komponen	fraksi massa	μ [kg/m.s]	kth [kJ/m.s.K]	c_p [kJ/kg.K]
N2	0,7670	0,00038	0,000061	1,2240
O2	0,2330	0,00045	0,000067	0,9768
Total	1,00	0,00084	0,000128	2,2008

Komponen	x/μ [kg/m.s]	x/kth [kJ/m.s.K]	x/cp [kJ/kg.K]
N2	0,0003	4,72E-05	0,9388
O2	0,0001	1,56E-05	0,2276
Total	0,0004	6,27E-05	1,1664

$$\begin{aligned} \mu_{av} &= 0,00040 \text{ kg/ms} \\ k_{thav} &= 0,00006 \text{ kJ/m sK} \\ c_{pav} &= 1,16643 \text{ kJ/kg K} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De Gs}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0257 \text{ m} \times 270,2582 \text{ kg / m}^2 \text{ s}}{4,004E-04 \text{ kg / m s}}$$

$$Re = 4005,724$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{1,17 \text{ kJ/kg.K} \times 4,004E-04 \text{ kg/m.s}}{6,274E-05 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 0,0004$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{av}} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,000063 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0257 \text{ m}} \times (4005,72)^{0,8} \times (0,0004)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_o = 0,0493 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{\dots}$$

$$h_{io} + h_o$$

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [kJ/m² s.K]

$$U_c = \frac{0,7084 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,049 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{0,7084 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,049 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,0461 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Rd : Faktor pengotoran [m² s.K/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m² s.K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m² s.K]

$$R_d = \frac{1}{0,0450 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,0461 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5299 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [kg/m² s]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) = Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m³]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

Kecepatan mol

$$M_r = \frac{27342,400 \text{ kg/jam}}{948,0721 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{27342,400 \text{ kg/jam}}{948,0721 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{27342,400 \text{ kg/jam}}{948,0721 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 28,8400 \text{ kg/kmol}$$

$M_r P_t$

$$\rho = \frac{M_r P_t}{R_g T_{av}}$$

$R_g T_{av}$

$$\rho = \frac{28,8400 \text{ kg /kmol} \times 6,0795 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 882,09 \text{ K}}$$

$$\rho = 2,3908 \text{ kg /m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{7,3152 \text{ m}}{0,16764 \text{ m}} = 43,63636$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$0,264$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4005,72)^{0,42}}$$

$$f = 0,0116$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 L}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0116 \times 43,6364 \times (270,2582 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,8382 \text{ m}}{2 \times 2,3908 \text{ kg/m}^3 \times 0,0257 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 34052,3037 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 34052,3037 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Tabung : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} D}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar reaktor [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

D : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(4307,0166)^{0.32}}$$

$$f = 0,0100$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0100 \times (46,1496 \text{ kg / m}^2 \text{ s})^2 \times 7,3 \text{ m} \times 1}{2 \times 2,1408 \text{ kg/m}^3 \times 0,0297 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 4892,7 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 4892,75 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t \text{ max} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_t \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN HEATER (HE-07)

Alat : Heater
Kode : HE-07
Tugas : Memanaskan udara yang berasal dari HE-06 dengan media pemanas Komponen keluar Reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5000 in
Diameter dalam(Idt) = 1,1700 in
Jumlah tube = 215 buah
Passes = 1,0000
Panjang tube = 24,0000 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C") = 0,3750 in
Diameter dalam shell (= 33,0000 in
Jarak baffle (B) = 6,6000 in
Jumlah baffle (N+1) = 44 buah
Diameter ekuivalen (D = 1,0100 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida panas

Suhu masuk = 1003,1211 K = 729,9711 °C
Suhu keluar = 933,1500 K = 660,00 °C
Massa fluida panas = 24763,8313 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0483 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,9517 atm

3. Fluida dingin

Suhu masuk = 841,0304 K = 567,8804 °C
Suhu keluar = 923,1500 K = 650,00 °C
Massa fluida dingin = 27342,400 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,3361 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,6639 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,0461 Kj/s.m².K
Ud = 0,0450 Kj/s.m².K
Rd hitung = 0,5299 s.m².K/Kj

SUHU CAMPURAN

Tujuan: Menghitung suhu komponen keluar reaktor yang arusnya telah digabung kembali

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
NO2	29,587	0,22719	-0,00023	1,07E-07	-1,9E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

1. Beban Panas

a. aliran 1

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	636,6304	17825,652	0,73	0,72
O2	32	14,5458	465,465	0,02	0,02
NH3	17	0,895401	15,222	0,00	0,00
NO	30	0,886447	26,593	0,00	0,00
NO2	46	87,75829	4036,882	0,10	0,16
H2O	18	133,001	2394,017	0,15	0,10
Total		873,7173	24763,83	1	1,00

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\begin{aligned} \text{untuk } t_1 &= 589,8398 \text{ K} = 316,6898 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t_2 &= 273,1500 \text{ K} = 0 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{deltaT} &= -316,69 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	636,6304	-9662,5963	-6151502,7593
O2	14,5458	-9308,5825	-135400,7455
NH3	0,8954	-12587,2847	-11270,6728
NO	0,8864	-13266,9033	-11760,4122
NO2	87,7583	-29224,9232	-2564729,4273
H2O	133,0010	-9603,6641	-1277296,4774
Total	873,7173		#####

Qt = ##### kJ/jam

b. aliran 2

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	112,3465	3145,703	0,73	0,72
O2	32	2,566905	82,141	0,02	0,02
NH3	17	0,158012	2,686	0,00	0,00
NO	30	0,156432	4,693	0,00	0,00
NO2	46	15,48676	712,391	0,10	0,16
H2O	18	23,47076	422,474	0,15	0,10
Total		154,1854	4370,088	1	1,00

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\begin{aligned} \text{untuk } t_1 &= 538,1987 \text{ K} = 265,0487 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t_2 &= 273,1500 \text{ K} = 0 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{deltaT} &= -265,049 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	112,3465	-8027,4644	-901857,8954
O2	2,5669	-7769,4510	-19943,4445
NH3	0,1580	-10324,9465	-1631,4656
NO	0,1564	-10893,0145	-1704,0149
NO2	15,4868	-23925,6352	-370530,5207
H2O	23,4708	-8005,7305	-187900,5506
Total	154,1854		-1483567,8917

Qt = -1483567,8917 kJ/jam

2. Suhu Campuran

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	748,977	20971,355	0,73	0,72
O2	32	17,1127	547,606	0,02	0,02
NH3	17	1,053413	17,908	0,00	0,00
NO	30	1,042879	31,286	0,00	0,00
NO2	46	103,2451	4749,272	0,10	0,16
H2O	18	156,4717	2816,491	0,15	0,10
Total		1027,903	29133,92	1	1,00

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$t_1 = 582,15 \text{ K} = 309,0037 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 273,15 \text{ K} = 0 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = -309,004 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	$ic_{p,i}$	$m_i c_{p,i}$
N2	748,9770	-9417,6618	-7053611,7983
O2	17,1127	-9078,8376	-155363,4381
NH3	1,0534	-12245,0366	-12899,0863
NO	1,0429	-12908,5590	-13462,0692
NO2	103,2451	-28426,3940	-2934884,5453
H2O	156,4717	-9364,6797	-1465307,4499
Total	1027,9027		#####

$$Q_t = ##### \text{ kJ/jam}$$

Mencari Suhu Campuran

$$Q_1 + Q_2 - Q_3 = 0$$

$$##### \text{ kJ/jam} + -1483567,8917 \text{ kJ/jam} - ##### \text{ kJ/jam} = 0$$

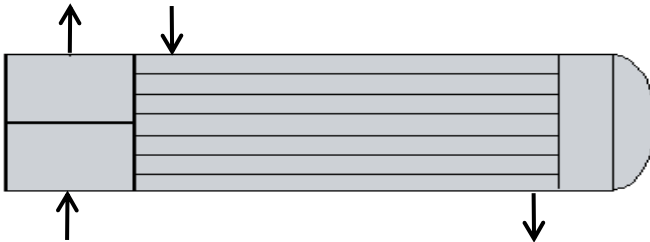
Jadi, suhu campuran komponen keluar reaktor adalah sebesar $582,1537 \text{ K} = 309,0037 \text{ }^\circ\text{C}$

COOLER (CL-01)

Tugas : Mendinginkan komponen keluar Reaktor dengan media pendingin dowertherm A

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (shell and tube)

Sketsa :



Data :

Fluida panas

Tekanan, Pt = 6 atm
6,0795 bar

Suhu masuk, t1 = 582,1537 K = 309,0037 °C

Suhu keluar, t2 = 433,15 K = 160 °C

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
N2	28	748,977	20971,355	0,73	0,72
O2	32	17,1127	547,606	0,02	0,02
NH3	17	1,053413	17,908	0,00	0,00
NO	30	1,042879	31,286	0,00	0,00
NO2	46	103,2451	4749,272	0,10	0,16
H2O	18	156,4717	2816,491	0,15	0,10
Total		1027,903	29133,92	1	1,00

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

C_p = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D	E
N2	29,526	-0,0089	3,81E-05	-3,3E-08	8,86E-12
O2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
NH3	33,573	-0,01258	8,91E-05	-7,2E-08	1,86E-11
NO	32,791	-0,00074	8,17E-05	-8,3E-08	2,44E-11
NO2	29,587	0,22719	-0,00023	1,07E-07	-1,9E-11
H2O	33,227	-0,02363	5,32E-05	-3,8E-08	9,12E-12

Konduktivitas thermal fase gas:

mengikuti persamaan:

$$k_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

k_{gas} = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
N2	0,00309	7,59E-05	-1,1E-08
O2	0,00121	8,62E-05	-1,3E-08
NH3	0,00457	2,32E-05	1,48E-07
NO	0,00176	8,24E-05	-1,3E-08
NO2	-0,01289	0,000104	-2,1E-08
H2O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

Persamaan yang digunakan :

$$\eta_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

η_{gas} = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C
N2	42,606	0,475	-9,9E-05
O2	44,224	0,562	-0,00011
NH3	#####	0,367	-4,47E-06
NO	3,99E+01	0,537	-1,24E-04
NO2	#####	2,330	-2,15E-03
H2O	#####	0,429	-1,62E-05

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , dan U_c
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

c_{pli} : Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]
 m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]
 Q_t : Beban panas total [kJ/jam]
 t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]
 t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

untuk t_1 = 582,1537 K = 309,0037 °C
 t_2 = 433,15 K = 160 °C
 ΔT = -149,004 K

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
N2	748,9770	-4640,8668	-3475902,3120
O2	17,1127	-4410,8444	-75481,4632
NH3	1,0534	-6257,5239	-6591,7599
NO	1,0429	-6592,2777	-6874,9501
NO2	103,2451	-14730,7876	-1520880,9380
H2O	156,4717	-4559,9189	-713498,3089
Total	1027,9027		-5799229,7321

$Q_t = -5799229,7321$ kJ/jam

2. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai Dowtherm A

Sifat fisis pendingin :

Kapasitas panas, $c_p = 1,7659$ kJ/kg K

viskositas, $\mu = 0,00119$ (kg/m.s)

Rapat massa, $\rho_l = 990,7$ kg /m³

Tekanan, $P_t = 1,5199$ bar = 1,5000 atm

Suhu masuk, $T_1 = 329,3867$ K = 56,23674 °C

Suhu keluar, $T_2 = 395,0667$ K = 121,9167 °C

Suhu rata-rata = 362,2267 K = 89,0767 °C

Koefisien therma = 0,1278 kJ/m.s.K

Massa Dowtherm A yang diperlukan

$$\text{Massa} = \frac{Q_t}{C_p \times \Delta T}$$

$$\text{Massa} = \frac{5799230 \text{ kJ/jam}}{1,765906 \text{ kJ/kg K} \times (395,0667 \text{ K} - 329,3867 \text{ K})}$$

$$\text{Massa} = 50000 \text{ kg /jam} = 13,8889 \text{ kg/detik}$$

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

582,1537	Suhu atas	395,0667	187,0871	$\Delta t1$
433,15	Suhu bawah	329,3867	103,7633	$\Delta t2$

$$LMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{\ln\left(\frac{\Delta t2}{\Delta t1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{103,7633 \text{ K} - 187,0871 \text{ K}}{\ln\left(\frac{103,7633 \text{ K}}{187 \text{ K}}\right)} = 141,3556 \text{ K}$$

Beda suhu rerata

$$\Delta t \text{ LMTD} : 141,3556 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797
 Nilai Ud bekisar antara 20 W/m².K - 200 W/m².K.

$$\text{Dicoba : } Ud = 100 \text{ W/m}^2.\text{K} \times [1 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}] = 0,1000 \text{ kJ /m}^2 \text{ s K}$$

$$\frac{0,1000 \text{ kJ /m}^2 \text{ s K}}{1000 \text{ W/m}^2.\text{K}}$$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² .°C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	350-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000
Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-300
Downtharm	Heavy oils	50-300
Downtharm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organics (some noncondensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
<i>Visbroers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	900-1200
Steam	Heavy organics	600-900

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan
 dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Q_t : Beban panas [kJ/jam]

U_d : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{5799230 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,1 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 141,3556 \text{ K}} = 113,9606 \text{ m}^2 = 1226,6615 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 200 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5 " OD, 18 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, } O_d = 1,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung, } I_d = 1,4 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0356 \text{ m}$$

Luas permukaan /m : a" = π × O_d

$$a'' = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

$$\text{Dipilih : Panjang tabung, } L = 12 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 3,6576 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{113,9606 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\pi \times 3,6576 \text{ m}} = 260$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1¾-in. triangular

1/2 in. V.C.P. Tubes on 1 7/8 in. Spacing pitch					
12	18	14	14	12	12
13 1/4	27	22	18	16	14
15 1/4	36	34	32	30	27
17 1/4	48	44	42	38	36
19 1/4	61	58	55	51	48
21 1/4	76	72	70	66	61
23 1/4	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : $I_d = 33 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,8382 \text{ m}$
 Jumlah tabung, $n_t = 215$
 Pass tabung, $n_p = 1$

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = $1,88 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0476 \text{ m}$

Diameter ekivalent

$D_e = 1,08 \text{ in}$ (Fig 28, Kern, D.Q)
 $= 1,08 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0274 \text{ m}$

Luas perpindahan kalor standar

$A = n_t \times a'' \times L$

$A = 215 \times 0,1196 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m} = 94,0783 \text{ m}^2$

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$U_d = \frac{Q_t}{A \Delta t}$$

$U_d = \frac{5799229,7321 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{94,0783 \text{ m}^2 \times 141,3556 \text{ K}} = 0,1211 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida dingin dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_c , dan U_c

Selongsong : Fluida panas

Tabung : Fluida dingin

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$as = \frac{Ids B C'}{Pitch}$$

as : Luas aliran [m²]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara Ids/ 5 sampai Ids

Dipilih : B = Ids / 5

$$Ids = 0,8382 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,8382 \text{ m}}{5} = 0,16764 \text{ m}$$

$$Pitch = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$as = \frac{0,8382 \text{ m} \times 0,16764 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$as = 0,0281 \text{ m}^2$$

Flux massa:

$$Gs = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{as}$$

$$Gs = \frac{29133,9191 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0281 \text{ m}^2}$$

Luas aliran

$$at' = \pi \times Id^2 / 4$$

$$at' = \pi \times (0,0356 \text{ m})^2 / 4$$

$$at' = 0,0010 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{nt at'}{np}$$

$$at = \frac{215 \times 0,0010 \text{ m}^2}{1}$$

$$at = 0,2134 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$Gt = \frac{\text{kec massa steam}}{at}$$

$$Gt = \frac{50000,0000 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,2134 \text{ m}^2}$$

$$Gt = 65,0783 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

m

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id Gt}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0356 \text{ m} \times 65,0783 \text{ kg/m}^2\text{s}}{0,00119 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 1945,35$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{cp \times \mu}{kth}$$

$$G_s = 287,9659 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{582,1537 \text{ K} + 433 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 507,65 \text{ K}$$

$$Pr = \frac{1,7659 \text{ kJ/kg.K} \times 1,19E-03 \text{ kg/m.s}}{0,12785 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 0,02$$

$$Pr = 0,02$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/l_d \times [Re]^{0,8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,12785 \text{ kJ/m.s.K} \times (1945,346)^{0,8} \times (0,02)^{1/3}}{0,0356 \text{ m}}$$

$$h_i = 105,5657 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{l_d}{o_d}$$

$$h_{io} = 105,5657 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0356 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} = 98,5280 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Komponen	fraksi massa	μ [kg/m.s]	k_{th} [kJ/m.s.K]	c_p [kJ/kg.K]
N2	0,7198	0,00026	0,000039	1,1124
O2	0,0188	0,00030	0,000042	0,9251
NH3	0,0006	0,00018	0,000055	2,4703
NO	0,0011	0,00028	0,000040	1,4747
NO2	0,1630	0,00026	0,000034	2,1492
H2O	0,0967	0,00018	0,000037	1,7002
Total	1,00	0,00145	0,000247	9,8318

Komponen	$x \cdot \mu$ [kg/m.s]	$x \cdot k_{th}$ [kJ/m.s.K]	$x \cdot c_p$ [kJ/kg.K]
N2	1,86E-04	2,79E-05	8,01E-01
O2	5,65E-06	7,80E-07	1,74E-02
NH3	1,09E-07	3,35E-08	1,52E-03

NO	3,01E-07	4,33E-08	1,58E-03
NO2	4,18E-05	5,60E-06	3,50E-01
H2O	1,71E-05	3,60E-06	1,64E-01
Total	2,51E-04	3,80E-05	1,34E+00

$$\begin{aligned}\mu_{av} &= 0,00025 \text{ kg/ms} \\ k_{thav} &= 0,00004 \text{ kJ/m sK} \\ c_{pav} &= 1,33590 \text{ kJ/kg K}\end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De Gs}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0274 \text{ m} \times 287,9659 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{2,509E-04 \text{ kg/m s}}$$

$$Re = 4124,752$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{1,34 \text{ kJ/kg.K} \times 2,509E-04 \text{ kg/m.s}}{3,798E-05 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 0,038$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,000038 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0274 \text{ m}} \times (4124,75)^{0,8} \times (0,04)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_o = 0,1302 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$U_c = \frac{98,5280 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,130 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{98,5280 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,130 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,1300 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

R_d : Faktor pengotoran [$\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}$]

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$R_d = \frac{1}{0,1211 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,1300 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5654 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

D_e : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

G_s : Flux massa [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

I_{ds} : Diameter selongsong [m]

($N + 1$) = Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

Kecepatan mol

$$M_r = \frac{29133,919 \text{ kg/jam}}{1027,9027 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{29133,919 \text{ kg/jam}}{1027,9027 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{29133,919 \text{ kg/jam}}{1027,9027 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{28,3431 \text{ kg/kmol}}{M_r P_t}$$

$M_r P_t$

$$\rho = \frac{M_r P_t}{R_g T_{av}}$$

$R_g T_{av}$

$$\rho = \frac{28,3431 \text{ kg/kmol} \times 6,0795 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 507,65 \text{ K}}$$

$$\rho = \frac{28,3431 \text{ kg/kmol} \times 6,0795 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 507,65 \text{ K}}$$

$$\rho = 4,0826 \text{ kg/m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$3,6576 \text{ m}$$

$$(N + 1) = \frac{3,6576 \text{ m}}{0,16764 \text{ m}} = 21,81818$$

$$0,16764 \text{ m}$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4124,75)^{0,42}}$$

$$f = 0,0115$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0115 \times 21,81818 \times (287,9659 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,8382 \text{ m}}{2 \times 4,0826 \text{ kg/m}^3 \times 0,0274 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 21550,6196 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 21550,6196 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Tabung : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa gas keluar reaktor [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

Id : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

np : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(1945,3462)^{0.32}}$$

$$f = 0,0125$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

$$4 \times 0,0125 \times (65,0783 \text{ kg / m}^2 \text{ s})^2 \times 3,7 \text{ m} \times 1$$

$$\Delta P_t = \frac{2 \times 990,7000 \text{ kg/m}^3 \times 0,0356 \text{ m}}{\dots}$$

$$\Delta P_t = 11,0 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 10,97 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{T \text{ max}} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{T \text{ max}}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN COOLER (CL-01)

Alat : Cooler
Kode : CL-01
Tugas : Mendinginkan komponen keluar Reaktor dengan media pendingin dowtherm A

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5 in
Diameter dalam(Idt) = 1,4 in
Jumlah tube = 215 buah
Passes = 1
Panjang tube = 12 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C') = 0,3750 in
Diameter dalam shell (ids) = 33 in
Jarak baffle (B) = 6,6000 in
Jumlah baffle (N+1) = 22 buah
Diameter ekuivalen (De) = 1,0800 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida dingin

Suhu masuk = 329,3867 K = 56,2367 °C
Suhu keluar = 395,0667 K = 121,9167 °C
Massa fluida panas = 50000,00 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0001 atm
Tekanan masuk = 1,5000 atm
Tekanan keluar = 1,4999 atm

3. Fluida panas

Suhu masuk = 582,15 K = 309,00 °C
Suhu keluar = 433,15 K = 160,00 °C
Massa fluida dingin = 29133,92 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,2127 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,7873 atm

4. Koefisien perpindahan panas

U_c = 0,1300 Kj/s.m².K
 U_d = 0,1211 Kj/s.m².K
 R_d hitung = 0,5654 s.m².K/Kj

COOLER (CL-02)

Tugas : Mendinginkan komponen keluar Absorber dengan media pendingin dowtherm A

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (shell and tube)

Sketsa :



Data :

Fluida panas

Tekanan, Pt = 6 atm
6,0795 bar

Suhu masuk, t1 = 425,1654 K = 152,0154 °C

Suhu keluar, t2 = 305,15 K = 32 °C

Komposisi fluida panas

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
H2O	18	128,421	2311,577	0,65	0,35
HNO3	63	68,14173	4292,929	0,35	0,65
Total		196,5627	6604,507	1	1,00

Kapasitas panas fase cair

Persamaan :

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

C_p = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D
H2O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
HNO3	214,478	-7,68E-01	1,50E-03	-3,02E-07

Konduktivitas thermal fase Cair

mengikuti persamaan:

$$k = A + B T + C T^2$$

k = thermal conductivity of liquid or solid, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C

H2O	-0,2758	4,61E-03	-5,54E-06
HNO3	-0,2535	2,94E-03	-3,69E-06

Viskositas Cair

Persamaan yang digunakan :

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

η_{liq} = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Komponen	A	B	C	D
H2O	#####	1792,500	1,77E-02	-1,26E-05
HNO3	-3,5221	729,480	3,96E-03	-2,24E-06

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , dan U_c
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 425,1654 \text{ K} = 152,0154 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 305,15 \text{ K} = 32 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{deltaT} = -120,015 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	icpdt	m.icpdt
H2O	128,4210	-9098,2439	-1168405,2318
HNO3	68,1417	-14459,1091	-985268,7771
Total	196,5627		-2153674,0089

$$Q_t = -2153674,0089 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai Dowtherm A

Sifat fisis pendingin :

Kapasitas panas, $c_p = 1,6417 \text{ kJ/kg K}$

viskositas, $\mu = 0,002502 \text{ (kg/m.s)}$

Rapat massa, $\rho_l = 990,7 \text{ kg /m}^3$

Tekanan, $P_t = 1,5199 \text{ bar} = 1,5000 \text{ atm}$

Suhu masuk, $T_1 = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Suhu keluar, $T_2 = 329,3867 \text{ K} = 56,2367 \text{ }^\circ\text{C}$

Suhu rata-rata = $316,2684 \text{ K} = 43,1184 \text{ }^\circ\text{C}$

Koefisien therma = $0,1352 \text{ kJ/m.s.K}$

Massa Dowtherm A yang diperlukan

Q_t

$$\text{Massa} = \frac{\text{-----}}{C_p \times \Delta T}$$

2153674 kJ/jam

$$\text{Massa} = \frac{\text{-----}}{1,641724 \text{ kJ/kg K} \times (329,3867 \text{ K} - 303,15 \text{ K})}$$

$$\text{Massa} = 50000 \text{ kg /jam} = 13,8889 \text{ kg/detik}$$

3. Beda suhu rerata

Fluida	Fluida
Panas	Dingin

425,1654	Suhu atas	329,3867	95,77861	Δt_1
305,15	Suhu bawah	303,15	2	Δt_2

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{2 \text{ K} - 95,77861 \text{ K}}{\ln\left(\frac{2 \text{ K}}{96 \text{ K}}\right)} = 24,2391 \text{ K}$$

Beda suhu rerata

$$\Delta t \text{ LMTD} : 24,2391 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797

Nilai U_d bekisar antara $20 \text{ W/m}^2.\text{K} - 200 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

$$\text{Dicoba : } U_d = 100 \text{ W/m}^2.\text{K} \times [1 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}] = 0,1000 \text{ kJ /m}^2 \text{ s K}$$

 1000 W/m².K

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² .C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	350-800
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-100
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-150
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000
Steam	Light oils	300-800
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-100
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organics (some noncondensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	900-1200
Steam	Heavy organics	600-800

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Q_t : Beban panas [kJ/jam]

U_d : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{2153674 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,1 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 24,2391 \text{ K}} = 246,8086 \text{ m}^2 = 2656,6257 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 200 ft² , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5 " OD, 18 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, Od} = 1,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

Diameter dalam tabung, $I_d = 1,4 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0356 \text{ m}$

Luas permukaan /m : $a'' = \pi \times O_d$

$a'' = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

Dipilih : Panjang tabung, $L = 24 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 7,3152 \text{ m}$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$nt = \frac{246,8086 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\text{m} \times 7,3152 \text{ m}} = 282$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : $I_{ds} = 39 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,9906 \text{ m}$

Jumlah tabung, $nt = 307$

Pass tabung, $np = 1$

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,88 in x [0.0254 m/in] = 0,0476 m

Diameter ekivalent

De = 1,08 in (Fig 28, Kern, D.Q)
 = 1,08 in x [0,0254 m/in] = 0,0274 m

Luas perpindahan kalor standar

A = nt x a" x L

A = 307 x 0,1196 m²/m x 7,3152 m = 268,6700 m²

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{2153674,0089 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{268,6700 \text{ m}^2 \times 24,2391 \text{ K}} = 0,0919 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida dingin dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc

Selongsong : Fluida panas

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$as = \frac{Ids B C'}{Pitch}$$

as : Luas aliran [m²]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara Ids/ 5 sampai Ids

Dipilih : B = Ids / 5

Ids = 0,9906 m

0,9906 m

Tabung : Fluida dingin

Luas aliran

$$at' = \pi \times Id^2 / 4$$

$$at' = \pi \times (0,0356 \text{ m})^2 / 4$$

$$at' = 0,0010 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{nt at'}{np}$$

$$at = \frac{307 \times 0,0010 \text{ m}^2}{1}$$

$$at = 0,3047 \text{ m}^2$$

Flux massa

C_u kec massa steam

$$B = \frac{\quad}{5} = 0,19812 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{0,9906 \text{ m} \times 0,19812 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{\quad}$$

$$a_s = \frac{0,0476 \text{ m}}{0,0393 \text{ m}^2}$$

Flux massa:

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{a_s}$$

$$G_s = \frac{6604,5066 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0393 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 46,7392 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{425,1654 \text{ K} + 305 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 365,16 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/I_d \times [Re]^{0.8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,135199 \text{ kJ/m.s.K}}{\quad} \left(647,648 \right)^{0.8} \times \left(0,03 \right)^{1/3}$$

$$G_t = \frac{\quad}{a_t}$$

$$G_t = \frac{50000,0000 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{\quad}$$

$$G_t = \frac{\quad}{0,3047 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 45,5760 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{I_d G_t}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0356 \text{ m} \times 45,5760 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{0,00250 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 647,65$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{k_{th}}$$

$$Pr = \frac{1,6417 \text{ kJ/kg.K} \times 2,50E-03 \text{ kg/m.s}}{0,13520 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 0,03$$

$$h_i = 56,8427 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,0356 \text{ m}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{I_d}{O_d}$$

$$h_{io} = 56,8427 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0356 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}}$$

$$= 53,0531 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Komponen	fraksi massa	μ [kg/m.s]	kth [kJ/m.s.K]	cp [kJ/kg.K]
H2O	0,3500	3,04E-07	0,000515	4,2116
HNO3	0,6500	4,21E-07	0,000312	1,9123
Total	1,00	7,25E-07	0,000827	6,1239

Komponen	x. μ [kg/m.s]	x.kth [kJ/m.s.K]	x.cp [kJ/kg.K]
H2O	1,06E-07	1,80E-04	1,47E+00
NH3	2,74E-07	2,03E-04	1,24E+00
Total	3,80E-07	3,83E-04	2,72E+00

$$\begin{aligned} \mu_{av} &= 3,80E-07 \text{ kg/ms} \\ k_{thav} &= 0,00038 \text{ kJ/m sK} \\ c_{pav} &= 2,71708 \text{ kJ/kg K} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De G_s}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0274 \text{ m} \times 46,7392 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{3,803E-07 \text{ kg/m s}}$$

$$Re = 4014,468$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{2,72 \text{ kJ/kg.K} \times 3,803E-07 \text{ kg/m.s}}{\dots}$$

$$3,830E-04 \text{ kJ/m.s.K}$$

$$Pr = 1,60E-05$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0.36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0.8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,000383 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0274 \text{ m}} \times (4014,47)^{0.8} \times (1,60E-05)^{1/3} (1)^{0.14}$$

$$h_o = 0,0968 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [kJ/m² s.K]

$$U_c = \frac{53,0531 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,097 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{53,0531 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,097 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,0966 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Rd : Faktor pengotoran [m² s.K/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m² s.K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m² s.K]

$$R_d = \frac{1}{0,0919 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,0966 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5314 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{-----}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekuivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [kg/m² s]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) = Jumlah baffle

ΔPs : Penurunan tekanan [Pa]

ρf : Rapat massa embunan [kg/m³]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{-----}}{\text{Kecepatan mol}}$$

Kecepatan mol

$$M_r = \frac{6604,507 \text{ kg/jam}}{\text{-----}}$$

$$M_r = \frac{\text{-----}}{196,5627 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{33,6000 \text{ kg/kmol}}{\text{-----}}$$

$$M_r = \frac{33,6000 \text{ kg/kmol}}{M_r P_t}$$

Mr Pt

$$\rho = \frac{\text{-----}}{R_g T_{av}}$$

Rg Tav

$$\rho = \frac{33,6000 \text{ kg/kmol} \times 6,0795 \text{ bar}}{\text{-----}}$$

$$\rho = \frac{\text{-----}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 365,16 \text{ K}}$$

$$\rho = \frac{6,7285 \text{ kg/m}^3}{\text{-----}}$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{7,3152 \text{ m}}{0,19812 \text{ m}} = 36,92308$$

Faktor friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4014,47)^{0.42}}$$

$$f = 0,0116$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0116 \times 36,92308 \times (46,7392 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,9906 \text{ m}}{2 \times 6,7285 \text{ kg/m}^3 \times 0,0274 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 20073,3137 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 20073,3137 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Tabung : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} I_d}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar reaktor [kg/m² s]

I_d : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]
 ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m³]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0.0014 + \frac{0,125}{(647,6476)^{0.32}}$$

$$f = 0,0172$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{\text{air}} I d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0172 \times (45,5760 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 7,3 \text{ m} \times 1}{2 \times 990,7000 \text{ kg/m}^3 \times 0,0356 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 14,8 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 14,79 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_T \text{ max} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_t \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN COOLER (CL-02)

Alat : Cooler
Kode : CL-02
Tugas : Mendinginkan komponen keluar Absorber dengan media pendingin dowtherm A

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5 in
Diameter dalam(Idt) = 1,4 in
Jumlah tube = 307 buah
Passes = 1
Panjang tube = 24 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C') = 0,3750 in
Diameter dalam shell (ids) = 39 in
Jarak baffle (B) = 7,8000 in
Jumlah baffle (N+1) = 37 buah
Diameter ekuivalen (De) = 1,0800 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida dingin

Suhu masuk = 303,15 K = 30 °C
Suhu keluar = 329,3867 K = 56,2367 °C
Massa fluida panas = 50000,000 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0001 atm
Tekanan masuk = 1,5000 atm
Tekanan keluar = 1,4999 atm

3. Fluida panas

Suhu masuk = 425,17 K = 152,0154 °C
Suhu keluar = 305,15 K = 32,00 °C
Massa fluida dingin = 6604,507 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,1981 atm
Tekanan masuk = 6,0000 atm
Tekanan keluar = 5,8019 atm

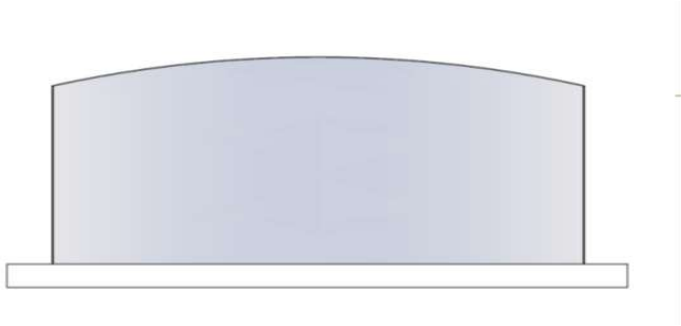
4. Koefisien perpindahan panas

$U_c = 0,0966 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$
 $U_d = 0,0919 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$
 $R_d \text{ hitung} = 0,5314 \text{ s.m}^2.\text{K/Kj}$

TANGKI PRODUK (TP-02)

Tugas : Menyimpan cairan HNO₃ selama 1 bulan (30 hari)

Tipe tangki: Tangki silinder tegak



Data

Suhu = 303,15 K = 30 °C

Tekanan = 1,01325 bar = 1 atm

Bahan yang disimpan

Komponen	Mr	kmol/jam	kg/jam
H ₂ O	18	238,4961	4292,9293
HNO ₃	63	36,6917	2311,5773
Total		275,1878	6604,5066

Tekanan Uap

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06
HNO ₃	71,7653	-4376,8	-22,769	-4,6E-07	1,19E-05

Rapat massa fase cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T_c = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	T _c
----------	---	---	---	----------------

H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
HNO3	0,43471	0,2311	0,1917	520

Langkah perhitungan :

1. Menentukan Suhu dan Tekanan Perancangan
2. Menghitung Kapasitas Tangki
3. Ukuran Tangki
4. Tebal Tangki

1. Menentukan Suhu dan Tekanan Perancangan

- Titik embun

Tekanan, P = 1,0133 bar = 1 atm

Menghitung suhu embun fluida = 371,4867 K = 98,3367 °C

Komponen	Mr	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol	fraksi massa
H2O	18	4292,9293	238,4961	0,8667	0,6500
HNO3	63	2311,5773	36,6917	0,1333	0,3500
Total		6604,5066	275,1878	1,0000	1,0000

Komponen	fraksi mol	Puap (bar)	Ki = Puap/P	xi = yi/Ki
H2O	0,8667	0,9542	0,9417	0,9203
HNO3	0,1333	1,6957	1,6735	0,0797
Total	1,0000			1,0000

- Kondisi perancangan

Suhu perancangan

Suhu, Td = 303,1500 K = 30,00 °C

Tekanan desain 50% dari tekanan operasi (Sinnot hal 980).

Tekanan, Pd = 150% x 1 atm

= 1,5 atm

2. Menghitung Kapasitas Tangki

Kapasitas tangki = Bahan baku x Waktu tinggal

Waktu tinggal = 30 hari = 720 jam

Komponen	BM	kg/jam	Massa, kg	Massa, kmol
H2O	18	4292,9293	3090909,091	171717,1717
HNO3	63	2311,5773	1664335,664	26418,02642
Total		6604,5066	4755244,755	198135,1981

Jumlah bahan baku untuk 30 hari, m 4755244,755 kg = 198135,1981 kmol

Densitas cair :

T = 303,15 K = 30,00 °C

Komponen	BM	kg/jam	ρ , g/mL	ρ , kg/m ³
H ₂ O	18	4292,9293	1,0229	1022,8753
HNO ₃	63	2311,5773	1,5004	1500,3544
Total		6604,5066	2,5232	2523,2297

$$\text{Volume ca} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{4755244,7552 \text{ kg/jam}}{2523,2297 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1884,5865 \text{ m}^3/\text{jam} = 11853,6725 \text{ barrel}$$

$$\text{Volume desain, dirancang lebih 20\%}$$

$$= 120\% \times 11853,6725 \text{ barrel}$$

$$= 14224,4070 \text{ barrel}$$

3. Ukuran Tangki

- Diameter dan Tinggi

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

Tank Diameter (ft)	Approx. Capacity per Foot of Height (bb)	Tank Height (ft)									
		Number of Courses in Completed Tank									
		12	18	24	30	36	42	48	54	60	
10	14.0	170	250	335	420	505	
15	31.5	380	565	755	945	1,130	
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250	
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550	
35	171	2,060	3,060	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280	
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430	
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000	
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980	
60	504	6,000	9,060	12,900	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220	
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130	
80	896	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,730	
90	1133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980	
100	1399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930	
120	2014	...	35,260	46,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900	
140	2742	...	49,350	63,000	82,250	98,700	115,100	131,500	148,000	164,500	
160	3581	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900	
180	4532	136,000	163,200	190,400	217,500	244,600	271,800	
200	5595	167,900	201,400	235,000	268,600	302,300	336,000	
220	6770	203,100	243,700	284,400	325,300	366,300	407,400	

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D²H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Diameter & Tinggi dilihat pada item 1 Appendix E Brownel & Young hal 346.

$$\text{Dipilih kapasitas standar} = 15110 \text{ barrel}$$

Sehingga :

Diameter tangki = 60 ft = 18,2871 m
 Tinggi tangki = 30 ft = 9,1436 m
 D/H = 2
 Number of Courses = 5
 Lebar plate = Tinggi/Course = 6

- Tebal Tangki

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded C
 Recommended by API Standard 12 C
 (Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)								
	6	12	18	24	30	36	42	48	54
	3 Number of Courses in Completed Tank								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
	4 Shell Plate Thickness (In.)								
10	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8
15	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8
20	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...
25	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19
30	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21
35	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24
40	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.28
45	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.23	0.27	0.31
50	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.26	0.30	0.35
60	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.26	0.31	0.36	0.41
70	3/8	3/8	3/8	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54
80	3/8	3/8	3/8	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62
90	3/8	3/8	3/8	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70
100	3/8	3/8	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78
120	3/8	3/8	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93

Tebal shell tangki dilihat pada item 2 Appendix E Brownel & Young hal 347.

Untuk Diameter tangki = 60 ft

Untuk tinggi tangki = 30 ft

Didapat tebal shell (ts) (dihitung dari atas) :

Course ke	tinggi, ft	ts, in
1	0 - 6	0,25
2	6 - 12	0,25
3	12 - 18	0,25
4	18 - 24	0,25
5	24 - 30	0,26

4. Tebal Tangki

a. Tebal Head

Bentuk tutup reaktor Torispherical karena alat beroperasi 15-200 psig.

(Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot gauge \cdot Ids}{f \cdot \epsilon - 0,1 \cdot P \cdot gauge} + C''$$

Keterangan :

- ts = Tebal dinding selongsong (m)
- C" = Faktor korosi (m)
- Ids = Diameter dalam shell (m)
- f = Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)
- ε = Efisiensi sambungan
- Pg = Tekanan terhitung alat (Pa)

Tekanan design = 1,5 atm
 Tekanan gauge = Tekanan design - Tekanan atmosfer
 = 1,5 atm - 1 atm
 = 0,5 atm
 = 50662,5 Pa

	Design Temperature, °F	Material	Plate	Pipe	Fittings	Fittings	Boiling
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-400-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-B
	-320 to -151	3 nickel	SA-203	SA-333-3	SA-552-1	SA-420-WPL8	
Low temperature	-150 to -75	3½ nickel	SA-203-O	SA-333-3	SA-390-LF83	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-L
	-75 to -51	2½ nickel	SA-203-A		SA-300-LF2	SA-420-WPL6	
	-50 to -21	Carbon steel	SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-3			SA-105 SA-121-60,70
	-20 to 4		SA-516-65	SA-333-1 or 6			
	5 to 32		SA-285-C				
Intermediate	33 to 60 61 to 775		SA-516-65 SA-515-65 SA-455-II	SA-53-B SA-105-B			SA-193-B7 with SA-194-2H
Elevated Temperature	775 to 875	C-Mn	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-P1	SA-234-WP1	
	875 to 1000	1Cr-1Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-P12	SA-234-WP12	
		1Cr-1.5Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-P11	SA-234-WP11	
	1001 to 1100	2½Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-P22	SA-234-WP22	with SA-193-05 SA-194-3
	1101 to 1500	Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-400-347H	
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-388	SA-193-B8 with SA-194-B
Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-445	SB-388		

Menurut Dennis Moss."Pressure Vessel Design Manual".Appendix H : material selection guide. Hal 464. Material pressure vessel dipilih berdasarkan suhu operasi. Kolom beroperasi antara -50 - 775 °F. Maka dipilih :

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade A

Allowable stress, fall = 12900 psi

Sinnot hal 982.

$$fall, f = \frac{12900 \text{ psi}}{14,7} \times \frac{1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \times \frac{101325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}$$

$$= 88917857,14 \text{ Pa}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm.
(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$C'' = 4 \text{ mm}$$

$$= 0,004 \text{ m}$$

Efisiensi sambungan = 0,7 untuk sambungan las ganda.

$$\varepsilon = 70\% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

$$t = \frac{0,885 \times P_{\text{gauge}} \times Ids}{f \times \varepsilon - 0,1 \times P_{\text{gauge}}} + C''$$

$$= \frac{0,885 \times 50662,5 \text{ Pa} \times 18,2871 \text{ m}}{88917857,14 \text{ Pa} \times 70\% - 0,1 \times 50662,50 \text{ Pa}} + 0,004 \text{ m}$$

$$= 0,0172 \text{ m}$$

$$= 0,6761 \text{ in}$$

Dished Heads (Courtesy of Lukens Steel Company)		
Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>sr</i>
3/8	1 1/2-2	3/4
1/2	1 1/2-2 1/2	3/4
5/8	1 1/2-3	1 1/4
3/4	1 1/2-3	1 1/4
7/8	1 1/2-3 1/2	1 3/4
1	1 1/2-3 1/2	1 3/4
1 1/8	1 1/2-3 1/2	1 3/4
1 1/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
1 1/2	1 1/2-4	2 3/8
1	1 1/2-4	3
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 1/2	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/4	1 1/2-4 1/2	4 3/4
1 3/4	1 1/2-4 1/2	4 3/4
1 3/4	1 1/2-4 1/2	4 3/4
1 3/4	1 1/2-4 1/2	4 3/4
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 3/4
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 3/4
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 3/4
3	1 1/2-4 1/2	9

Dipilih tebal tutup reaktor standar 0,75 in
Table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New York. Hal 88.

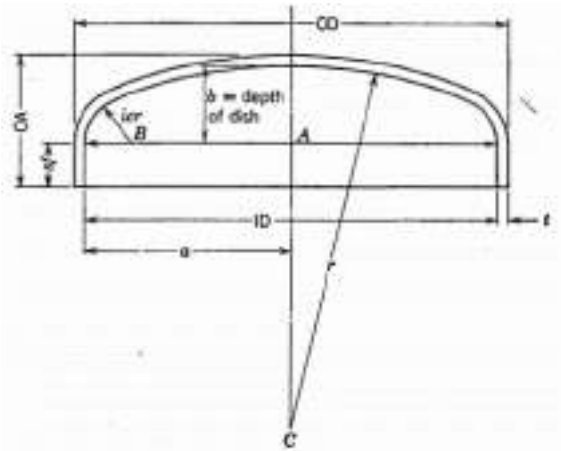
b. Tinggi Head

$$OA = t + b + sf$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$BC = r - icr$$



Keterangan :

- t = Tebal penutup (m)
- icr = Jari-jari sudut internal (m)
- sf = Flange lurus (m)
- r = Jari-jari kelengkungan (m)
- OA = Tinggi penutup (m)

Diketahui :

- t = 0,75 in
- r = D = 60 ft = 720 in
- icr = 1,125 in (Brownel & Young hal 88).
- sf = 1,50 in (Brownel & Young hal 88).

Penyelesaian :

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 720 \text{ in} - 1,125 \text{ in} \\ &= 718,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

$$= \frac{720 \text{ in}}{2} - 1,125 \text{ in}$$

2

$$= 358,8750 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (BC^2 - AB^2)^{(1/2)} \\ &= 720 \text{ in} - (718,875 \text{ in}^2 - 358,875 \text{ in}^2)^{(1/2)} \\ &= 97,1116 \text{ in} \\ &= 2,4666 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t + b + sf \\ &= 0,75 \text{ in} + 97,1116 \text{ in} + 1,50 \text{ in} \\ &= 99,3616 \text{ in} \\ &= 8,2780 \text{ ft} \\ &= 2,5238 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Tinggi total

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tota} &= \text{Tinggi shell} + \text{Tinggi head} \\ &= 30 \text{ ft} + 8,2780 \text{ ft} \\ &= 38,2780 \text{ ft} \end{aligned}$$

RINGKASAN TANK 2 (TP-02)

Alat = Tangki Produk 1
Kode = TP-02
Tugas = Menyimpan cairan HNO₃ selama 30 hari
Jenis = Silinder vertikal

Massa Komponen = 6604,5066 kg/jam
Suhu operasi = 303,15 K = 30,00 °C
Tekanan operasi = 1,0133 bar = 1,00 atm
Kapasitas = 15110,0000 barrel
= 2402,3021 m³ = 2402302,1400 Liter
= 634690,1295 Gallon

Dimensi

Diameter dalam = 18,2871 m

Tinggi = 9,1436 m

Tebal:

Course ke	tinggi, ft	ts, in
1	0 - 6	0,25
2	6 - 12	0,25
3	12 - 18	0,25
4	18 - 24	0,25
5	24 - 30	0,26

Tinggi head = 2,5238 m

Tinggi total = 11,6666 m

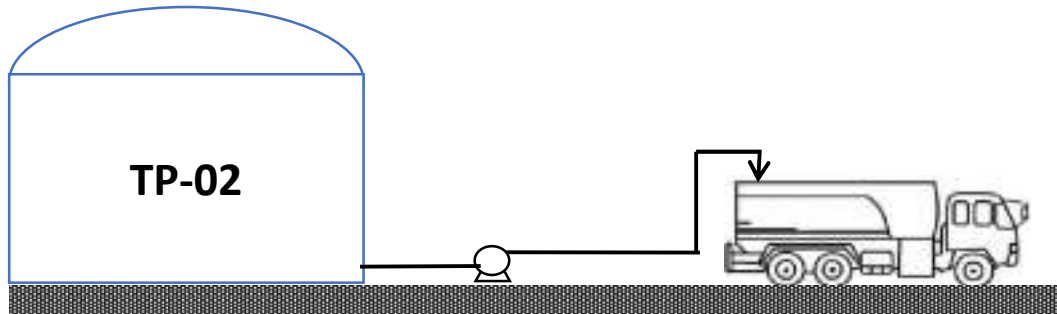
Bahan = Carbon Steel SA-285 grade A

POMPA P-03

Tugas : Memompa produk Asam Nitrat dari tangki unit penjualan

Jenis alat : Pompa sentrifugal

sketsa permasalahan



Data :

Suhu = 308 K = 35 C

Volume tangki mobil 16000 liter

Bahan yang dipompa :

Komponen	Mw	kg/jam	fraksi massa
HNO3	63	2790,404	0,65
H2O	18	1502,525	0,35
TOTAL		4292,929	1

Rapat massa fase cair

Dihitung dengan persamaan

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T_c = critical temperature, K

Diperoleh dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook".

Komponen	A	B	n	T _c
HNO3	0,43471	0,2311	0,1917	520
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Viskositas fase cair

Diperoleh dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook".

Persamaan yang digunakan

$$\log_{10} n_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

n_{liq} = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	n	Tc
HNO3	0,43471	0,2311	0,1917	520
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Tekanan uap

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Dihitung dengan persamaan

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
HNO3	71,7653	-4,38,E+03	-2,28,E+01	-4,60,E-07	1,19,E-05
H2O	29,8605	-3,15,E+03	-7,30,E+00	2,42,E-09	1,81,E-06

Bidang datum : permukaan tanah

Titik 1: permukaan cairan pada tangki unit penjualan

Tekanan , P1 = 1,0132 bar

Elevasi , z1 = 1 m (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit penjualan , dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Titik 2 : Ujung pipa masuk tangki truck penjualan

Tekanan , P2 = 1,0132 bar

Elevasi, z2 = 4,5 m

Langkah perhitungan

1. Kapasitas pompa
2. Ukuran pipa
3. Head pompa
4. Kecepatan spesifik
5. Daya penggerak poros
6. Motor standar

1. Kapasitas pompa

Dirancang : waktu pengosongan unit pemb 30 menit

volume tangki unit penjualan

Kapasitas pompa , Q_l -----
waktu pengisian

$$Q_l = \frac{16000 \text{ liter}}{30 \text{ menit}} \times \left[\frac{\text{menit}}{60 \text{ s}} \right] \times \left[\frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} \right] = 0,0089 \text{ m}^3/\text{s} = 140,90709 \text{ gallon/menit}$$

2. Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{iopt} = 0.363 Q_l^{0.45} \rho_l^{0.13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003),hal 501})$$

Dengan hubungan :

D_{iopt} : Diameter pipa optimum [m]

Q_l : kecepatan vulume fluida [m^3/s]

ρ_l : Rapat massa fluida [kg/m^3]

Rapat massa fluida yang dipompa:

$$\rho_l = \sum x_{mass_i} \times \rho_{l_i}$$

x_{mass_i} : fraksi massa masing² komponen

ρ_{l_i} : rapat massa masing² komponen

Pada suhu = 308,15 K

Komponen	fraksi massa	ρ_l [kg/m^3]	$x_{mass} \rho_l$
HNO3	0,650	1492,087	969,856
H2O	0,350	992,358	347,325
total	1,000		1317,18

Rapat massa fluida , ρ_l 1317,1814 kg/m^3

$$\begin{aligned} D_{iopt} &= 0.363 \times [0,0089]^{0.45} \times [1317,18]^{0.13} = 0,1103 \text{ m} \\ &= 0,1103 \text{ m} \times [\text{in}/0.0254 \text{ m}] \\ &= 4,3412 \text{ in} \end{aligned}$$

b . Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 6 in

Diameter luar, Od : 6,625 in x [0.0254 m /in]= 0,1683 m
 Diameter dalam , Id : 6,065 in x [0.0254 m /in]= 0,1541 m
 Luas aliran ap 28,89 in² = 0,0186 m²

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surfaces per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
¾	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1½	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2½	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

3. Head pompa

Diitung dengan persamaan Bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

Dengan hubungan:

g : percepatan gravitasi normal [m /s²]

h_f : head karena friksi [m]

h_{man} : Head pompa [m]

P_1 : Tekanan pada titik 1 [Pa]

P_2 : Tekanan pada titik 2 [Pa]

v_1 : kecepatan linear pada titik 1 [m /s]

v_2 : kecepatan linear pada titik 2 [m /s]

z_1 : elevasi titi 1 [m]

z_2 : elevasi titi 1 [m]

Head karena friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach

$$h_f = \frac{fdw (L + \Sigma Le) v^2}{2 g Id}$$

Dengan hubungan :

fdw : Faktor friksi

Id : Diameter dalam pipa [m]

L : Panjang pipa lurus [m]

Le : Panjang ekivalen [m]

v : kecepatan linear fluida [m /s]

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

kekasaran pipa , $e = 0,0002$ ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)

$$e = 0,0002 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m} / \text{ft}] = 4,572E-05 \text{ m}$$

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
Iron	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

b. Kekasaran relatif

$$4,572E-05 \text{ m}$$

$$e/Id = \frac{4,572E-05 \text{ m}}{0,15405 \text{ m}} = 0,0003$$

$$0,15405 \text{ m}$$

c . Kecepatan linear V2

$$0,00889 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$v_{lin} = \frac{0,00889 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,0186 \text{ m}^2} = 0,4769 \text{ m/s}$$

c . Kecepatan linear V1

$$0,00889 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$v_{lin} = \frac{0,00889 \text{ m}^3 / \text{s}}{89,371 \text{ m}^2} = 9,946E-05 \text{ m/s}$$

d. Viskositas

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_{l_i}$$

μ_l : viskositas [kg /m s]

x_{mass} : fraksi massa masing² komponen

Pada suhu = 308,15 K

Komponen	fraksi massa	μ [kg /m s]	$x_{mass} \times \mu_l$
HNO3	0,650	7,1455E-04	4,6446E-04
H2O	0,350	7,4759E-04	2,6166E-04
total	1,000		7,2612E-04

$$\mu_l = \text{#####} \text{ kg / m s}$$

e . Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l Id v}{\mu l}$$

Dengan hubungan:

Id : Diameter dalam [m]

Re : Bilangan Reynold

v : kecepatan linear fluida [m/s]

μ_l : viskositas fluida [kg /m s]

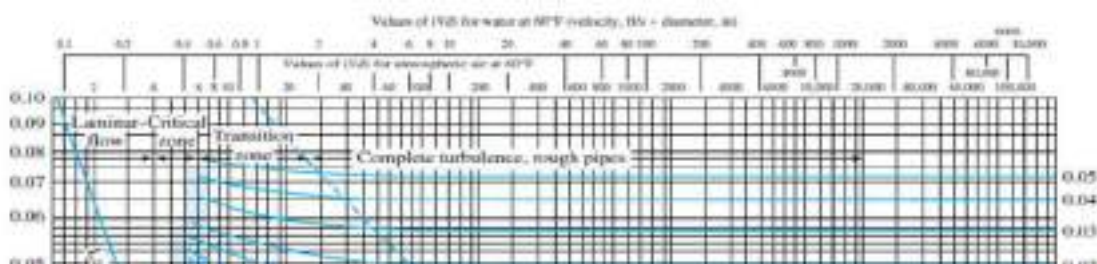
$$1317,181 \text{ kg/m}^3 \times 0,1541 \text{ m} \times 0,4769 \text{ m/s}$$

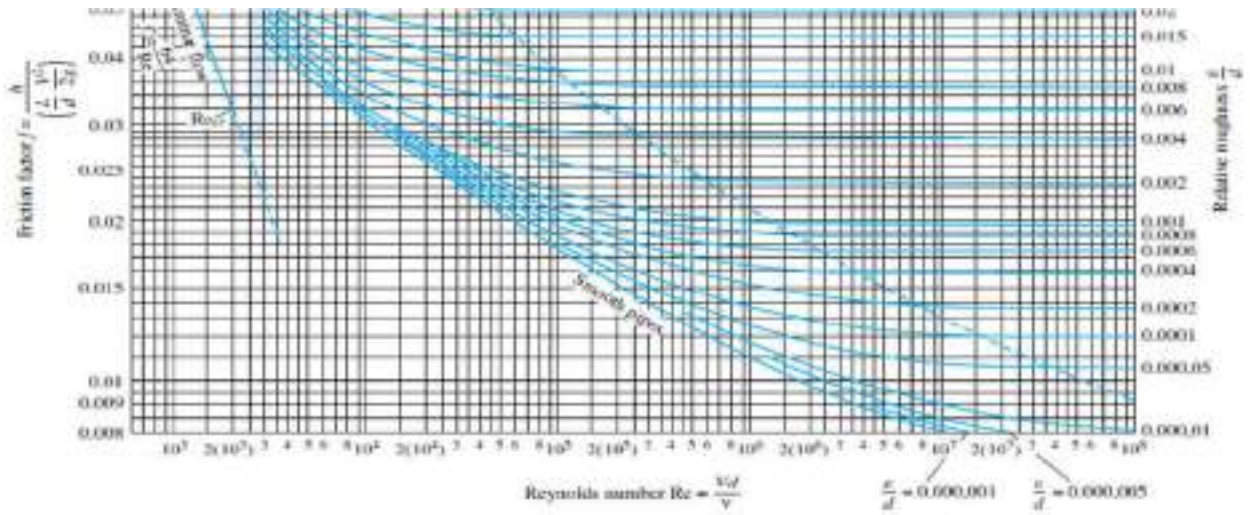
$$Re = \frac{\text{#####} \text{ kg / m s}}{\text{#####} \text{ kg / m s}} = 133270$$

f . Faktor friksi Darcy

Diperoleh dari diagram Moody (White ,F.M., Fluid Mechanics ,ed IV, halaman 349)

$$fdw = 0,0186$$





Rencana pemipaan

Pipa lurus= 27 m

Panjang ekuivalen(Ludwig , E.E., ed III, vol I , 2001, halaman 87)

Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
kontraksi	5	1	5	1,524
Elbow	10	3	30	9,144
Valve	180	2	360	109,73
check valve	35	1	35	10,668
ekspansi	15	1	15	4,572
Total			445	135,64

$\Sigma Le = 135,64$ m

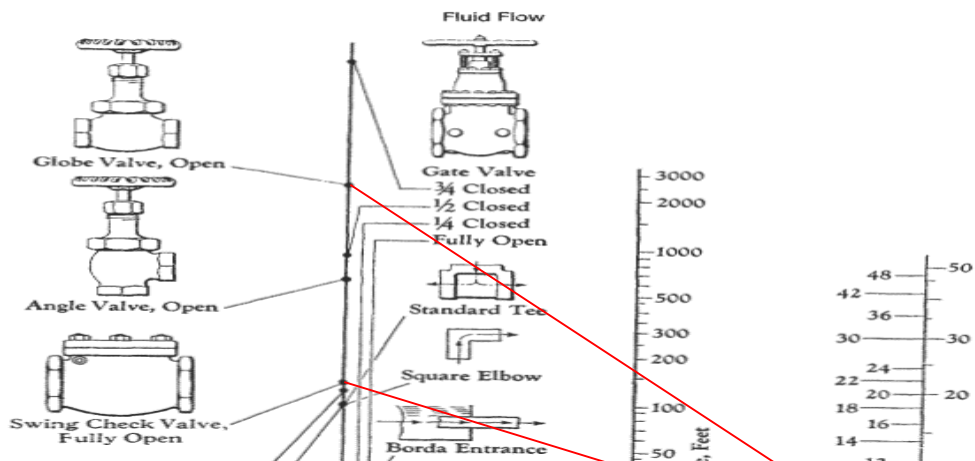
$L + \Sigma le = 27$ m + $135,64$ m = $162,64$ m

percepatan gravitasi , $9,8$ m / s²

$$0,0186 \times 162,64 \text{ m} \times (0,4769 \text{ m/s})^2$$

Head karena friksi , $h = \dots = 0,2284$ m

$$2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,1541 \text{ m}$$



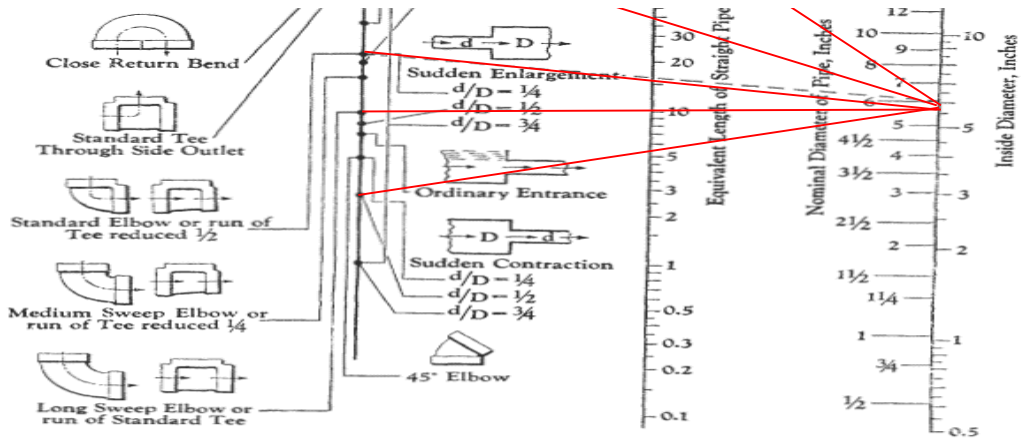


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., *Technical Paper #409*, Engineering Div., 1942, also see [3].

g. Rapat berat (Wight density)

$$U = \rho l \times g = 1317,18 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2 = 12908 \text{ N/m}^3$$

h. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,0132 \text{ bar} - 1,0132 \text{ bar}) \times [10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}]}{12908 \text{ N/m}^3} = 0 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 4,5 \text{ m} - 1 \text{ m} = 3,5 \text{ m}$$

Head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(0,4769 \text{ m/s})^2 - (1E-04 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2} = 0,0116 \text{ m}$$

Head pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} \right) + hf$$

$$h_{man} = 0 \text{ m} + 3,5 \text{ m} + 0,0116 \text{ m} + 0,2284 \text{ m} = 3,74 \text{ m}$$

Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = P_1/U + z_1 + hf_1 - P_{uap}/U$$

Menentukan head friksi pada daerah hisap (hf1)

Panjang pipa lurus, L = 5 m

Panjang ekivalen

Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
kontraksi	5	1	5	1,524
Elbow	10	0	0	0
Valve	180	1	180	54,864
check valve	35	0	0	0
ekspansi	15	0	0	0
Total			185	56,388

Σ Le = 56,388 m

$$L + \Sigma Le = 5 \text{ m} + 56,388 \text{ m} = 61,388 \text{ m}$$

$$h_{f1} = \frac{0,02 \text{ m} \times 61,388 \text{ m} \times (0,4769 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0,1541 \text{ m}} = 0,0862 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \times P_{uap_i}$$

P_{uap} : tekanan uap fluida yang dipompa [N/m²]

y_i : fraksi mol masing2 komponen

Komponen	Mw	kg/jam	kmol	xi
HNO3	63	2790,404	44,292	0,347
H2O	18	1502,525	83,474	0,653
Total		4292,929	127,766	1,000

$$P_v = 0,0841127 \text{ bar}$$

Pada suhu = 308,15 K

Komponen	xi	P _{uap} (mmhg)	P _{uap} (bar)	K _i =P _{uap} /P _v	y _i =K _i xi
HNO3	0,347	0,1381	1,E-06	1,64130	0,56898
H2O	0,653	0,0556	6,E-07	0,66069	0,43165
Total	1,000				1

$$NPSH = \frac{(1,0132 \text{ bar} - 0,084 \text{ bar}) \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}}{12908 \text{ N/m}^3} - 1 \text{ m} - 0,0862 \text{ m}$$

$$NPSH = 6,11 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan:

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql / \text{suct}}}{(g \text{ hman} / \text{stage})^{0.75}}$$

Karrassik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1. 5

Dengan hubungan:

g : Percepatan gravitasi normal [m/s²]

hman : Head pompa [m]

N : kecepatan putar [rad /s]

Ns : kecepatan spesifik [antara 0.1 sampai 1 rad]

Ql : kapasitas pompa [m³ /s]

suct : Jumlah suction

stage : jumlah stage

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E., edIII, vol 3, Halaman 624

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles Rpm		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	5/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	 same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar = 375 rotasi / menit

faktor slip = 2% (prediksi)

rpm = 375 rotasi / men x 98,00% = 367,5 rotasi /menit

$N = 367,5 \text{ rotasi /meni} \times [\text{menit} / 60\text{s}] \times [2 \pi \text{ rad} / \text{rotasi}] : 38,485 \text{ rad /s}$

suction : 1

Stage = 1

$$N_s = \frac{38,485 \text{ rad /s} \times \left[\frac{0,0089 \text{ m}^3 / \text{s}}{1} \right]^{0.5}}{\left[9.8 \text{ m/s}^2 \times \left(\frac{3,74 \text{ m}}{1} \right) \right]^{0.75}} = 0,2436 \text{ rad}$$

5. Daya penggerak poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Ql \gamma hman}{efp}$$

Dengan hubungan :

efp : Effisiensi pompa

hman : Head pompa [m]

Ql : kapasitas pompa [m³ /s]

Po : Daya penggerak poros [watt]

U : rapat berat [N/m³]

Effisiensi pompa :

Diperoleh dari Fig 10.63 Towler , dan Sinnott(2008),halaman 625

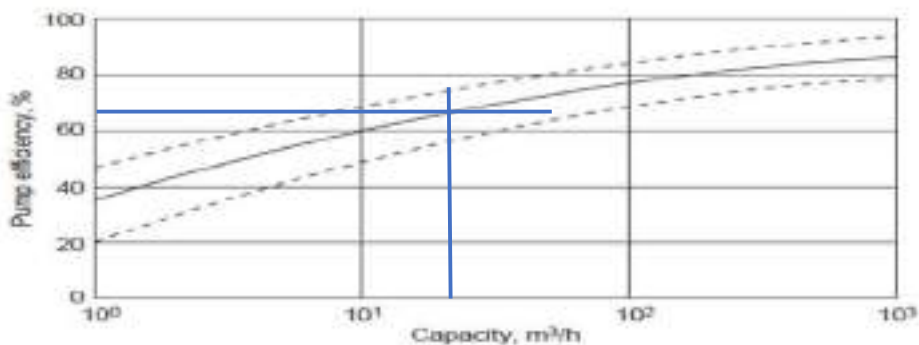


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas , Q1 : $0,0089 \text{ m}^3 / \text{s} \times [3600 \text{ s/ jam }] = 32 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh $\text{efp} = 63\%$

Daya penggerak poros

$$0,0089 \text{ m}^3 / \text{s} \times 12908 \text{ N/m}^3 \times 3,74 \text{ m}$$

$$P_o = \frac{\text{-----}}{63\%} = 681,16328 \text{ watt}$$

6. Motor standar

Effisiensi motor

Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991) halaman 521

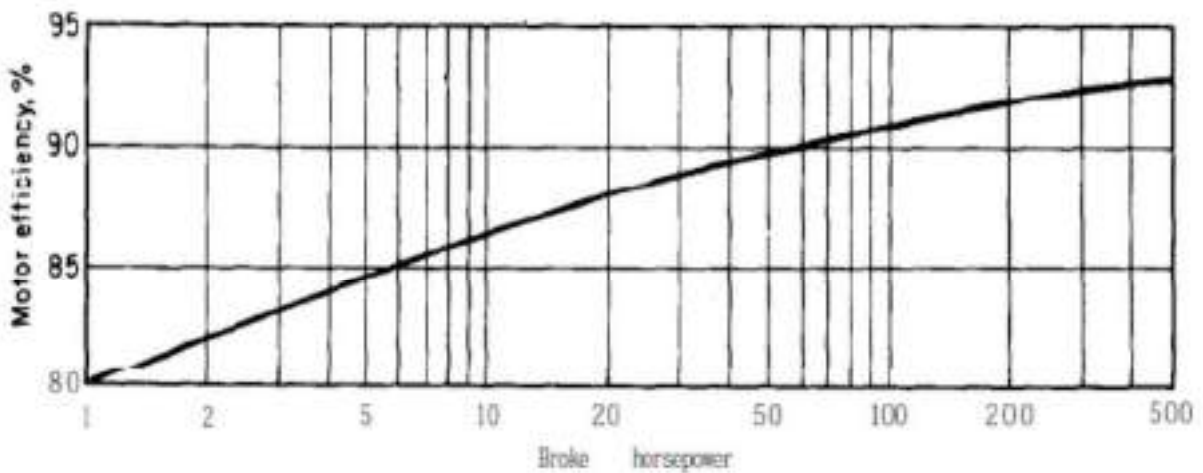


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Daya yang diperlukan = $681,16328 \text{ watt} \times [1.341 \times 10^{-3} \text{ hp /watt }] = 0,9134 \text{ hp}$
 effisiensi = 80%

$$0,9134 \text{ hp}$$

$$\text{Daya motor yang diperlukan} = \frac{0,9134 \text{ hp}}{80\%} = 1,1418 \text{ hp}$$

Motor standart: Dipilih Motor Induksi

Daya : 1,5 hp (Ludwig, E.E., vol III halaman 628)

grafik di dapat dr hasil daya motor , di ambil yg mendekati

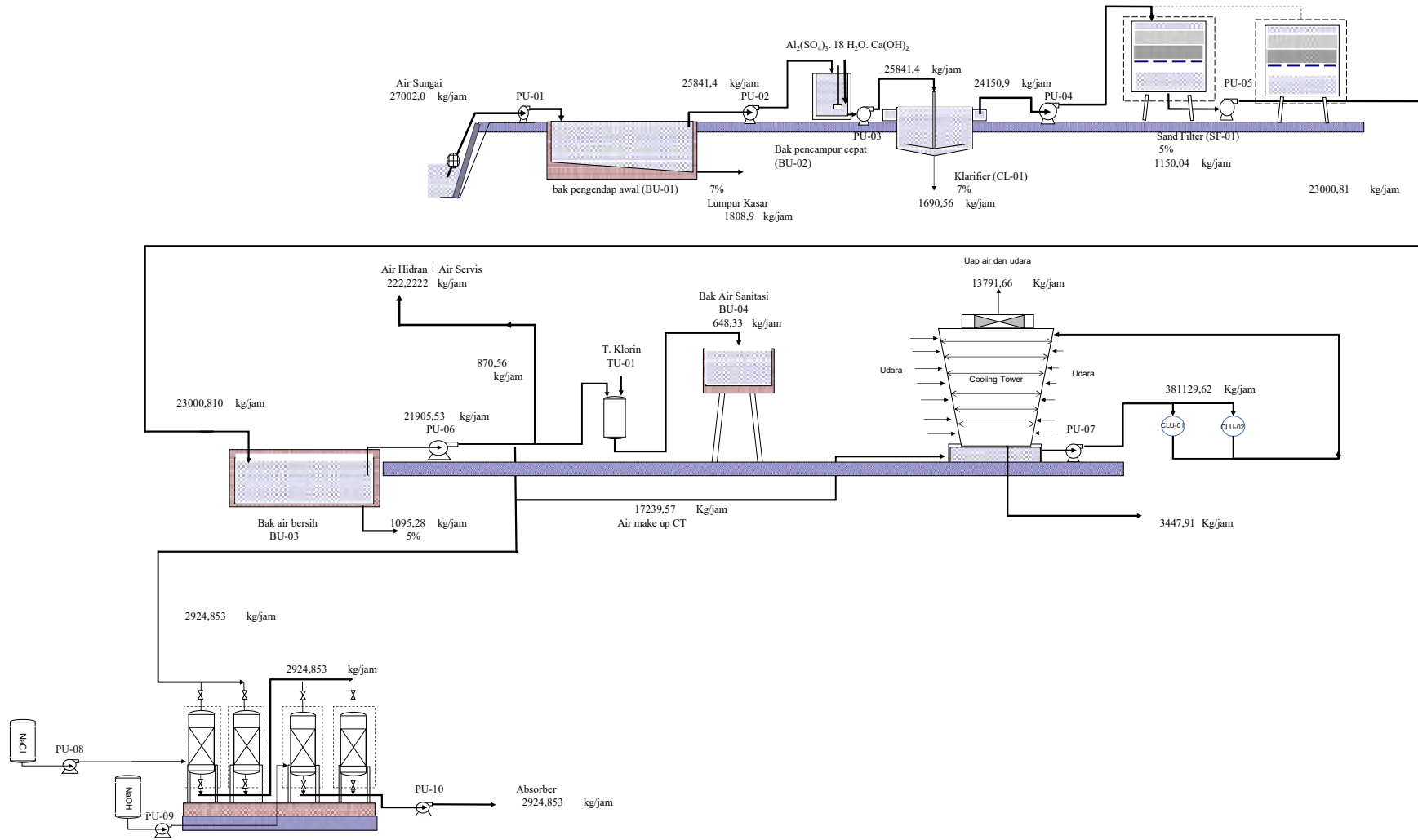
Horsepower Ratings. Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, 1 $\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, 7 $\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

UTILITAS

UNIT PENGOLAHAN AIR PABRIK ASAM NITRAT



UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam berjalannya semua alat proses misal menyediakan air, listrik, steam, udara tekan, dan bahan bakar. Beberapa unit utilitas diantaranya pengolahan air, membuat steam, penyediaan bahan bakar, listrik, dan udara tekan

Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

Cooler Utilitas 1 = 162095,51 kg/jam

Cooler Utilitas 2 = 219034,11 kg/jam

Total = 381129,62 kg/jam

2. Air Reaksi Absorber

Absorber = 2924,853 kg/jam

3. Air rumah tangga

a. Air kebutuhan sehari-hari berkisar 150-300 L/hari tiap orangnya

(menurut sularso) Tabel 2.2 halaman 15 soelarso

Diambil konsumsi air = 150 L/Orang.hari

Untuk memenuhi = 30 Orang

Jumlah air per harinya = 150 L/Orang.hari

= 4500 Kg/hari

= 188 Kg/jam

4. Air Sanitasi Karyawan

a. Air untuk karyawan shift

Air kebutuhan sehari-hari berkisar 50-70 L/hari Tabel 2.5 halaman 17 soelarso

Diambil konsumsi air = 70 L/Orang.hari

Untuk memenuhi = 128 Orang

Jumlah air per harinya = 70 L/Orang.hari

= 8960 Kg/hari

= 373 Kg/jam

b. Air untuk karyawan non-shift

Air kebutuhan sehari-hari berkisar 50-70 L/hari Tabel 2.5 halaman 17 soelarso

Diambil konsumsi air = 70 L/Orang.hari

Untuk memenuhi = 30 Orang

Jumlah air per harinya = 70 L/Orang.hari

= 2100 Kg/hari

= 87,5 Kg/jam

5. Air layanan umum

a. Air untuk kantin

Pengunjung kantin = 75 Orang

kebutuhan air rata-rata = 5 L/Jam

Pemakaian rata-rata per jam = 4 Orang

Kebutuhan air kantin = $\frac{5 \text{ L/Jam} \times 75 \text{ Orang}}{4 \text{ Orang}}$

= 93,8 Kg/jam

b. Air Untuk Poliklinik

$$\begin{aligned}
 \text{Prngunjung Poliklinik} &= 30 \text{ Orang} \\
 \text{kebutuhan air rata-rata} &= 5 \text{ L/Jam} \\
 \text{Pemakaian rata-rata per jam} &= 4 \text{ Orang} \\
 \text{Kebutuhan air kantin} &= \frac{5 \text{ L/Jam} \times 30 \text{ Orang}}{4 \text{ Orang}} \\
 &= 37,5 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

c. Air untuk mesjid
berkisar 20 L/orang tiap harinya

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi jumlah jamaah} &= 150 \text{ Orang} \\
 \text{per orang memerlukan} &= 15 \text{ L/Orang.hari} \\
 \text{kebutuhan air mesjid} &= \frac{15 \text{ L/Orang.hari} \times 150 \text{ Orang} \times 1 \text{ Hari}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 94 \text{ L/jam} \\
 &= 94 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

Air untuk Layanan Umum = 225,0 kg/jam

6. Air Servis

a. Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran sebanyak 300000 L dalam waktu 3 bulan

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air hidran} &= \frac{300000 \text{ L} \times 1 \text{ Bulan} \times 1 \text{ hari}}{3 \text{ Bulan} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}} \\
 &= 138,889 \text{ L/jam} \\
 &= 138,889 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Air untuk Taman

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air untuk taman sebanyak} &= 2000 \text{ L/hari} \\
 &= 83,333 \text{ L/jam}
 \end{aligned}$$

7. Air make up

1. Unit Cooling Tower

Air hilang karena 3 sebab, dari perhitung alat cooling tower diperoleh air :

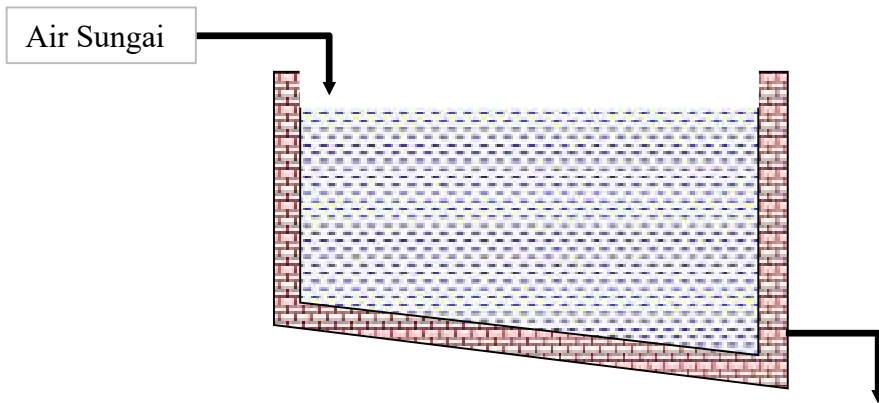
$$\begin{aligned}
 \text{Evaporation loss (We)} &= 13792 \text{ kg/jam} \\
 \text{Drift loss (Wd)} &= 76,2259 \text{ kg/jam} \\
 \text{Blowdown Discharge} &= 3371,6879 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total} &= 17239,569 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan Air make up	Jumlah kg/jam	Debit m3/jam	Densitas air kg/m3
Cooling Tower	17239,569	17,3149	995,65
Blowdown Clarifier	1690,5595	1,6979	
Blowdown Sand Filter	1150,0405	1,1551	
Blowdown Bak Air Bersih	1095,2767	1,1001	
Blowdown Bak Pengendap 1	1808,8987	1,8168	
Total	22.984,344	23,085	

Kebutuhan Air Total :

Kebutuhan air	Jumlah kg/jam	Debit m ³ /jam	Densitas air kg/m ³
1. Air Pendingin	381129,622	382,795	995,65
2. Air Reaksi Absorber	2924,853	2,938	
3. Air rumah tangga	187,500	0,188	
4. Air Sanitasi Karyawan	460,833	0,463	
5. Air layanan umum	225,000	0,226	
6. Air Servis	222,222	0,223	
7. Air make up	22984,344	23,085	
Total	408134,375	409,918	

BAK PENGENDAP AWAL (BU-01)



Tugas : Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai
Jenis : Bak Persegi Panjang

Data :

Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan	=	1	atm
Kecepatan massa	=	27001,975	Kg/Jam
Kecepatan volume	=	27,120	m ³ /Jam
Densitas	=	995,647	Kg/m ³
Waktu tinggal	=	24	Jam

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air

$$\begin{aligned} V1 &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\ &= 27,120 \text{ m}^3/\text{Jam} \times 24 \text{ Jam} \\ &= 650,881 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Pengendap

$$\begin{aligned} \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\ Vb &= 650,881 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 781,057 \text{ m}^3 \\ &= 206333,342 \text{ gal} \end{aligned}$$

3. Ukuran Bak Pengendap

$$\begin{aligned} \text{Dirancang kedalaman bak, H} &= 5 \text{ m} \\ \text{Rasio panjang : Lebar} &= 3 : 1 \end{aligned}$$

Maka

$$L = \left(\frac{781,06 \text{ m}^3}{5 \text{ m} \times 3} \right)^{1/2}$$

$$= \frac{7,216}{\text{m}}$$

$$P = 3 \times L$$

$$= 21,648 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak pengendap awal dipilih berupa beton bertulang

KESIMPULAN

Nama = Bak Pengendap Awal
Fungsi = Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai
Jenis = Bak persegi panjang
Bahan = Beton bertulang

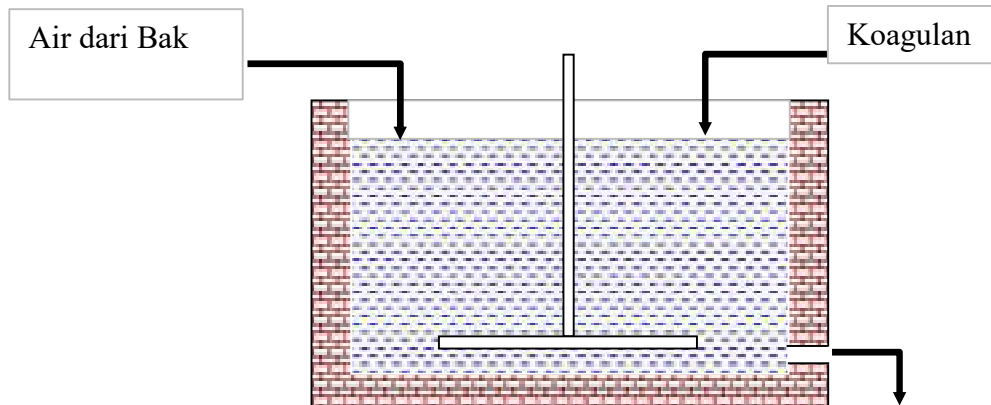
Dimensi

Panjang = 21,6480 m
Lebar = 7,2160 m
Kedalaman = 4 m
Volume Bak = 781,057 m³ = 206333,3422 gal

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T) = 30 °C
Tekanan (P) = 1 Atm

BAK PENCAMPUR CEPAT (BU-02)



Tugas : Mencampur air dari bak pengendap dengan koagulan
 Jenis : Bak silinder tegak dengan pengaduk

Data :

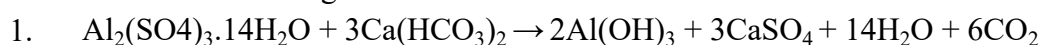
Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan	=	1	Atm
Kecepatan massa	=	25841,410	Kg/Jam
Kecepatan volume	=	25,954	m ³ /Jam
Densitas	=	995,647	Kg/m ³
Waktu tinggal	=	1	menit

Beberapa Jenis Koagulan dalam Pengolahan Air

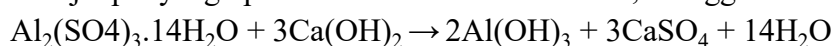
Nama Kimia	Nama Lain	Rumus Kimia	Berat Molekul	Wujud	Densitas Bulk, kg/m ³	Specific Gravity	Kelarutan dalam Air, kg/m ³	Radar Kimia %w/w	Radar Air %w/w	pH larutan
Aluminium sulfat	Alum	Al ₂ (SO ₄) ₃ ·14,3H ₂ O	599,77	Putih terang-padat	1000-1096	1,25-1,36	Sekitar 672	Al: 9,0-9,3		Sekitar 3,5
	Alum cair	Al ₂ (SO ₄) ₃ ·49,6H ₂ O	1235,71	Putih atas-berang-abu-abu-kakuningan, cair		1,30-1,34	Sangat larut	Al: 4,0-4,5	71,3-74,5	
Ferri klorida	Besi (III) klorida, Besi triklorida	FeCl ₃	162,21	Hijau-hitam, bubuk	721-962		Sekitar 719	Fe: kira2 34		
	Ferri klorida cair	FeCl ₃ ·6H ₂ O	270,30	Nuning-coklat, bongkahan	962-1025		Sekitar 814	Fe: 20,3-21,0		
		FeCl ₃ ·13,1H ₂ O	396,21	Coklat-kemerahan, cair		1,20-1,42	Sangat larut	Fe: 12,7-14,5	56,5-62,0	0,1-1,5
Ferri sulfat	Besi (III) sulfat, Besi persulfat	Fe ₂ (SO ₄) ₃ ·9H ₂ O	562,02	Merah-coklat, bubuk	1122-1154			Fe: 17,9-18,7		
	Ferri sulfat cair	Fe ₂ (SO ₄) ₃ ·35,9H ₂ O	1064,64	Coklat-kemerahan, cair		1,40-1,57	Sangat larut	Fe: 10,1-12,0	56,5-64,0	0,1-1,5
Ferro sulfat	Copperas	FeSO ₄ ·7H ₂ O	278,02	Hijau, bongkahan kristal	1010-1056			Fe: Sekitar 20		

Sumber: Qasim, dkk. (2000)

Reaksi kimia untuk menghasilkan flok adalah:



Jika air tidak memiliki alkalinitas yang mencukupi untuk bereaksi dengan alum, maka perlu ditambahkan alkalinitasnya dengan menambahkan kalsium hidroksida, Ca(OH)₂. Derajat pH yang optimum untuk alum berkisar 4,5 hingga 8.



2. Reaksi ferri klorida sebagai koagulan berlangsung sebagai berikut:

$$2\text{FeCl}_3 + 3\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2 \rightarrow 2\text{Fe}(\text{OH})_3 + 3\text{CaCl}_2 + 6\text{CO}_2$$
 Penambahan kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) diperlukan bila alkalinitas alami tidak mencukupi.

$$2\text{FeCl}_3 + 3\text{Ca}(\text{OH})_2 \rightarrow 2\text{Fe}(\text{OH})_3 + 3\text{CaCl}_2$$
 Reaksi ferri klorida berlangsung pada pH optimum 4 sampai 12.
3. Penggunaan ferri sulfat sebagai koagulan berlangsung mengikuti reaksi:

$$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + 3\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2 \rightarrow 2\text{Fe}(\text{OH})_3 + 3\text{CaSO}_4 + 6\text{CO}_2$$
 Rentang pH optimum adalah sekitar 4 hingga 12.
4. Ferro sulfat membutuhkan alkalinitas dalam bentuk ion hidroksida agar menghasilkan yang cepat. Untuk itu, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ditambahkan untuk mendapatkan pH pada level di mana ion Fe diendapkan sebagai $\text{Fe}(\text{OH})_3$.

$$2\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} + 2\text{Ca}(\text{OH})_2 + 1/2 \text{O}_2 \rightarrow 2\text{Fe}(\text{OH})_3 + 2\text{CaSO}_4 + 13\text{H}_2\text{O}$$
 Untuk berlangsungnya reaksi ini, pH harus sekitar 9,5

Kecepatan Pengadukan

Kecepatan pengadukan merupakan parameter penting dalam pengadukan yang dinyatakan dengan gradien kecepatan. Gradien kecepatan merupakan fungsi dari tenaga yang disuplai (P):

$$P = \text{suplai tenaga ke air (N.m/detik)}$$

$$V = \text{volume air yang diaduk, m}^3$$

$$\mu = \text{viskositas absolut air, N.detik/m}^2$$

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\ &= 25,954 \text{ m}^3/\text{Jam} \times 1 \text{ menit} \times 1 \text{ jam}/60 \text{ menit} \\ &= 0,433 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Pencampur

$$\begin{aligned} \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\ V_b &= 0,433 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 0,519 \text{ m}^3 \\ &= 137,128 \text{ gal} \end{aligned}$$

3. Ukuran Bak Penampung

$$\text{Dirancang : Diameter} = \text{Tinggi bak}$$

Maka :

$$D_t = \left(\frac{0,519 \text{ m}^3 \times 4}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$= 0,8130 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 0,8130 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi Bak pencampur cepat dipilih berupa beton bertulang

$$\text{Daya Pengaduk} = 0,5 \text{ Hp}$$

KESIMPULAN

Nama = Bak Pencampur Cepat
Fungsi = Mencampur air dari bak pengendap dengan bahan kimia sebagai koagulan, agar kotoran halus menggumpal.
Jenis = Bak Silinder Tegak dilengkapi Pengaduk
Bahan = Beton bertulang

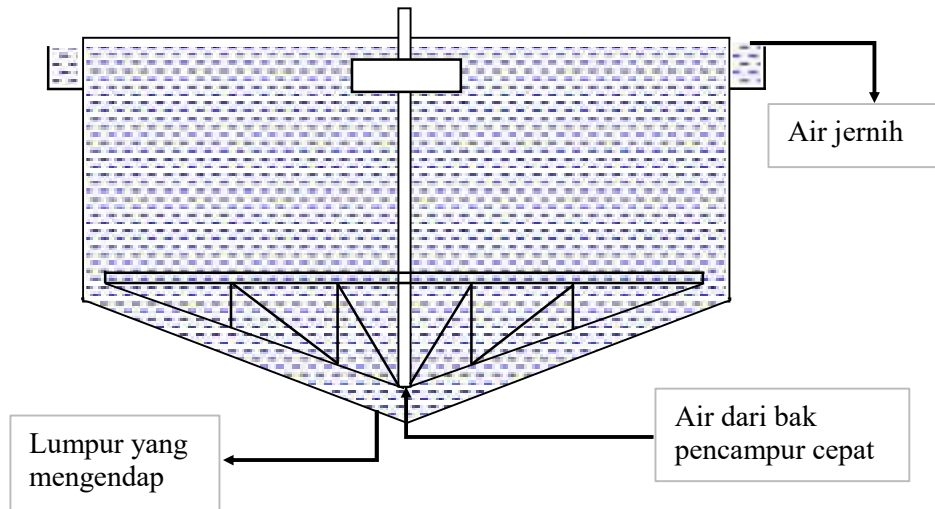
Dimensi

Diameter = 0,8130 m
Tinggi = 0,8130 m
Volume = 0,5191 m³ = 137,1285 gal
Daya pengaduk = 0,5 Hp

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T) = 30 °C
Tekanan (P) = 1 Atm

CLARIFIER (CLR-01)

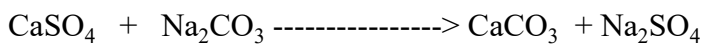
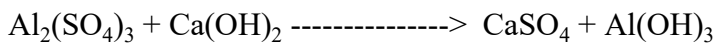
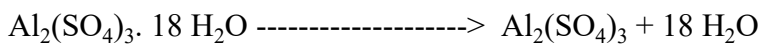


- Tugas : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
- Jenis : Bak silinder tegak dengan bentuk kerucut pada bagian bawah

Data :

Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan	=	1	Atm
Kecepatan massa	=	25841,410	Kg/Jam
Kecepatan volume	=	25,954	m ³ /Jam
Densitas	=	995,647	Kg/m ³
Waktu tinggal	=	5	Jam

Di dalam klarifier terjadi proses penggumpalan kotoran koloid yang terbawa air oleh bahan kimia, dengan reaksi sebagai berikut :



Endapan yang terbentuk di klarifier berupa CaCO₃

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air

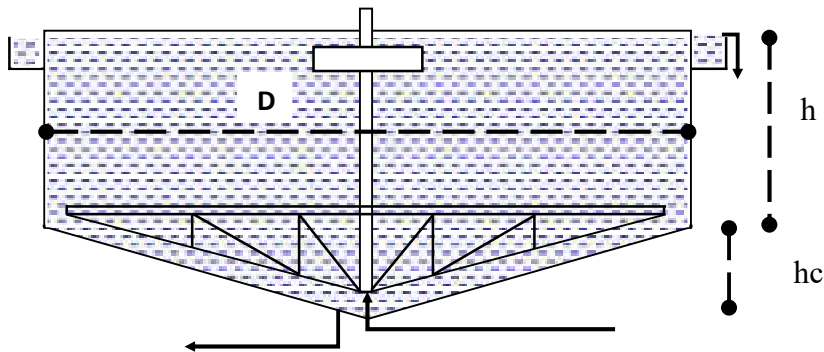
$$\begin{aligned} V1 &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\ &= 25,954 \text{ m}^3/\text{Jam} \times 5 \text{ Jam} \end{aligned}$$

$$= 129,772 \text{ m}^3$$

2. Volume Klarifier

$$\begin{aligned} \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\ V_b &= 129,772 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 155,726 \text{ m}^3 = 41138,54 \text{ gal} \end{aligned}$$

3. Ukuran Klarifier



Dimana:

$$\begin{aligned} D &= \text{Diameter klarifier} \\ h &= \text{Tinggi Silinder} \\ hc &= \text{Tinggi Kerucut} \end{aligned}$$

Volume Klarifier = Volume Silinder + Volume Kerucut

$$\pi D^2 / 4 h + 1/12 \pi D^2 hc = 103,410 \text{ m}^3$$

Dirancang $h = 1/2 D$

Nilai D dihitung secara iterasi sampai diperoleh volume hitung ~ volume target

$$\begin{aligned} \text{Diperoleh, } D &= 6,093 \text{ m} \\ \text{Volume} &= 103,410 \text{ m}^3 \\ \text{Volume Target} &= 103,410 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned} D &= 6,093 \text{ m} \\ h &= 3,047 \text{ m} \\ hc &= 1,5 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Penggaruk

Sebagai Penggaruk digunakan rake

Kecepatan Putar = 0,03 rotasi/menit

Daya penggerak

Menurut Perry, R.H., Chemical Engineers Handbook Ed VI, untuk

Diameter 122 m diperlukan daya 15 Hp

Maka untuk diameter = 6,093 m

Daya yang diperlukan = $\frac{6,093}{122} \frac{\text{m}}{\text{m}}$ x 15 Hp

= 0,749 Hp

Motor standar yang dipilih = 1 Hp

KESIMPULAN

Nama = Klarifier
Fungsi = Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
Jenis = Bak silinder tegak dengan bentuk kerucut

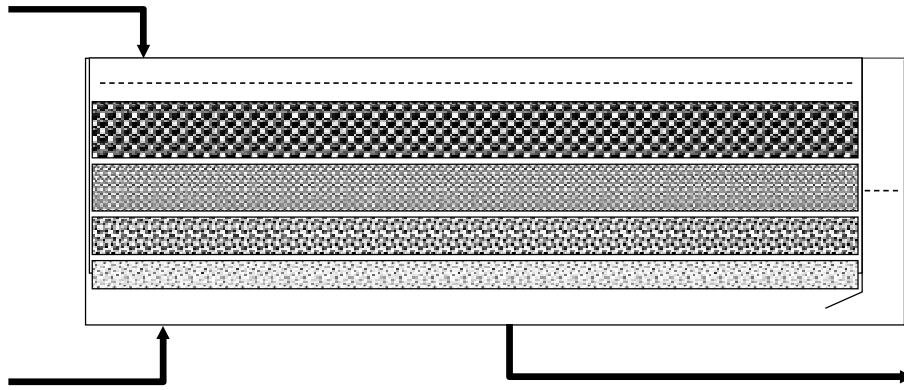
Dimensi

Diameter = 6,0931 m
Tinggi silinder = 3,0465 m
Tinggi kerucut = 1,5 m
Volume Klarifier = 155,7263 m³ = 41138,53726 gal
Daya penggerak = 1 Hp

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T) = 30 °C
Tekanan (P) = 1 Atm

SAND FILTER (SF-01)



Tugas : Menyaring kotoran kotoran yang terbawa air dari klarifier
 Jenis : Bak persegi panjang

Data :

Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan	=	1	Atm
Kecepatan massa	=	24150,850	Kg/Jam
Kecepatan volume	=	24,256	m ³ /Jam
Densitas	=	995,647	Kg/m ³
Waktu tinggal	=	1	Jam

Langkah Perhitungan :

1. Luas Saringan Pasir
 Dihitung dengan Flux volume air

$$\begin{aligned} \text{Flux Volume} &= 2,5 \text{ Gallon/menit ft}^2 && (\text{Powell, S.T., hal 77}) \\ &= 6,11121 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V1 &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\ &= 24,2564 \text{ m}^3/\text{Jam} \times 1 \text{ Jam} \\ &= 24,2564 \text{ m}^3 = 6407,871848 \text{ gal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Aliran} &= \frac{\text{Kecepatan Volume}}{\text{Flux Volume}} \\ &= \frac{24,2564 \text{ m}^3/\text{Jam}}{6,111 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}} \\ &= 3,969 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dirancang : Panjang = Lebar

$$\begin{aligned} L &= (3,969 \text{ m}^2)^{0.5} \\ &= 1,992 \text{ m} \end{aligned}$$

$$P = 1,992 \text{ m}$$

2. Ukuran Saringan Pasir

Dipilih berdasarkan Powell, S.T

Diperoleh dari : Tabel 11 Powell , S. T., "Water Condition for Industry" halaman 525.

Tebal	Ukuran
27 in	pasir 0.45 mm sampai 0.5 mm
3 in	pasir 0.8 mm sampai 1.22 mm
3 in	kerikil 0.25 in sampai 1/2 in
4 in	kerikil 0.25 in sampai 3/4 in
5 in	Kerikil 1 in sampai 1.5 in
6 in	Kerikil 1.5 in sampai 2.5 in

Tinggi Tumpukan

$$\begin{aligned} &= 27 + 3 + 3 + 4 + 5 + 6 \\ &= 48 \text{ in} \\ &= 1,219 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume Bak sand Filter

$$\begin{aligned} &= 0,968 \text{ m}^3 \\ &= 255,677 \text{ gal} \end{aligned}$$

KESIMPULAN

Nama = Saringan pasir
Fungsi = Menyaring kotoran kotoran yang terbawa air dari klarifier
Jenis = Bak persegi panjang

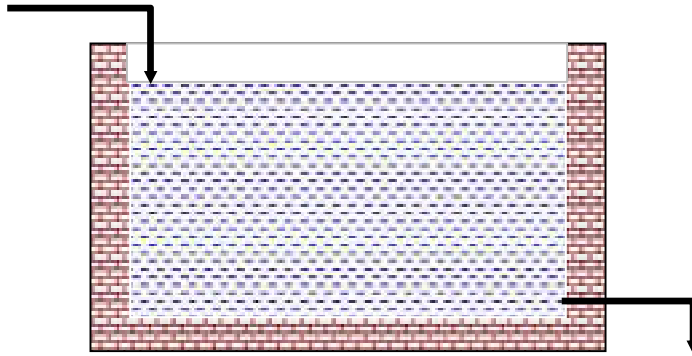
Dimensi

Panjang = 1,9923 m
Lebar = 1,9923 m
Tinggi Tumpukan = 1,2192 m
Volume = 4,8392 m³ = 1278,3847 gal

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T) = 30 °C
Tekanan (P) = 1 Atm

BAK AIR BERSIH (BU-03)



Tugas : Menampung air bersih dari sand filter
Jenis : Bak persegi panjang

Data :

Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan	=	1	Atm
Kecepatan massa	=	23000,810	Kg/Jam
Kecepatan volume	=	23,101	m ³ /Jam
Densitas	=	995,647	Kg/m ³
Waktu tinggal	=	8	Jam

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\ &= 23,101 \text{ m}^3/\text{Jam} \times 8 \text{ Jam} \\ &= 184,811 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Air Bersih

$$\begin{aligned} \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\ V_b &= 184,811 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 221,773 \text{ m}^3 \\ &= 58586,2569 \text{ gal} \end{aligned}$$

3. Ukuran Bak Air Bersih

$$\begin{aligned} \text{Dirancang kedalaman bak, H} &= 5 \text{ m} \\ \text{Rasio panjang : Lebar} &= 3 : 1 \end{aligned}$$

Maka :

$$L = \left[221,773 \text{ m}^3 \right]^{1/2}$$

$$= \left(\frac{5}{3,845} \text{ m} \times 3 \right) \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P &= 3 \times L \\ &= 11,535 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Bahan Konstruksi
Bahan konstruksi bak air bersih berupa beton bertulang

KESIMPULAN

Nama = Bak Air Bersih
Fungsi = Menampung air bersih dari sand filter
Jenis = Bak persegi panjang
Bahan = Beton bertulang

Dimensi

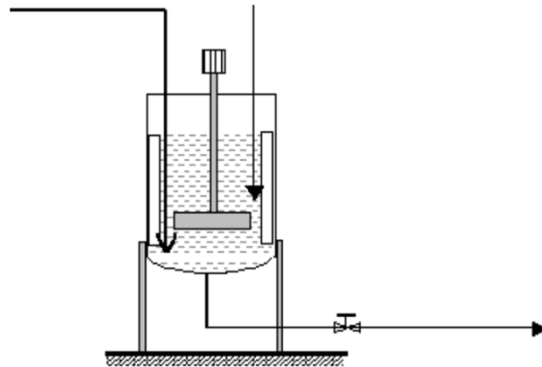
Panjang = 11,5353 m
Lebar = 3,8451 m
Tinggi Bak = 5 m
Volume Bak = 221,773 m³ = 58586,2569 gal

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T) = 30 °C
Tekanan (P) = 1 Atm

TANGKI KLORINASI

TU-01



Tugas : Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis.

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Data :

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Rapat Massa} = 1023,13 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 8 \text{ jam}$$

$$\text{Kecepatan massa air} = 870,56 \text{ kg/jam}$$

1. Volume air dalam tangki

$$\begin{aligned} V1 &= \frac{\text{kecepatan massa air}}{\text{Rapat Massa}} \\ &= \frac{870,56 \text{ kg/jam}}{1023,13 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,8509 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 224,7773 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Cl₂

Kebutuhan = 2 ppm dalam umpan air

$$\begin{aligned} \text{Cl}_2 \text{ yang diperlukan} &= 2 \frac{\text{mg}}{\text{liter}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000000 \text{ mg}} \times 850,9 \text{ liter/jam} \\ &= 0,0017 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Massa air

Larutan Cl₂ dibuat dengan kadar 5%

$$\text{Massa Air} = 95\% \times 0,0017 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{0,0017 \text{ kg/jam}}{5\%}$$

$$= 0,0323 \text{ kg/jam}$$

4. Kapasitas untuk waktu tinggal

$$W = \text{kecepatan volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 0,851 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam}$$

$$= 6,8070 \text{ m}^3$$

5. Volume Tangki

Dirancang dengan angka keamanan 20%

$$V_t = 120\% \times 6,8070 \text{ m}^3$$

$$= 8,168 \text{ m}^3$$

6. Ukuran tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan $D : H = 1 : 2$

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 V_t}{2\pi}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times 19,6 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D = 1,732789 \text{ m} = 68,22005 \text{ in}$$

$$H = 3,465579 \text{ m} = 136,4401 \text{ in}$$

Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon steel SA-283 grade C* (Brownell and Young hal 342)

$$f = \text{allowable stress} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{appendix D, Brownell \& Young})$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 0,8 \quad (\text{tabel 13.2 hal: 254, Brownell})$$

$$c = \text{korosi} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus})$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan (P)} &= 110\% \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 16,17 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

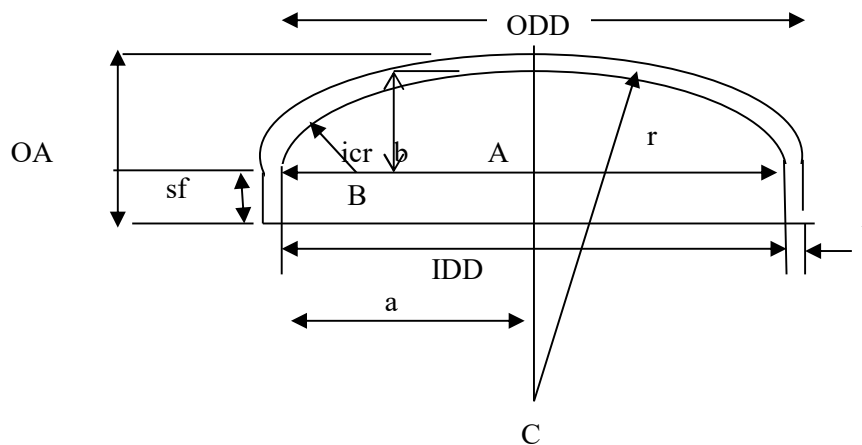
$$t_s = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_s = \frac{16,17 \times 34,11003}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125$$

$$t_s = 0,179554 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar 0,25 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan head



Keterangan:

icr	: Inside-corner radius	OD	: Outside diameter
sf	: Straight flange	b	: Depth of dish (inside)
r	: Radius of dish	a	: Inside radius

$$\text{IDs} : \text{diameter dalam shell} = 1,732789 \text{ m} = 68,22005 \text{ in}$$

$$a : \frac{\text{Ids}}{2} = \frac{68,22005}{2} = 34,11003 \text{ in}$$

Menentukan tebal head dengan menggunakan persamaan 13.12 Brownell, L. E, 1959

Jenis bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316

(Brownell & Young, hal: 342)

$$f = \text{allowable stress} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{appendix D, Brownell \& Young})$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 0,8 \quad (\text{tabel 13.2 hal: 254, Brownell})$$

$$c = \text{korosi} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus})$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan (P)} &= 110\% \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 16,17 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times 16,17 \times 34,11003}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 16,17} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,173242 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,25 in (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2.t_{\text{h}} \\ &= 68,56653 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 96 in dengan r = 96 in dengan tebal head 1/4 in diperoleh icr 5 7/8 in

$$\text{ID} = 95,5 \text{ in}$$

$$a = 0,5 D = 47,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 47,75 - 5,875 \\ &= 41,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 96 - 5,875 \\ &= 90,125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 20,82383 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= t_{\text{h}} + b + sf \\ &= 0,1875 + 20,82383 + 2 \\ &= 23,01133 \text{ in} \\ &= 0,584488 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ttotal} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= 3,465579 + 1,168976 \\ &= 4,634554 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan pengaduk

Jenis : Marine Propeller dengan 3 blade

Data :

- a. Viskositas : 0,975 cP = 0,00098 kg/m.s
b. Densitas : 67,4244 lb/ft³ = 995,649 kg/m³
c. Putaran pengaduk (N) : 29,19 rpm = 0,4865 rps

Diameter *impeller* :

$$\begin{aligned} D_i &= 1/3 \cdot D_T && \text{(Mc.Cabe 1993,hal 243)} \\ &= 22,85551 \text{ in} \\ &= 0,58053 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar *blade* :

$$\begin{aligned} W_i &= 1/3 D_i && \text{(Mc.Cabe 1993,hal 243)} \\ &= 0,333 \times 0,58053 \\ &= 0,19351 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki pelarut (E)

$$\begin{aligned} E &= 1/3 D_t \\ &= 0,333 \times 96 \\ &= 32 \text{ in} = 2,666667 \text{ ft} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned} R_e &= \frac{\rho N D_i^2}{\mu} \\ &= \frac{1023,130 \times 0,4865 \times 0,337}{0,000514} \\ &= 326362,2065 \end{aligned}$$

Menentukan Tenaga Pengadukan

Dihitung dengan persamaan :

$$Po = Np \rho l N^3 Di^5$$

Dengan hubungan :

Di = Diameter pengaduk

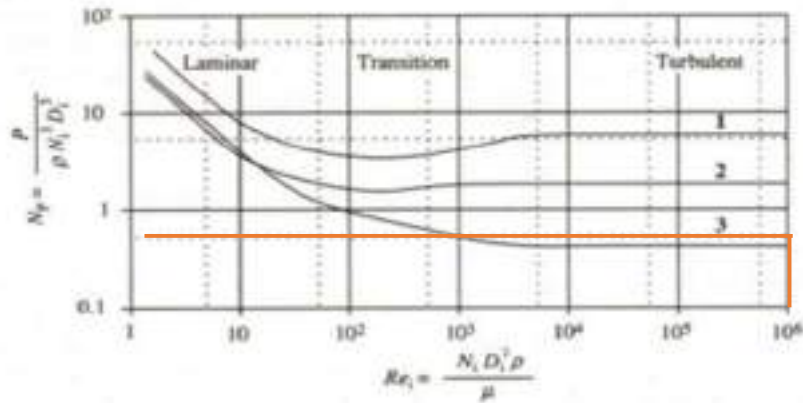
N = kecepatan putar

Np = Bilangan daya

Po = Daya penggerak

ρ_l = Rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan Daya N_p (*Power Number*) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas, "Chemical Process Equipment", halaman 292.



Dipilih jenis pengaduk *Marine Propeller* dengan jumlah baffle 3 buah dari fig 10.6 diatas dipilih curve 23 sehingga diperoleh $N_p = 0,8$

$$\begin{aligned}
 P_o &= 0,8 \times 67,4244 \times 0,115146 \times 25,06389 \\
 &= 155,6696998 \text{ ft lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550} \\
 &= 0,283 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Diperoleh Effisiensi motor 80 % (Table 3.1. Towler and Sinnott, hlm.111)

$$\begin{aligned}
 \text{Tenaga motor untuk pengaduk} &= \frac{P_o}{\text{Effisiensi}} = \frac{0,283}{80\%} \\
 &= 0,4 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar

Diperoleh dari Ludwig, E.E., "Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants", Gulf Publishing, Co. Houston, Texas, (2001), edisi 3, halaman 628.

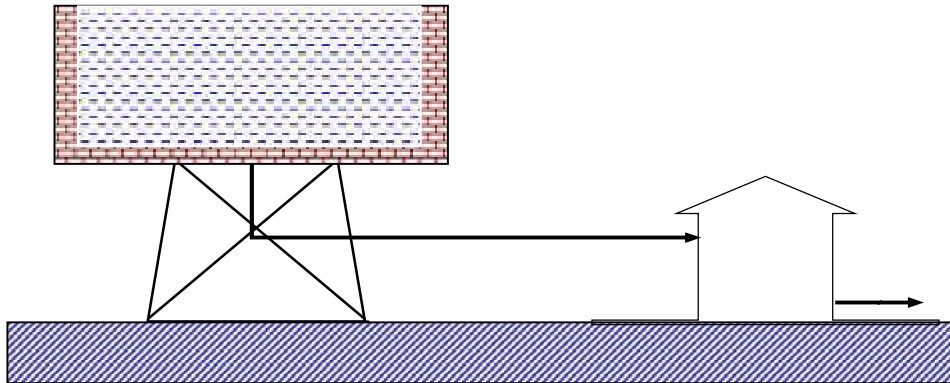
Horsepower Ratings.³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Maka motor standar yang digunakan adalah motor induksi dengan daya 0,5 HP

BAK AIR KEBUTUHAN KANTOR DAN RUMAH TANGGA (BU-04)



Tugas : Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga
Jenis : Bak persegi panjang

Data :

Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan	=	1	Atm
Kecepatan massa	=	648,3333	Kg/Jam
Kecepatan volume	=	0,6512	m ³ /Jam
Densitas	=	995,647	Kg/m ³
Waktu tinggal	=	1	Jam

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\ &= 0,6512 \text{ m}^3/\text{Jam} \times 1 \text{ Jam} \\ &= 0,6512 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

$$\begin{aligned} \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\ V_b &= 0,651 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 0,7814 \text{ m}^3 \\ &= 0,7814 \text{ m}^3 \times \frac{8,386 \text{ bbl}}{1 \text{ m}^3} \\ &= 6,5528 \text{ bbl} = 206,4244 \text{ gal} \end{aligned}$$

3. Ukuran Bak Penampung

$$\text{Dirancang kedalaman bak, H} = 4 \text{ m}$$

$$\text{Rasio panjang} : \text{Lebar} = 2 : 1$$

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ &= 2L \times L \times 4 \\ &= 8L^2 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} L &= \left(\frac{V}{8} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{0,7814}{8} \right)^{1/2} \\ &= 0,3125 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= 2 \times L \\ &= 0,9376 \text{ m} \end{aligned}$$

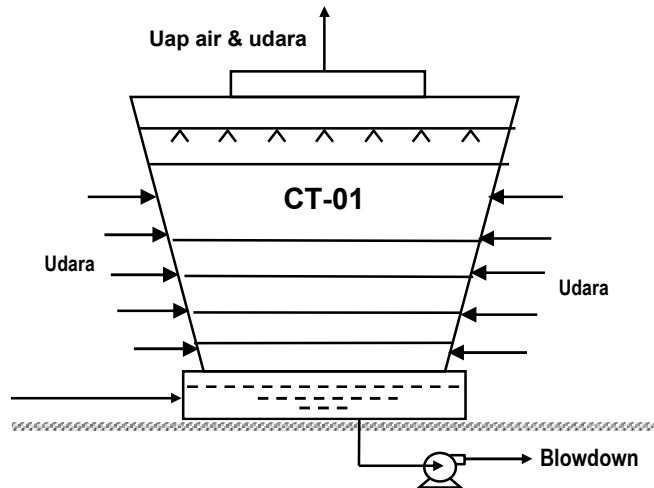
4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak sirkulasi air pendingin dipilih berupa beton bertulang

Ringkasan Bak Air Bersih

Panjang	=	0,9376	m
Lebar	=	0,3125	m
Kedalaman	=	4	m

COOLING TOWER 1 (CT-01)



Tugas = Mendinginkan kembali air pendingin yang dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali dengan mengontakkan air dan udara

Jenis = *Induced draft fan*

Umpan air masuk CT-01 :

Tekanan

Data Operasi :

Suhu air masuk (T_1)	=	50,00	°C	=	323	K
Suhu air keluar (T_2)	=	30,00	°C	=	303	K
Tekanan (P)	=	1,5	Atm			
Kecepatan air (L_1)	=	381129,622	Kg/Jam			
Densitas air	=	986,7317	Kg/m ³			
Kapasitas panas air (C_{pa})	=	4,184	kJ/Kg.K			

Data Udara Lingkungan (Treybal, 1981) :

Suhu udara (T_g in)	=	30	°C	=	303	K
Kelembaban Relatif (RH)	=	70%				
Kapasitas panas udara (C_{pu})	=	1,008	kJ/Kg.K			
Kapasitas panas uap air (C_{ps})	=	1,884	kJ/Kg.K			
Panas penguapan (H_{vap})	=	2302	kJ/Kg			

1. Menghitung Neraca Massa

a. Menentukan kadar uap air dalam udara

Dari Humidity fig. 7.5(a), Treybal, p.232 untuk RH 70% & suhu 30 °C

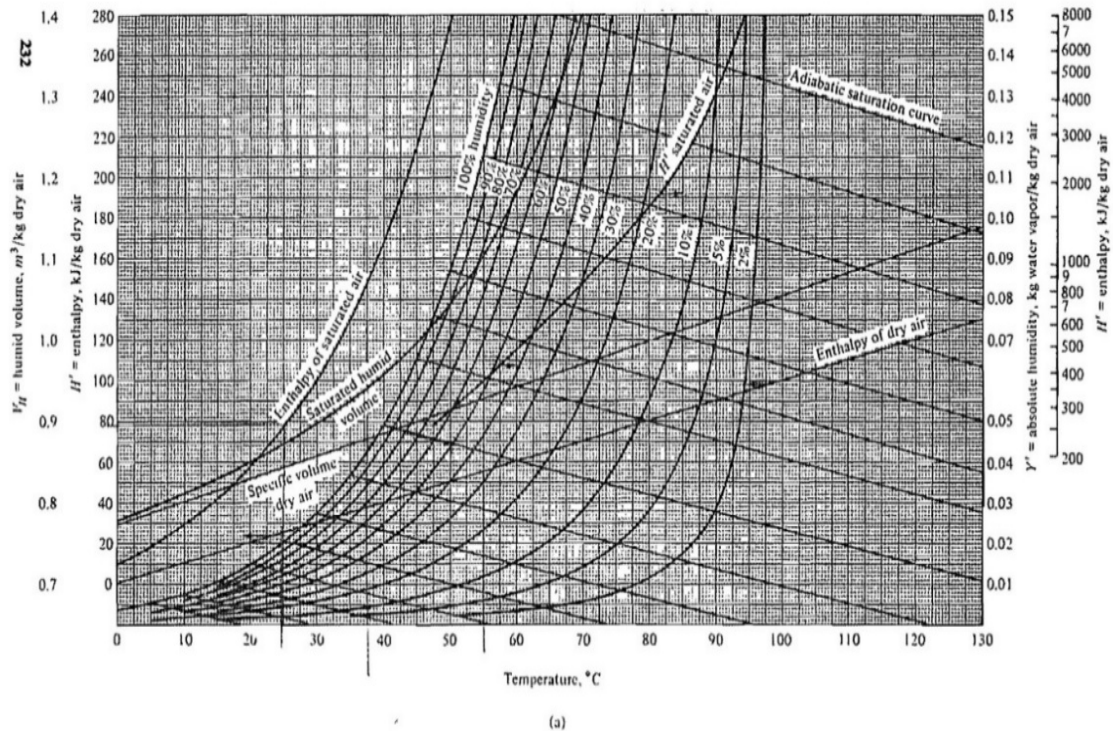


Figure 7.5 (a) Psychrometric chart for air-water vapor, 1 std atm abs, in SI units.

Diperoleh $Y_1 = 0,02 \text{ Kg/Kg udara}$

b. Menentukan kebutuhan udara

Diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas
Dirancang :

Suhu udara keluar maksimum = $35 \text{ }^\circ\text{C} = 308 \text{ K}$

Kelembaban relatif (RH) = 100%

Dari Humidity Chart didapat, $Y_2 = 0,035 \text{ Kg/Kg Udara}$

$T_{wb} = 26,4 \text{ }^\circ\text{C}$

Neraca Massa

Kecepatan massa masuk - Kecepatan massa keluar = Akumulasi

$$G(1+Y_1) + L_1 - G(1+Y_2) - L_2 = 0$$

$$G(Y_2-Y_1) + L_2 = L_1 \dots\dots\dots(1)$$

Dimana ,

- G = Kecepatan massa udara kering (Kg/Jam)
- L1 = Kecepatan massa air masuk Cooling tower (Kg/Jam)
- L2 = Kecepatan massa air keluar Cooling tower (Kg/Jam)
- Y1 = Rasio massa uap air/massa udara basis kering masuk (Kg/Kg)

Y2 = Rasio massa uap air/massa udara basis kering keluar (Kg/Kg)

Neraca Panas

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar = akumulasi
 $Qg \text{ in} + QL \text{ in} - QL \text{ out} - Qg \text{ out} = 0$

Dimana,

$Qg \text{ in}$ = Panas dibawa udara masuk (kJ/Jam)

$Qg \text{ out}$ = Panas dibawa udara keluar (kJ/Jam)

$Ql \text{ in}$ = Panas dibawa air masuk (kJ/Jam)

$Ql \text{ out}$ = Panas dibawa air keluar (kJ/Jam)

Panas yang dibawa oleh udara, dihitung dengan persamaan :

$Qg = G \text{ hg}$

$hg = (Cpu + Y1 \text{ Cps}) (Tg - Tref) + hvap \text{ Y1}$

Dimana,

hg = Entalpi yang dibawa udara (kJ/kg)

Cpu = Kapasitas panas udara basis kering (kJ/kg.K)

Cps = Kapasitas panas uap air (kJ/kg.K)

$Hvap$ = Panas laten penguapan air (kJ/kg)

Tg = Suhu udara (K)

$Treff$ = Suhu referensi (K)

Panas yang dibawa oleh udara masuk :

$$\begin{aligned} \underline{hg1} &= \left(1,01 \text{ KJ/Kg.K} + 1,884 \text{ KJ/Kg.K} \times 0,02 \text{ Kg/Kg} \right) \\ &\quad \times \left(303 \text{ K} - 298 \text{ K} \right) \\ &\quad + \left(2302 \text{ KJ/Kg} \times 0,02 \text{ kg/kg} \right) \\ &= 47,2364 \text{ KJ/Kg} \end{aligned}$$

$$Qg1 = G \times hg1 = G \times 47,2364 \text{ KJ/Kg}$$

Panas yang dibawa oleh udara keluar :

$$\begin{aligned} hg2 &= \left(1,01 \text{ kJ/Kg.K} + 1,88 \text{ kJ/Kg.K} \times 0,035 \text{ kg/kg} \right) \\ &\quad \times \left(308 \text{ K} - 298 \text{ K} \right) \end{aligned}$$

$$+ \left[\begin{array}{l} 2302 \text{ Kj/Kg} \times 0,035 \text{ Kg/kg} \\ 82,2374 \text{ kJ/Kg} \end{array} \right]$$

$$Q_{g2} = G \times hg2$$

$$= G \times 82,2374 \text{ kJ/Kg}$$

Panas yang dibawa oleh air dihitung dengan persamaan :

$$Q_L = L \times C_{pa} \times (T - T_{reff})$$

Panas yang dibawa oleh air masuk :

$$Q_{L \text{ in}} = L_1 \times C_{pa} \times (T_{L1} - T_{reff})$$

$$= 381130 \text{ Kg/Jam} \times 4,184 \text{ Kj/Kg}$$

$$\times (323 - 298) \text{ K}$$

$$= 39866158 \text{ Kj/jam}$$

Panas yang dibawa oleh air keluar :

$$Q_{L \text{ out}} = L_2 \times C_{pa} \times (T_{L2} - T_{reff})$$

$$= L_2 \text{ Kg/Jam} \times 4,18 \text{ kJ/Kg.K} \times$$

$$\left[\begin{array}{l} 303 \\ - \\ 298 \end{array} \right] \text{ K}$$

$$= 20,9200 L_2$$

$$*Q_{g \text{ in}} + Q_{L \text{ in}} - Q_{L \text{ out}} - Q_{g \text{ out}} = 0$$

Persamaan neraca panas menjadi :

$$35,001 \text{ G Kj/Jam} + 20,9 L_2 \text{ Kj/Jam} = 39866158 \text{ Kj/Jam}$$

.....(2)

$$*G(Y_2 - Y_1) + L_2 = L_1 \quad \text{Dari pers (1)}$$

Persamaan neraca massa menjadi :

$$0,02 \text{ G kg/jam} + L_2 \text{ kg/jam} = 381129,62 \text{ Kg/Jam}$$

$$L_2 = 381129,62 - 0,02 \text{ G} \quad \text{.....(3)}$$

Substitusi persamaan (3) ke (2)

$$* \left[\begin{array}{l} 35,0010 \text{ G} \\ 381130 \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} 20,9 \\ 0,02 \end{array} \right] \times G = 39866158$$

$$* \quad 35,0010 \quad G \quad + \\ 7973231,69 \quad - \quad 0,31 \quad G \quad = \quad 39866158$$

$$* \quad 34,69 \quad G \quad + \quad 7973231,69 \quad = \quad 39866158$$

$$G \quad = \quad 919444 \quad Kg/Jam$$

$$L_2 \quad = \quad 367338 \quad Kg/jam$$

$$\text{Massa air menguap} \quad = \quad L_1 - L_2$$

$$= \quad 381130 \quad Kg/Jam \quad - \quad 367338 \quad Kg/Jam$$

$$= \quad 13792 \quad Kg/Jam$$

2. Kebutuhan Air Make Up

a. Evaporated Loss

$$W_e \quad = \quad \text{Massa Air Menguap}$$

$$= \quad 13792 \quad Kg/Jam$$

b. Drift Loss

Untuk mechanical induce draft cooling tower diambil

$$\text{Drift loss} \quad = \quad 0,02\%$$

$$W_d \quad = \quad 0,02\% \quad x \quad W_c \\ = \quad 0,02\% \quad x \quad 381130 \quad Kg/Jam$$

$$= \quad 76,2259 \quad Kg/Jam$$

c. Kebutuhan air Blowdown

Cycles of Concentration (COC) berkisar 1 sampai 5

Diambil COC sebesar = 5

$$W_b \quad = \quad \frac{W_e - (\text{Cycles} - 1) W_d}{\text{Cycles} - 1} \quad (\text{Perry's, pers 12-14c})$$

$$= \quad \frac{13792 \quad Kg/Jam - \left[\begin{array}{cc} 5 & - & 1 \end{array} \right] x \quad 76,2259 \quad Kg/Jam}{\left[\begin{array}{cc} 5 & - & 1 \end{array} \right]}$$

$$= \quad 3371,69 \quad Kg/Jam$$

d. Kebutuhan Air Make Up

$$\begin{aligned}
W_m &= W_e + W_d + W_b \\
&= 13792 + 76,2259 + 3371,688 \\
&= 17239,57 \text{ Kg/Jam}
\end{aligned}$$

3. Ukuran Cooling Tower

a. Luas Penampang

Dihitung berdasarkan flux volume air (Perry, R.H., Chemical Engineering Handbook 'ed. VII halaman 12-16)

$$\begin{aligned}
\text{Flux volume} &= 1,75 \text{ Gallon /menit.ft}^2 \\
&= 4,2778 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ Jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan volume air dalam Cooling tower} &= 381129,6218 \text{ Kg/Jam} \\
&= 386,2546 \text{ m}^3/\text{Jam} \\
&= 1700,6402 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Luas penampang} &= \frac{386,2546 \text{ m}^3/\text{Jam}}{4,2778 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ Jam}} \\
&= 90,29 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Dirancang panjang (P)} &= \text{Lebar (L)} \\
L &= \left[90,29 \text{ m}^2 \right]^{1/2} \\
&= 9,50 \text{ m} \\
P &= 9,50 \text{ m}
\end{aligned}$$

Dari Perry ed 7 hal 12-16, diperoleh tinggi *cooling tower* adalah berkisar 7,6 sampai 9,1 m.

$$\text{Diambil} = 7,6 \text{ m}$$

4. Daya Penggerak Fan

$$\begin{aligned}
\text{Dirancang standar performa tower} &= 90\% \\
\text{Dari fig 12-15 Perry's diperoleh} &= 0,03 \text{ Hp/ft}^2 \\
\text{Power} &= 971,89 \text{ ft}^2 \times 0,03 \text{ Hp/ft}^2 \\
&= 29,16 \text{ hp} \\
\text{Dipilih motor standar} &= 30 \text{ hp}
\end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*¹¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Maka Ukuran Cooling Tower :

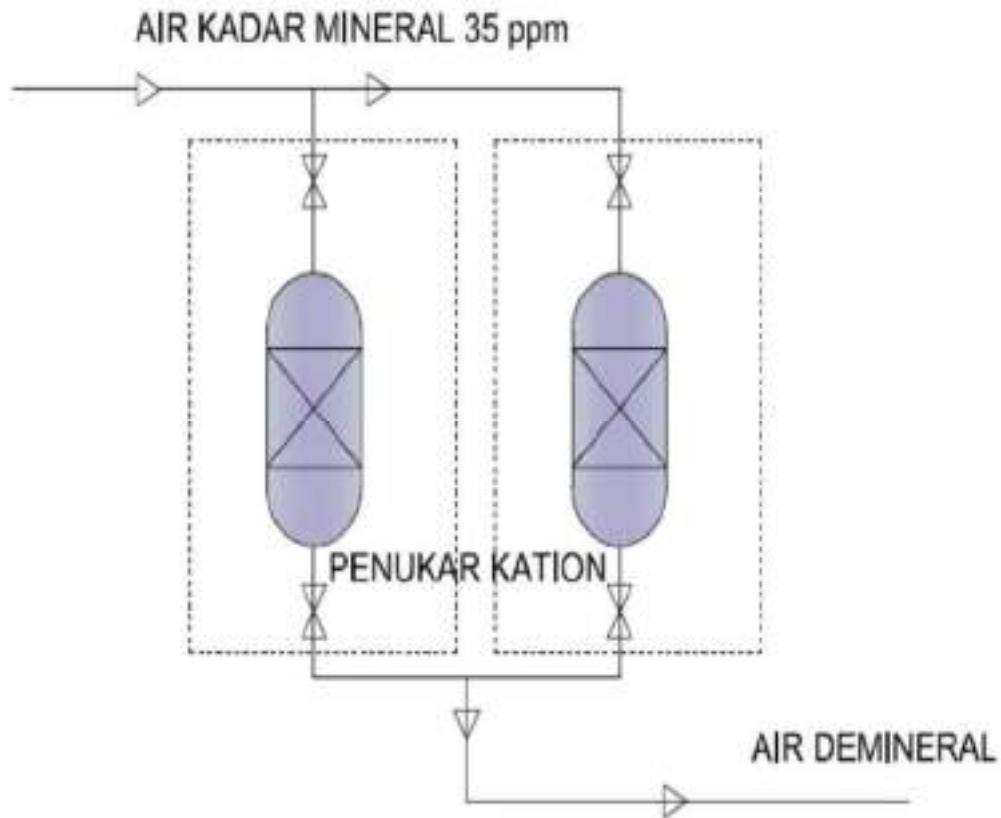
Panjang	=	9,50	m
Lebar	=	9,50	m
Tinggi	=	7,6	m
Daya	=	30	Hp

TANGKI PENUKAR KATION

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air

Jenis alat : Tangki silinder tegak

sketsa :



Data

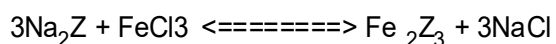
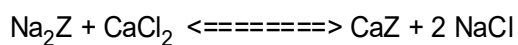
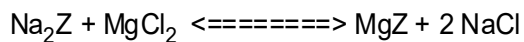
Kecepatan massa air = 2924,8529 kg/jam

Rapat massa = 995,948 kg /m³

Kadar mineral = 150 ppm

Sebagai penghilang mineral digunakan Sodium Zeolit

Reaksi yang terjadi



Kemampuan Na₂Z menghilangkan ion logam.

kapasitas= 8 kgrain / ft³ Powell, S.T., "Water conditioning for Industry", halaman 187

Kesadahan air keluar dari filtrasi: 35 ppm Powell, S.T

Untuk boiler : 0 ppm

Dirancang: waktu operasi tanaki kation 7 hari

Langkah perhitungannya.

1. Volume resin
2. Ukuran tangki
3. Bahan konstruksi
4. Ringkasan

1. Volume resin

$$\begin{aligned} \text{Mineral yang harus dihilangkan} &= 150 \text{ ppm} \times \frac{\text{kg}}{1000000 \text{ kg}} \times 2924,8529 \text{ kg/jam} \\ &\quad \times 24 \text{ jam /hari} \times 30 \text{ hari} \\ &= 315,8841 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Kemampuan resi} = 8 \text{ kgrain /ft}^3 \times \left[\frac{\text{kg}}{7 \text{ kgrain}} \right] \times \left[\frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}} \right]^3 = 40,3596 \text{ kg /m}^3$$

$$\text{Volume resin} = \frac{315,884 \text{ kg}}{40,3596 \text{ kg /m}^3 \text{ resin}} = 7,8267 \text{ m}^3 = 2067,6 \text{ gallon}$$

2. Ukuran tangki

Dirancang diameter = tinggi

D : diameter [m]

H : Tinggi [m]

$$\pi D^2/4 \times H = 7,8267 \text{ m}^3 \text{ maka } D = \left[\frac{4 \times 7,8267 \text{ m}^3}{\pi} \right]^{1/3} = 2,1519 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi resin} = 2,1519 \text{ m}$$

Tinggi tangki : Dirancang angka keamanan 20%

$$\text{Tinggi tangki} = 1,2 \times 2,1519 \text{ m} = 2,5823 \text{ m}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi D^2 H}{4} = 9,39208 \text{ m}^3 = 2481,13 \text{ gal}$$

3. Bahan konstruksi

Baja karbon

4. Ringkasan

$$\text{Diameter tangki} = 2,1519 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2,5823 \text{ m}$$

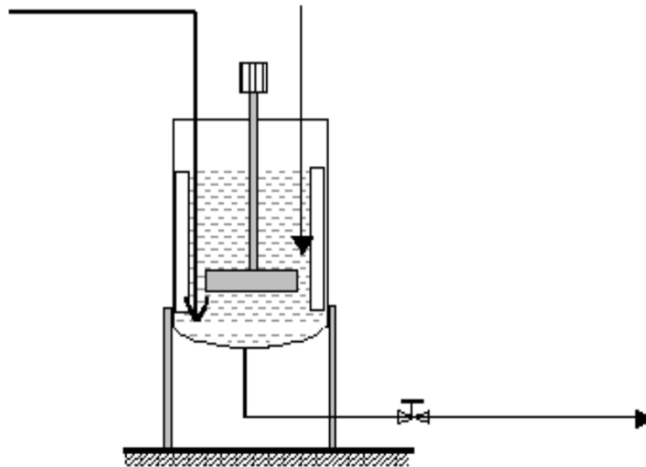
Bahan konstruksi: Baja karbon

TANGKI NaCl

Tugas : Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation

Jenis alat : Tangki silinder tegak

sketsa:



Data :

suhu operasi = 303,15 K

Tekanan operasi: = 1,01325 bar

Rapat massa = 995,948 kg/m³

Langkah perhitungan :

1. Kebutuhan NaCl

2. Massa air

3. volume larutan

4 Volume tangki

5. Ukuran tangki

6 . Pengaduk

1. Kebutuhan NaCl

Diperoleh dari Powell, S.T., "Water conditioning for Industry", halaman 172

Kemampuan NaCl untuk regenerasi: 2 lb/ft³ resin

Volume resin = 7,8267 m³

$$\begin{aligned} \text{Na Cl yang diperlukan} &= 2 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \left[\frac{0,4536 \text{ kg}}{\text{lb}} \right] \times \left[\frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}} \right]^3 \times 7,8267 \text{ m}^3 \\ &= 250,75 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Massa air

Larutan NaCl dibuat dengan kadar = 5%

95,00%

Massa air = ----- x 250,75 kg = 4764,2274 kg

5%

3. volume larutan

$$V_l = \frac{4764,23 \text{ kg} + 250,75 \text{ kg}}{995,948 \text{ kg/m}^3} = 5,0354 \text{ m}^3$$

4 Volume tangki

Dirancang : angka keamana = 20%

$$V_t = 120,0\% \times 5,0354 \text{ m}^3 = 6,0425 \text{ m}^3 = 1596,25 \text{ gallon}$$

5. Ukuran tangki

Dirancang Diameter tangki = tinggi tangki

D : diameter [m]

H : Tinggi [m]

$$\pi D^2/4 H = 5,0354 \text{ m}^3 \quad \text{maka } D = \left[\frac{4 \times 5,0354 \text{ m}^3}{\pi} \right]^{1/3} = 1,8577 \text{ m}$$

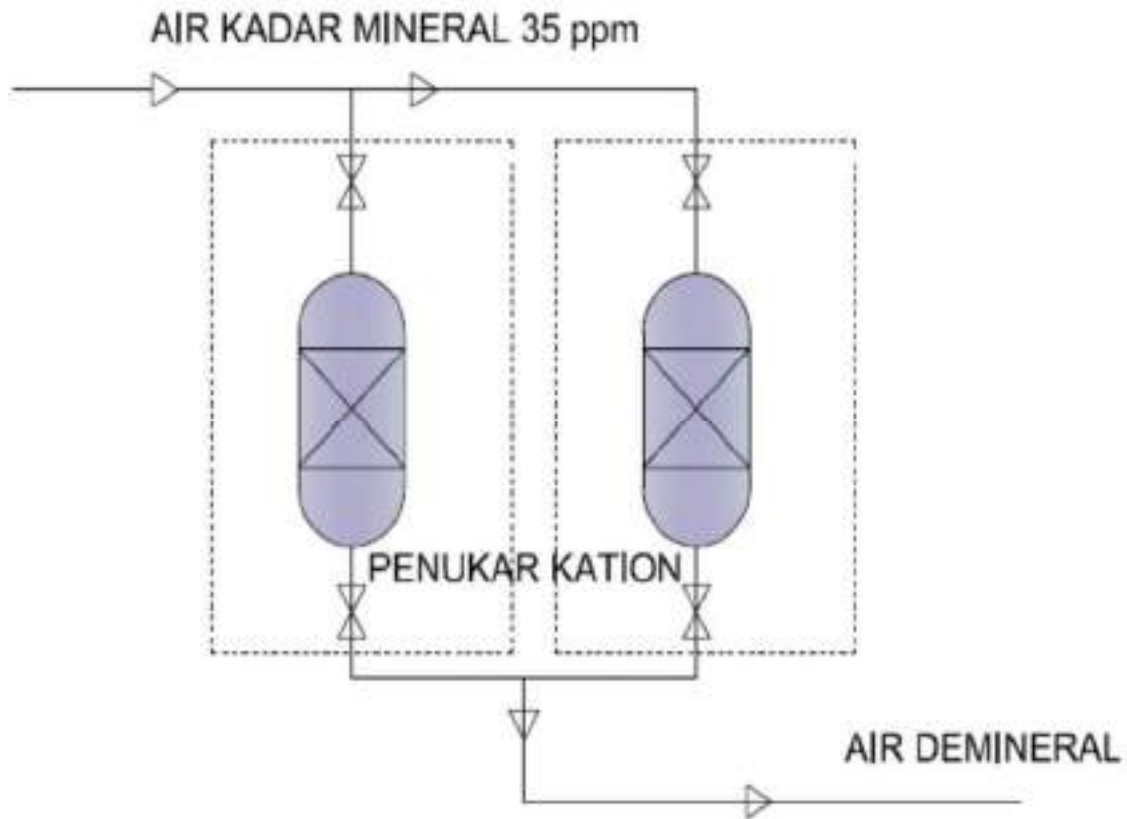
$$H = 3,7154 \text{ m}$$

6 . Pengaduk

manual

TANGKI PENUKAR ANION

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air
Jenis alat : Tangki silinder tegak
sketsa :



Data

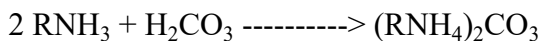
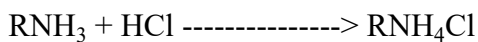
Kecepatan massa air = 2924,85 kg/jam

Rapat massa = 995,948 kg /m³

kadar mineral = 150 ppm

Sebagai penghilang mineral digunakan RNH₃

reaksi yang terjadi :



Kemampuan : 25 kgrain / ft³

Waktu operasi : 7 hari

Langkah perhitungan:

1. Volume resin
2. Ukuran tangki
3. Bahan konstruksi
4. Ringkasan

1. Volume resin

$$\begin{aligned} \text{Mineral yang harus dihilangkan} &= 150 \text{ ppm} \times \frac{\text{kg}}{1,00\text{E}+06 \text{ kg}} \times 2924,8529 \text{ kg/jam} \\ &\quad \times 24 \text{ jam /hari} \times 30 \text{ hari} \\ &= 315,8841 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Kemampuan resin} = 25 \text{ kgrain /ft}^3 \times \left[\frac{\text{kg}}{7 \text{ kgrain}} \right] \times \left[\frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}} \right]^3 = 126,124 \text{ kg /m}^3 \text{ resin}$$

$$\text{Volume resin} = \frac{315,8841 \text{ kg}}{126,124 \text{ kg /m}^3 \text{ resin}} = 2,5046 \text{ m}^3 = 661,634 \text{ gallon}$$

2. Ukuran tangki

Dirancang diameter = tinggi

D : diameter [m]

H : Tinggi [m]

$$\pi D^2/4 D = 2,5046 \text{ m}^3 \quad \text{maka } D = \left[\frac{4 \times 2,5046 \text{ m}^3}{\pi} \right]^{1/3} = 1,4719 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi resin} = 1,4719 \text{ m}$$

Tinggi tangki : Dirancang angka keamanan 20%

$$\text{Tinggi tangki} = 1,2 \times 1,4719 \text{ m} = 1,7663 \text{ m}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi D^2 H}{4} = 3,0055 \text{ m}^3 = 793,96 \text{ gal}$$

3. Bahan konstruksi

Baja karbon

4. Ringkasan

$$\text{Diameter tangki} = 1,4719 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 1,7663 \text{ m}$$

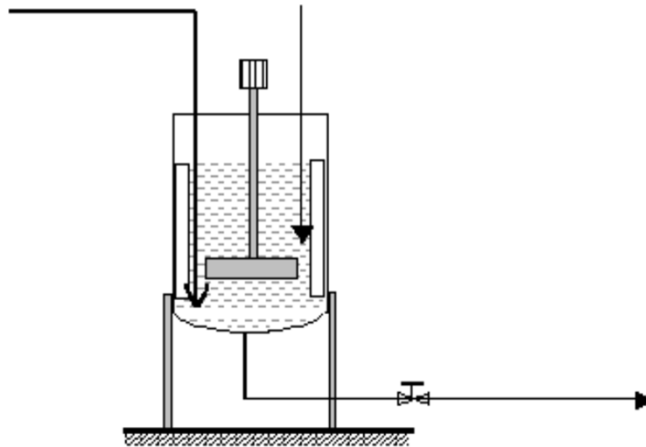
Bahan konstruksi: Baja karbon

TANGKI NaOH

Tugas : Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion

Jenis alat : Tangki silinder tegak

sketsa:



Data :

suhu operasi = 303,15 K

Tekanan operasi = 1,01325 bar

Rapat massa = 995,948 kg/m³

Langkah perhitungan :

1. Kebutuhan NaOH
2. Massa air
3. Volume larutan
4. Volume tangki
5. Ukuran tangki
6. Pengaduk

1. Kebutuhan NaOH

dari powell S.T., "Water Conditioning for Industry, hal. 172

kemampuan NaOH untuk regenerasi 3,2 lb/ft³ resin

Volume resin = 2,5046 m³

$$\begin{aligned} \text{NaOH yang diperlukan} &= 3,2 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \left[\frac{0,4536 \text{ kg}}{\text{lb}} \right] \times \left[\frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}} \right]^3 \times 2,5046 \text{ m}^3 \\ &= 128,38 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Massa air

Larutan NaOH dibuat dengan kada = 40%

60%

$$\text{Massa air} = \frac{60\%}{40\%} \times 128,38 \text{ kg} = 192,58 \text{ kg}$$

3. volume larutan

$$V_l = \frac{192,58 \text{ kg} + 128,38 \text{ kg}}{995,948 \text{ kg/m}^3} = 0,3223 \text{ m}^3$$

4. Volume tangki

Dirancang : angka keamana = 20%

$$V_t = 120\% \times 0,3223 \text{ m}^3 = 0,3867 \text{ m}^3 = 102,16 \text{ gallon}$$

5. Ukuran tangki

Dirancang Diameter tangki = tinggi tangki

D : diameter [m]

H : Tinggi [m]

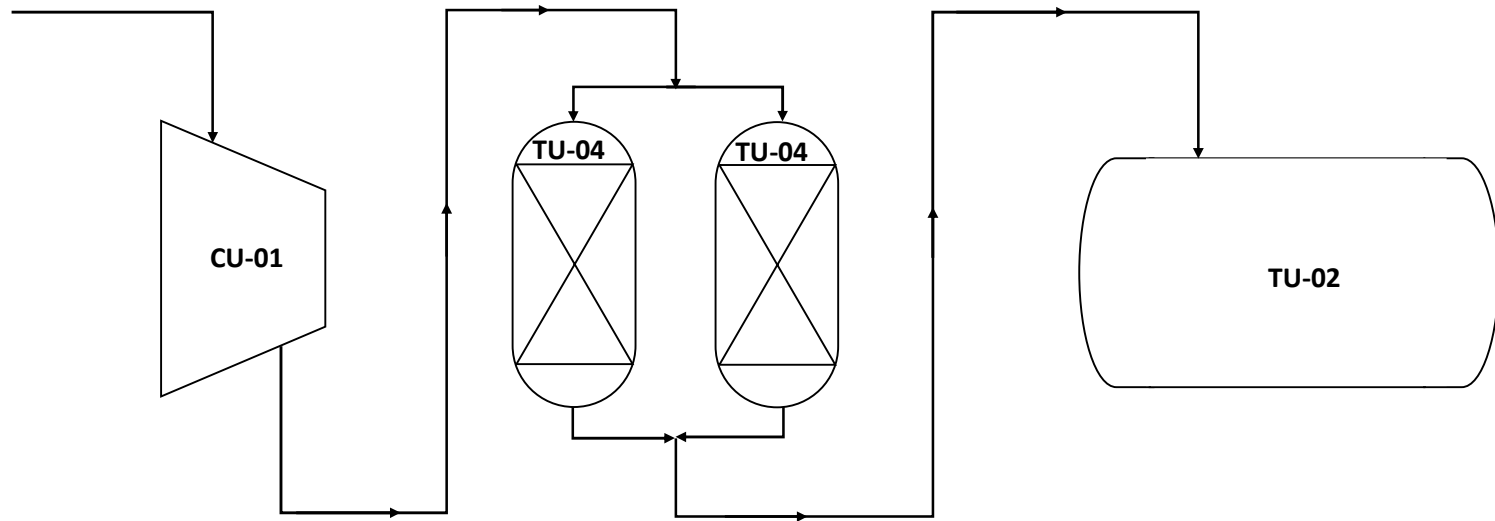
$$\pi D^2/4 H = 0,3223 \text{ m}^3 \quad \text{maka } D = \left[\frac{4 \times 0,3867 \text{ m}^3}{\pi} \right]^{1/3} = 0,7896 \text{ m}$$

$$H = 1,5793 \text{ m}$$

6. Pengaduk

manual

DIAGRAM ALIR PENYEDIAAN UDARA TEKAN



UNIT UDARA TEKAN

Udara tekan diperlukan sebagai penggerak instrumen pengendalian peralatan pada unit udara tekan adalah sebagai berikut :

1. Air Filter (AF)
2. Kompresor Udara (KU)
3. Tangki Silika (TS)
4. Tangki Udara (TU)

Uraian Proses :

1. Udara lingkungan diambil dan dilewatkan pada penyaring udara (Air Filter) untuk menyaring debu yang terikut.
2. Udara bersih dilewatkan pada tangki silika untuk dijerap kandungan uap airnya sehingga menjadi udara kering
3. Udara kering akan dilewatkan kompresor untuk dinaikkan tekanannya menjadi 4 atm
4. Udara kering bertekanan akan disimpan didalam tangki udara tekan

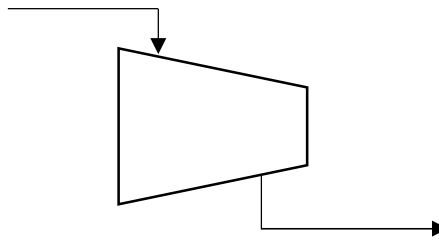
Ketentuan :

Jumlah instrumen pengendali	=	16	
Kebutuhan udara tiap instrumen	=	2	m ³ /jam
Kebutuhan total	=	16	x 2 m ³ /jam
	=	32	m ³ /jam
Over design	=	120%	
Kebutuhan udara tekan	=	120%	x 32 m ³ /jam
	=	38,4	m ³ /jam

KOMPRESOR UDARA

Tugas = Menekan udara sebanyak 38,4 m³/jam udara tekan dari tekanan 1 atm menjadi 4 atm

38,4 m³ udara tekan
30 °C
1 atm



38,4 m³ udara tekan
4 atm

1. Data

Kapasitas kompressor	=	38,4	m ³ /jam	=	1356,0845	ft ³ /ja
Densitas udara	=	1,17	kg/m ³			
Kapasitas kompressor	=	44,928	kg/jam			
	=	99,021	lb/jam			
	=	1,6504	lb/menit			

2. Data termodinamika

BM	=	28,8	kg/kmol		
k (cp/cv)	=	1,4			
Rc (ratio compression)	=	4	(dari 1.05-7 ulrich hal 120)		
P1	=	1	atm		
P2	=	4	atm		
T1	=	30	°C		
	=	303	K	=	545,4 R
T2 = T1 x Rc ^{k-1/k}	=	44,580	°C		
	=	317,580		=	571,6437 R

3. Menghitung Head Compressor (W)

$$W = \frac{1545}{BM} \times \left(\frac{k}{k-1} \times T1 \times \left(Re^{k-1/k} - 1 \right) \right)$$

$$W = \frac{1545}{28,8} \times \left[\frac{1,4}{1,4-1} \times \frac{545,4}{1} \times \left(\frac{4-1}{4} - 1 \right) \right]$$

$$W = 14219,43 \frac{\text{ft}}{\text{Stage}}$$

4. Menghitung gas Horse Power (GHP)

$$\text{GHP} = \frac{W_b \text{ (lb/min)} \times W}{33000 \times \epsilon_B}$$

Effisiensi kompresor berkisar antara 70 hingga 80% (Ludwig, Vol 3)

$$\begin{aligned} \text{Diambil nilai efisiensi} &= 75\% \\ W_b &= 1,650 \text{ Lb/menit} \\ W &= 14219,434 \text{ ft/Stage} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{GHP} &= \frac{1,6504 \text{ lb/min} \times 14219,43 \text{ ft/stage}}{33000 \times 75\%} \\ &= 0,9482 \text{ HP} \end{aligned}$$

Power motor

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi} &= 81,5\% \\ \text{Power motor} &= \frac{0,9482 \text{ HP}}{81,5\%} \\ &= 1,163394241 \text{ HP} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

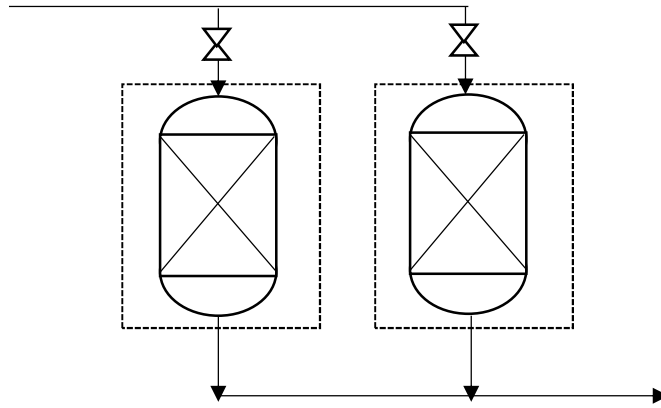
Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipakai motor standar

$$= 1,5 \text{ HP, sesuai standar NEMA}$$

TANGKI SILIKA

Tugas = Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan
 Jenis = Tangki silinder vertikal berisi silika



Data :

T in	=	30	°C
Kelembaban relatif udara masuk	=	0,03	<u>Kg H₂O</u>
			<u>Kg dry air</u>
Kelembaban relatif udara keluar diinginkan	=	0,01	<u>Kg H₂O</u>
			<u>Kg dry air</u>
BM	=	28,8	Kg/Kmol
Kecepatan udara masuk	=	44,928	Kg/Jam

1. Massa Silika didalam tangki

Dirancang tangki silika dapat bekerja selama 1 minggu sebelum regenerasi

a. Massa uap air yang terserap

$$m \text{ H}_2\text{O} = \text{Kecepatan Udara Masuk} \times (\text{Kelembaban Relatif Masuk} - \text{Kelembaban Relatif Keluar}) \times \text{Waktu Kerja}$$

Waktu kerja = 1 Minggu

= 7 Hari

v udara in = 44,928 Kg/Jam

1078,272 Kg/Hari

7547,904 Kg/Minggu

$$m \text{ H}_2\text{O} = 7547,904 \frac{\text{Kg}}{\text{Mgg}} \times (0,03 - 0,01)$$

$$= 150,958 \frac{\text{Kg}}{\text{Minggu}}$$

b. Massa silika

$$\text{Massa silika} = \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Kemampuan silika}}$$

$$\text{Kemampuan penyerapan silika} = 0.35 - 0.5 \text{ kg air/kg silika}$$

(tabel 16-5, Perry 8th ed, 2008)

$$\text{Dirancang penyerapan silika} = 0,5 \text{ kg air/kg silika}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa silika} &= \frac{150,95808}{0,5} \text{ Kg/Minggu} \\ &= 301,91616 \text{ Kg/Minggu} \\ &= \frac{301,91616}{7} \text{ Minggu/Hari} \\ &= 43,13088 \text{ Kg/Hari} \end{aligned}$$

c. Volume silika

$$\text{Densitas silika} = 2260 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Volume silika} = 0,134 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume silika}$$

$$\text{Dirancang over design} = 120\%$$

$$V \text{ tangki} = 0,160 \text{ m}^3 = 42,3493 \text{ gal}$$

$$\text{Dirancang rasio} \quad H = D = 1$$

$$\frac{\pi D^2}{4} H = V$$

$$\frac{\pi D^2}{4} D = V$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

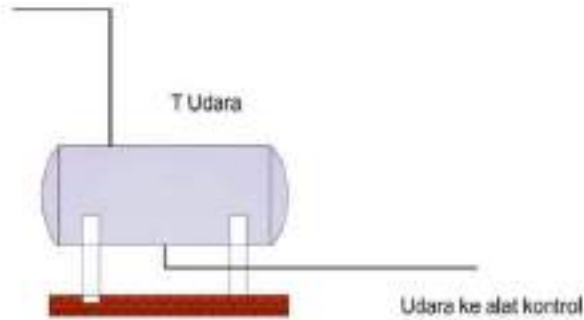
$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,160}{3,14} \text{ m}^3}$$

$$D = 0,589 \text{ m}$$

$$H = 0,589 \text{ m}$$

TANGKI UDARA TEKAN

Tugas : Menampung udara tekan selama = 120 menit
 Jenis alat : Tangki silinder horizontal
 sketsa:



Data :
 kecepatan mol udara = 150,958 kg/minggu = 25360,96 kg/jam = 1408,942 kmol/jam
 Tekanan = 1 atm = 1 bar

Langkah perhitungan:

1. Volume Tangki
2. Ukuran alat

1. Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{mol udara yang disimpan} &= 1408,942 \text{ kmol/jam} \times \left[\frac{\text{jam}}{60 \text{ menit}} \times 120 \text{ menit} \right] \\ &= 2817,8842 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 2817,8842 \text{ kmol} \times 0,0831 \text{ m}^3 \text{ bar/kmolK} \times 303,15 \text{ K} \\ &= 70092,91411 \text{ m}^3 \\ &= 18516585,31 \text{ gal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_t &= 70092,91411 \text{ m}^3 \\ &= 18516585,31 \text{ gal} \end{aligned}$$

2. Ukuran alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5
 (Wallast, S.T., halaman XIII)

$$\begin{aligned} \text{Dirancang, Rasio} &= 3 \\ L &= 3 D \end{aligned}$$

$$\frac{\pi D^2}{4} L = V_t \quad \frac{\pi D^2}{4} 3 D = V_t$$

$$D = \left(\frac{4 V_t}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

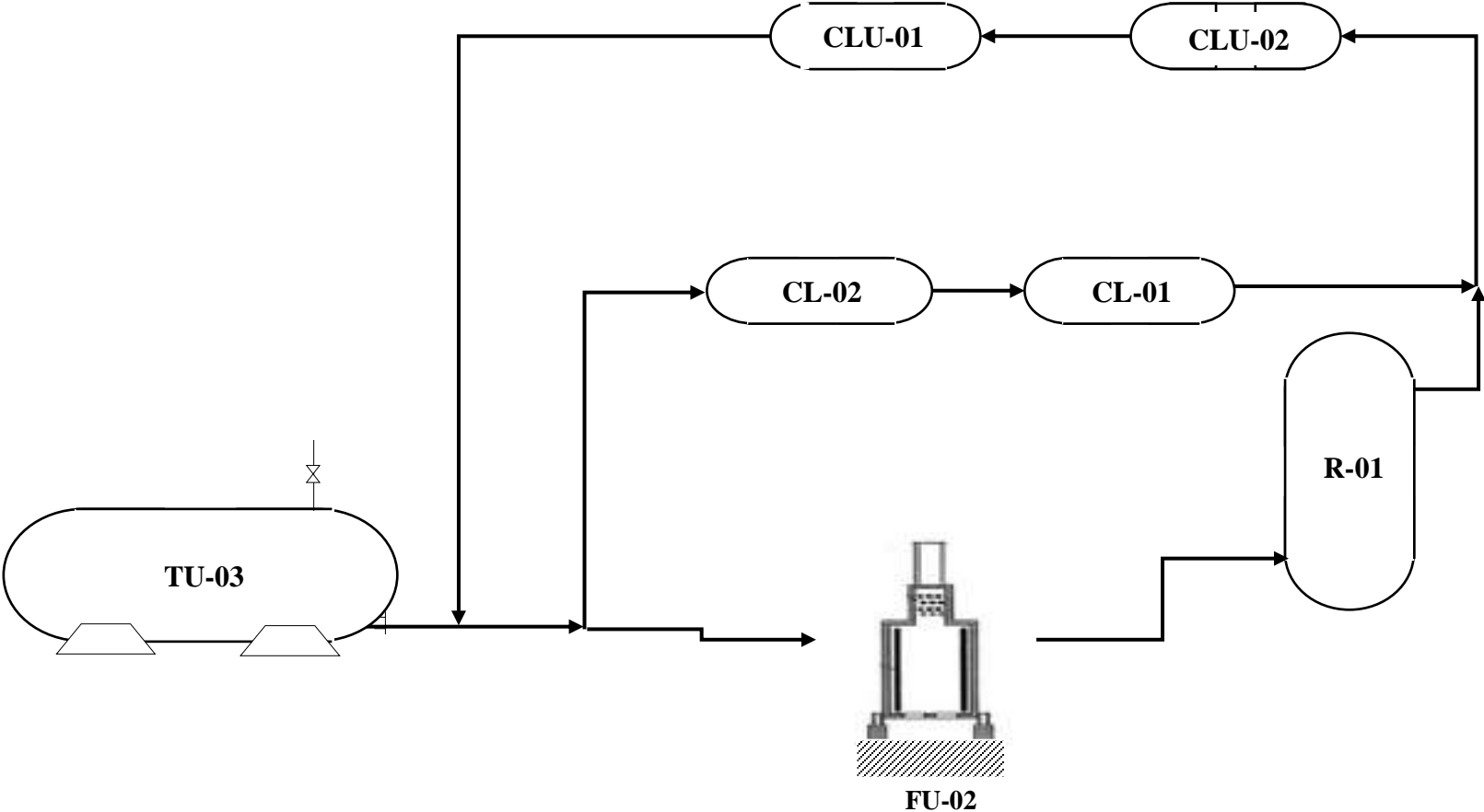
$$D = \left(\frac{4 \times 70092,91411 \text{ m}^3}{3 \times \pi} \right)^{1/3} = 30,9852 \text{ m} = 1219,8898$$

Dipakai diameter , D = 2,286 m

Panjang tangki L = 3 x 2,3 m = 6,858 m

Bahan konstruksi : dipilih baja karbon

DIAGRAM ALIR PENYEDIAAN DOWTHERM A



UTILITAS DOWTHERM A

1. Jumlah Dowtherm yang digunakan

Alat

Reaktor (R-01)	=	10000 kg/jam
Cooler (CL-01)	=	50000 kg/jam
Total	=	60000 kg/jam

2. Tangki Penampung Dowtherm (TU-03)

Tugas	=	Penampung Dowtherm
W	=	60000 kg/jam x 120%
	=	72000 kg/jam

Rho Dowtherm = 1051,56 kg/m³

Massa = 72000 kg/jam x 1 jam = 72000 kg/jam
 72000 kg/jam

Volume tangki = $\frac{72000 \text{ kg/jam}}{1051,56 \text{ kg/m}^3} = 68,4697 \text{ m}^3 = 18087,7782 \text{ Gallon}$

Apabila diambil

Ratio antara panjang : Diameter berkisar antara 3 sampai 5
 (Wallast, S.T., halaman XIII)

Dirancang rasio antara panjang dengan diameter L/D = 3

$$L = 3 D$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2}{4} \times L \quad \dots 1)$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2}{4} \times 3D \quad \dots 2)$$

$$D = \left(\frac{4 \times V_t}{3 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \dots 3)$$

$$D = \left(\frac{4 \times 68,4697 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{(1/3)}$$

$$= 3,0749 \text{ m}$$

Maka,

Diameter tangki	=	3,0749 m
Panjang tangki	=	9,2248 m
Bahan konstruksi	=	Baja karbon

FURNACE DOWTHERM A (FU-02)

Tugas : Memanaskan Dowtherm A

$$\begin{aligned}
 W &= 10000 \text{ kg/jam} \\
 \rho_{\text{dow}} &= 1051,56 \text{ kg/m}^3 \\
 T_1 &= 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C} \\
 T_2 &= 573,15 \text{ K} = 300 \text{ }^\circ\text{C} \\
 T_{\text{avg}} &= 438,15 \text{ K} = 165 \text{ }^\circ\text{C} \\
 C_{p\text{dow}} &= 1,6009 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{Massa} \times C_p \times (T_2 - T_1) \\
 &= 10000 \text{ kg/jam} \times 1,6009 \text{ kJ/kg.K} \times (573,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}) \\
 &= 4322430,00 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Bila efisiensi pembakaran = 90%

Panas yang harus diberikan

$$\begin{aligned}
 &4322430,00 \text{ kJ/jam} \\
 Q_s &= \frac{\text{-----}}{90\%} \\
 Q_s &= 4802700 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

1. Kebutuhan Bahan Bakar

Fuel Oil yg digunakan Low sulfur no.6FO 12,6 API (table 24,6 Perrys 8th)

Digunakan bahan bakar fuel oil dengan

$$\begin{aligned}
 \text{Nilai bakar} &= 43938 \text{ kJ/liter} \\
 &4802700 \text{ kJ/jam} \\
 &= \text{-----} \\
 &43938 \text{ kJ/liter} \\
 &= 109,3063 \text{ liter/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Effisiensi pembakaran} &= 90\% \\
 \text{Densitas fuel oil} &= 1,01 \text{ kg/liter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Bahan Bakar} &= \text{Nilai bakar} \times \text{densitas} \\
 &= 109,3063 \text{ liter/jam} \times 1,01 \text{ kg/liter} \\
 &= 110,3994 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Luas Perpindahan Kalor yang Diperlukan

Dihitung berdasarkan flux panas (Kern, D. Q.)

$$\text{Flux panas} = 5000 \frac{\text{BTU}}{\text{jam. ft}^2} \times 0,252 \frac{\text{kcal}}{\text{BTU}} \times 4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kcal}} \times \left(\frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^2$$

$$\text{Flux Panas} = \frac{Q_s}{A} = \frac{4802700 \text{ kJ/jam}}{A}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{4802700 \text{ kJ/jam}}{\text{Flux Panas}} \\
 &= \frac{4802700 \text{ kJ/jam}}{56745,61349 \text{ kJ/m}^2\text{.jam}}
 \end{aligned}$$

$$A = \frac{56745,61349 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam}}{84,6356 \text{ m}^2}$$

Ukuran Pipa dan Jumlah Pipa

3. Ukuran Pipa

Menurut Sinnott hal 805, Tube diameter antara 0,625 - 2 in.

Dari tabel.9 Kern,D.Q."Process Heat Transfer" dipilih :

Diameter luar, OD = 0,75 in = 0,0191 m

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

Dipilih 3/4 " OD , 18 BWG

Diameter dalam, ID = 0,652 in = 0,0166 m

Luas Permukaan

$$a'' = \pi \times Od$$

$$= 3,14 \times 0,0191 \text{ m}$$

$$= 0,0598 \text{ m}$$

Panjang pipa

Panjang pipa standart , 6 ft , 8 ft,10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles ,

Mc Graw Hill Nye York, 2008

Panjang Pipa (L) = 24 ft = 7,3152 m

4. Jumlah Pipa yang diperlukan

$$n \text{ pipa} = \frac{A}{a'' \times L}$$

$$= \frac{84,6356 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m} \times 7,3152 \text{ m}}$$

$$n \text{ pipa} = \frac{193,4204 \text{ buah}}{193 \text{ buah}}$$

$$n \text{ pipa} = 193,4204 \text{ buah}$$

$$= 193 \text{ buah}$$

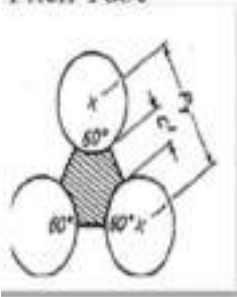
Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3,75	13
10	73	68	56	54	52	4,63	17
12	100	106	88	86	80	4,00	21
14	130	124	110	108	104	4,50	25
16	187	176	162	152	144	5,00	29
18	241	232	214	216	204	5,88	33
20	308	302	282	274	264	6,50	37
22	384	372	352	348	336	7,13	41
24	472	458	432	420	406	7,75	45
26	555	538	510	510	502	8,63	48
28	649	636	610	606	580	8,13	53
30	764	744	716	708	700	8,75	57
32	868	850	822	812	796	9,38	63
34	994	970	930	928	912	9,75	65
36	1131	1108	1062	1058	1032	10,50	71

36	1131	1195	1260	1325	1390	1455	1520
38	1268	1246	1204	1190	1172	1125	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	1206	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	1150	83

Dipilih :

Jumlah tube (Nt) = 241 buah
 Ids = 18 in = 0,4572 m
 Passes = 1

Pitch Tube



Pitch (Pt) = 0,9375 in = 0,0238 m

Diameter Ekuivalen

Untuk susunan triangular pitch, diameter ekuivalen didapat dari fig. 28 Kern.

Flow area across bundle, $a_s = ID \times C \times B / M A P y$
 Mass velocity, $G_s = W / a_s$, lb/hr x sq ft
 Equivalent diameter, $d_e = \frac{4 \times \text{axial flow area}}{\text{wetted perimeter}}$, in.

Tube O.D., in.	Pitch	d_e
3/4	1" square	0.95
1	1 1/4" "	0.99
1 1/4	1 7/8" "	1.23
1 1/2	1 7/8" "	1.48
3/4	1 1/2" Triangular	0.55
3/4	1" "	0.73
1	1 1/4" "	0.72
1 1/4	1 7/8" "	0.91
1 1/2	1 7/8" "	1.08

Odt = 0,75 in = 0,0191 m

Didapat

De = 0,55 in = 0,0459 ft = 0,0140 m

Luas Perpindahan Kalor Standar

A = Nt x a" x L
 = 241 x 0,0598 m x 7,3152 m
 = 105,4552 m²
 = 1135,1100 ft²

SUHU CAMPURAN DOWTHERM A

Tujuan: Menghitung suhu Dowtherm A yang arusnya telah digabung kembali

1. Beban Panas

Arus 1

Fluida panas

$$\begin{aligned} \text{Tekanan, Pt} &= 1,5 \text{ atm} \\ &= 1,5199 \text{ bar} \\ \text{Suhu, T1} &= 602,8178 \text{ K} = 329,6678 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{T2} &= 273,1500 \text{ K} = 0 \text{ }^\circ\text{C} \\ \Delta T &= -329,668 \text{ K} \\ m \text{ dowtherm A} &= 10000 \text{ kg/jam} \\ \text{BM dowtherm A} &= 166 \text{ kg/kmol} \\ \text{fp dowtherm A} &= 60,2410 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\begin{aligned} \text{untuk } t_1 &= 602,8178 \text{ K} = 329,6678 \text{ }^\circ\text{C} \\ t_2 &= 273,1500 \text{ K} = 0 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{deltaT} &= -329,6678 \text{ K} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ Dow A} = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

$$Q_1 = -6536928,4578 \text{ kJ/jam}$$

Arus 2

Fluida panas

$$\begin{aligned} \text{Tekanan, Pt} &= 1,5 \text{ atm} \\ &= 1,5199 \text{ bar} \\ \text{Suhu, T1} &= 395,0667 \text{ K} = 121,9167 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{T2} &= 273,1500 \text{ K} = 0 \text{ }^\circ\text{C} \\ \Delta T &= -121,917 \text{ K} \\ m \text{ dowtherm A} &= 50000 \text{ kg/jam} \\ \text{BM dowtherm A} &= 166 \text{ kg/kmol} \\ \text{fp dowtherm A} &= 301,2048 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Qt : Beban panas total [kJ/jam]

t1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\begin{aligned} \text{untuk } t1 &= 395,0667 \text{ K} = 121,9167 \text{ }^\circ\text{C} \\ t2 &= 273,1500 \text{ K} = 0 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{deltaT} &= -121,9167 \text{ K} \end{aligned}$$

$$Cp \text{ Dow A} = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

$$Q2 = -10304540,9987 \text{ kJ/jam}$$

2. Suhu Campuran

$$m \text{ dowtherm A} = 60000 \text{ kg/jam}$$

$$BM \text{ dowtherm A} = 166 \text{ kg/kmol}$$

$$fp \text{ dowtherm A} = 361,4458 \text{ kmol/jam}$$

Dihitung dengan persamaan

$$Qt = \sum mi \cdot c_{p,i} [t2 - t1]$$

cpli : Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

mi : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Qt : Beban panas total [kJ/jam]

t1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\begin{aligned} \text{Trial } t1 &= 434,1055 \text{ K} = 160,9555 \text{ }^\circ\text{C} \\ t2 &= 273,1500 \text{ K} = 0 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{deltaT} &= -160,9555 \text{ K} \end{aligned}$$

$$Cp \text{ Dow A} = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

$$Q3 = -16841469,4565 \text{ kJ/jam}$$

Mencari Suhu Campuran

$$Q1 + Q2 - Q3 =$$

$$-6536928,46 \text{ kJ/jam} + -10304541,00 \text{ kJ/jam} - -16841469,5 \text{ kJ/jam} = 0$$

Pompa Dowtherm (PD-01)

Tugas : Mengalirkan Dowtherm A dari tangki ke Cooler dan Reaktor

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 1,5 \text{ atm}$$

Panjang Pipa Lurus = 24 m

Elevasi, z1 = 1 m (posisi suction head)

Elevasi, z2 = 7,73 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : sungai

- Tinggi *Suction Head* = 1 m

- Tekanan, P1 = 1,5 atm = 1,52 bar

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Bak Air Kantor dan Rumah Tangga

- Tinggi *Discharge Head* = 7,73 m

- Tekanan, P2 = 1,5 atm = 1,52 bar

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{60000,00 \text{ kg/jam}}{1051,56 \text{ kg/m}^3} \\ &= 57,058 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,01585 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 33,5832 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,56 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 251,2194 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, Diopt : Diameter Pipa Optimum (m)

Ql : Kecepatan Volume Fluida (m^3/s)

ρ_l : Densitas Fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 0,4 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,01585^{0,45} \times 1051,56^{0,13} \\ &= 0,15 \text{ m} \end{aligned}$$

= 6,03 in

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036	0.056	0.32	
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072	0.079	0.54	
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141	0.111	0.74	
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235	0.143	1.09	
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432	0.194	1.48	
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718	0.250	2.17	
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28	0.335	3.00	
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76	0.393	3.64	
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95	0.508	5.03	
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23	0.609	7.67	
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61	0.760	10.3	
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5	1.002	15.0	
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1	1.310	28.0	
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7	2.060	43.4	

- Normal Pipe Size, Nps = 6 in
- Schedule Number, Sch = 40
- Outside Diameter, OD = 6,63
- Inside Diameter, ID = 6,065 in = 0,15405 m
- Flow Area per pipe = 28,9 in² = 0,01865 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,01585 \text{ m}^3/\text{s}}{0,02 \text{ m}^2} = 0,85006 \text{ m/s}$$

Viskositas : Suhu, T = 303 K

Viskositas fluida :

- μl = 0,818 cP
- = 0,0008 kg/m.s
- = 0,00055 lb/ft.s

Reynold Number :

$$Re = \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l}$$

$$= \frac{1052 \times 0,85 \times 0,1541}{0,0008}$$

$$= 168405 \text{ (Turbulence)}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6-1 Recommended Roughness Values for Commercial Pipes

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.0010	0.05	±20
	Stainless, new	0.0005	0.025	±30
	Commercial, new	0.0015	0.075	±30
Iron	Riveted	0.01	1.0	±75
	Rusted	0.007	0.7	±50
	Cast, new	0.0005	0.025	±50
	Wrought, new	0.0015	0.075	±25
	Galvanized, new	0.0005	0.025	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.02	±50
	Drawn, new	0.00007	0.0035	±30
Plastic	Drawn tubing	0.00005	0.0025	±60

Glass	Smooth	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.0015	0.04	~60
	Rough	0.007	2.0	~50
Rubber	Smoothed	0.000131	0.01	~60
Wood	Stave	0.0016	0.5	~40

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran Pipa} &= 0,00015 \text{ ft} \\ &= 0,00005 \text{ m} \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif :

$$e/ID = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,15405 \text{ m}} = 0,00030$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/ID = 0,0002968$

$Re = 168405,35$

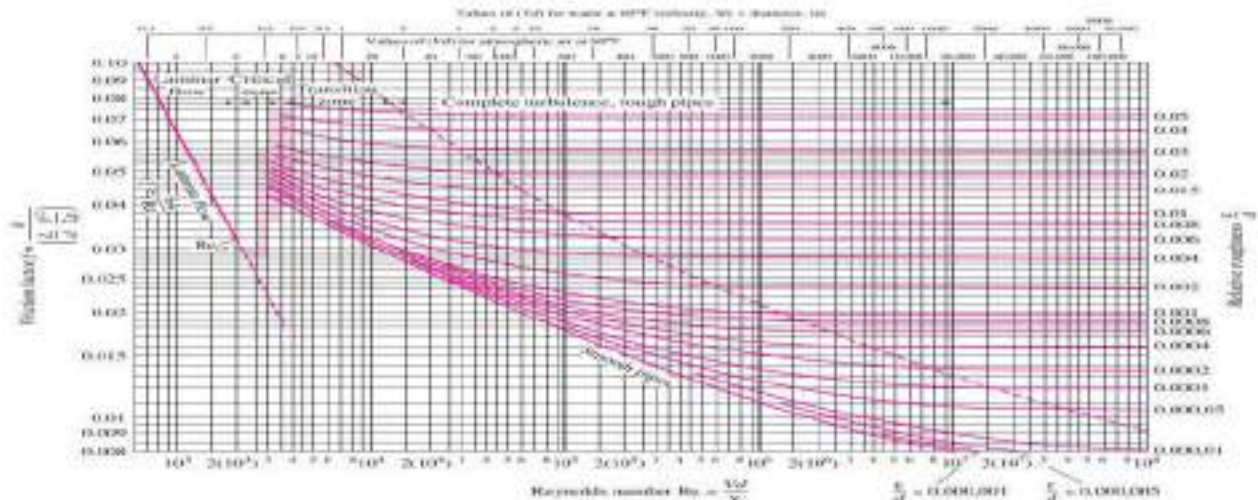


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 6, by permission of the ASME.)

$$f = 0,01807$$

(White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	15	3	45	13,7
<i>Sudden constriction</i>	5	2	10	3,0
<i>Check valve</i>	40	2	80	24,4
<i>Globe valve, open</i>	160	1	160	49
<i>Standart elbow</i>	10	4	40	12,2
Total				102,1

$$\Sigma Le = 102,1 \text{ m}$$

$$\Sigma Le + L = 126,11 \text{ m}$$

$$= 413,74 \text{ ft}$$

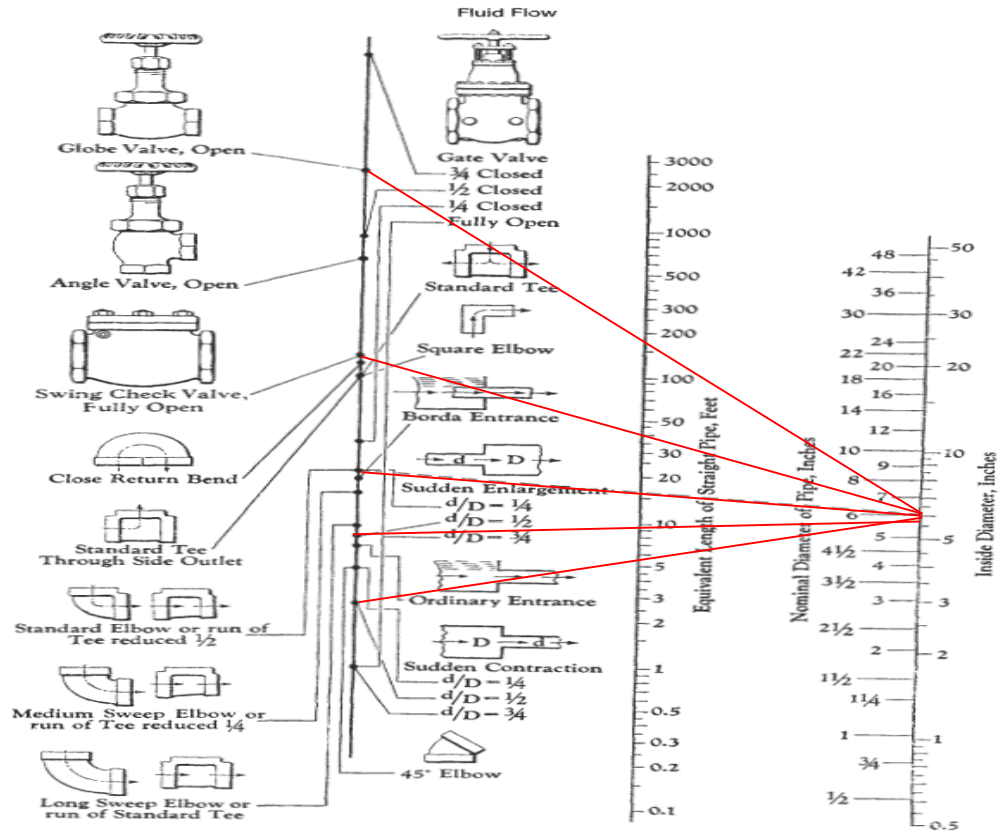


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{(2 - 2) \text{ bar}}{10305,2880 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{(0,85 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8} - \frac{(0 \text{ m/s})^2}{\text{m/s}^2} \end{aligned}$$

$$= 0,0369 \text{ m}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 7,73 - 1 \\ &= 6,73 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,02 (126,1) 0,8500597^2}{2 \times 9,8 \times 0,15} \\ &= 0,5455 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 7,31 \text{ m} \\ &= 24,1307 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q}}{H_{\text{man}}^{0,75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\ &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 157 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor slip} &= 0,05 \\ n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 157 \times (1 - 0,05) \\ &= 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{149,2 \times 0,01585^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{7,31^{0,75}} \\ N_s &= 4,2 \text{ rad} \end{aligned}$$

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$\text{NPSH}_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - H_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1,5 \text{ atm} = 1,52 \text{ bar}$$

$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,96784 \text{ atm} = 0,98066 \text{ bar}$
 $S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$
 $\gamma = \text{Rapat berat} = 10305,3 \text{ N/m}^3$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	5	2	10	3,0
<i>Standart elbow</i>	10	2	20	6,1
Total			30	9,1

$L = 5 \text{ m}$
 $f = \text{Friction Factor} = 0,01807$
 $L+Le = \text{Panjang pipa total} = 14,1 \text{ m}$
 $v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 0,85006 \text{ m/s}$
 $g = 9,8 \text{ m/s}^2$
 $ID = 0,1541 \text{ m}$
 $hsl = \text{Friction loss daerah hisap}$

$$hsl = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$hsl = \frac{0,02 \times 14,14 \times 0,85^2}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$= 0,0612 \text{ m}$$

$$= 6,1179 \text{ cm}$$

$$NPSH_a = 1 + \left(\frac{1,519875 - 0,9807}{10305,3} \right) - 0,0612$$

$$= 6,1712 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 1500 \text{ rpm}$
 $Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} = 0,95 \text{ m}^3\text{/menit}$

$$NPSH_R = \left(\frac{1500}{1200} \right)^{0,8} \times 0,95^{0,667}$$

$$= 1,1560 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia (NPSH_a) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

$BHP = \text{Daya Penggerak Poros (Watt)}$
 $Q = \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/detik)}$
 $H = \text{Head Pompa (m)}$
 $\gamma = \text{rapat berat (N/m}^3\text{)}$

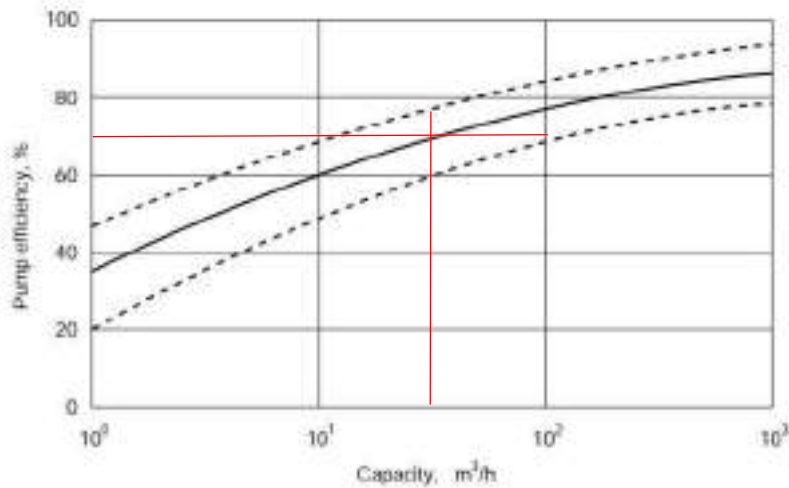


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 70 %

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{0,0158 \times 7,3123 \times 10305,3}{0,7} \\
 &= 1706,21 \text{ watt} \\
 &= 2,29 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 2,29 Hp, didapat :

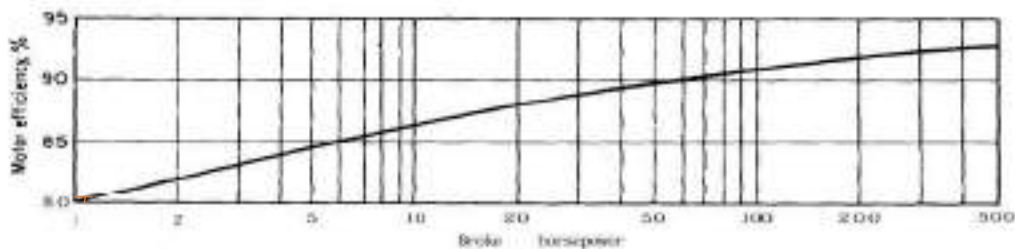


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 80 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{2,29}{0,8} \\
 &= 2,86 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 3 Hp

KESIMPULAN (PD-01)

Tugas : Mengalirkan Dowtherm A dari tangki ke Cooler dan Reaktor
Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303 K
P1 = 1,5 atm
P2 = 1,5 atm

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*
IPS = 6 in
OD = 6,625 in
Sch no = 40
ID = 6,065 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0158 m³/s = 251,219 gall/menit
Head pompa = 24,130715 m
Kecepatan putar = 1500 rpm
Motor standar = 3 hp

NPSH

NPSH tersedia = 6,1712 m
NPSH diperlukan = 1,1560 m

COOLER UTILITAS (CLU-01)

Tugas : Mendinginkan Dowtherm A dengan media pendingin air

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (shell and tube)

Sketsa :



Data :

Fluida panas

Tekanan, P_t = 1,5 atm

1,5199 bar

Suhu masuk, t_1 = 363,15 K = 90,00 °C

Suhu keluar, t_2 = 305,15 K = 32,00 °C

m dowtherm A = 60000 kg/jam

BM dowtherm A = 166 kg/kmol

f_p dowtherm A = 361,4458 kmol/jam

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , dan U_c
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

untuk t_1 = 363,15 K = 90,0000 °C

t_2 = 305,15 K = 32 °C ΔT = -58 K

C_p Dow A = $1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2$, J/kmol.K

$$Q_t = -5880825,1553 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai air

Sifat fisis pendingin :

$$\text{Kapasitas panas, } c_p = 1,814 \text{ kJ/kg K}$$

$$\text{viskositas, } \mu = 0,000679 \text{ (kg/m.s)}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho_l = 990,2302 \text{ kg /m}^3$$

$$\text{Tekanan, } P_t = 1,5199 \text{ bar} = 1,5000 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 323,15 \text{ K} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu rata-rata} = 313,15 \text{ K} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Koefisien therma} = 0,001354 \text{ kJ/m.s.K}$$

Massa air yang diperlukan

$$\text{Massa} = \frac{Q_t}{C_p \times \Delta T}$$

$$\text{Massa} = \frac{5880825 \text{ kJ/jam}}{1,814 \text{ kJ/kg K} \times (323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K})}$$

$$\text{Massa} = 162095,5114 \text{ kg /jam} = 45,0265 \text{ kg/detik}$$

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas	Fluida Dingin
--------------	---------------

363,15	Suhu atas	323,15	40	Δt_1
305,15	Suhu bawah	303,15	2	Δt_2

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{2 \text{ K} - 40 \text{ K}}{\ln\left(\frac{2 \text{ K}}{40 \text{ K}}\right)} = 12,6847 \text{ K}$$

Beda suhu rerata

$$\Delta t \text{ LMTD} = 12,6847 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797

Nilai Ud bekisar antara 20 W/m².K - 200 W/m².K.

Dicoba : $U_d = 200 \text{ W/m}^2\text{.K} \times [1 \text{ kJ/s.m}^2\text{.K}] = 0,2000 \text{ kJ /m}^2 \text{ s K}$
 $\frac{\text{-----}}{1000 \text{ W/m}^2\text{.K}}$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	350-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000
Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	10-300
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	10-100
Flue	Hydrocarbon vapors	40-100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organics (some noncondensables)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
<i>Refrigerators</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	600-1200
Steam	Heavy organics	600-900

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{5880825 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,2 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 12,6847 \text{ K}} = 105,9758 \text{ m}^2 = 1140,714 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 200 ft² , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5 " OD, 18 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

Diameter luar tabung, Od = 1,5 in × [0,0254 m/in] = 0,0381 m

Diameter dalam tabung, $I_d = 1,4 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0356 \text{ m}$

Luas permukaan /m : $a'' = \pi \times O_d$

$a'' = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

Dipilih : Panjang tabung, $L = 12 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 3,6576 \text{ m}$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$nt = \frac{105,9758 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m}} = 242$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
12	18	14	14	12	12
13¼	27	22	18	16	14
15¼	36	34	32	30	27
17¼	48	44	42	38	36
19¼	61	58	55	51	48
21¼	76	72	70	66	61
23¼	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : $I_{ds} = 35 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,8890 \text{ m}$

Jumlah tabung, $nt = 246$

Pass tabung, $np = 1$

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = $1,88 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0476 \text{ m}$

Diameter ekivalent

$D_e = 1,08 \text{ in}$ (Fig 28, Kern, D.Q)

$$= 1,08 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0274 \text{ m}$$

Luas perpindahan kalor standar

$$A = nt \times a'' \times L$$

$$A = 246 \times 0,1196 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m} = 107,6430 \text{ m}^2$$

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{5880825,1553 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{107,6430 \text{ m}^2 \times 12,6847 \text{ K}} = 1,1964 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida dingin dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

Selongsong : Fluida panas

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{I_d s B C'}{\text{Pitch}}$$

a_s : Luas aliran [m^2]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_d s / 5$ sampai $I_d s$

Dipilih : $B = I_d s / 5$

$$I_d s = 0,8890 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,8890 \text{ m}}{5} = 0,1778 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

Tabung : Fluida dingin

Luas aliran

$$a_t' = \pi \times I_d^2 / 4$$

$$a_t' = \pi \times (0,0356 \text{ m})^2 / 4$$

$$a_t' = 0,0010 \text{ m}^2$$

$$a_t = \frac{nt a_t'}{np}$$

$$a_t = \frac{246 \times 0,0010 \text{ m}^2}{1}$$

$$a_t = 0,2442 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_t = \frac{\text{kec massa steam}}{a_t}$$

$$G_t = \frac{162095,5114 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,2442 \text{ m}^2}$$

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{0,8890 \text{ m} \times 0,1778 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$a_s = 0,0316 \text{ m}^2$$

Flux massa:

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{a_s}$$

$$G_s = \frac{60000 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0316 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 527,2119 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$t_{av} = \frac{363,15 \text{ K} + 305 \text{ K}}{2}$$

$$t_{av} = 334,15 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/Id \times [Re]^{0,8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,001354 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0356 \text{ m}} \left(9656,777 \right)^{0,8} \times \left(0,91 \right)^{1/3}$$

$$h_i = 15,3560 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{Id}{Od}$$

$$h_{io} = 15,3560 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0356 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} = 14,3323 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

$$G_t = 184,3912 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id G_t}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0356 \text{ m} \times 184,3912 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{0,00068 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 9656,78$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{k_{th}}$$

$$Pr = \frac{1,8140 \text{ kJ/kg.K} \times 6,79E-04 \text{ kg/m.s}}{0,00135 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 0,91$$

Viskositas Dow A

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t_1 = 363,15 \text{ K} = 90,0000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 305,15 \text{ K} = 32,0000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{rerata}} = 334,15 \text{ K}$$

$$\mu = \exp\left(-18,3854 + \frac{2177,41}{T} + 0,9572 \cdot \ln(T)\right)$$

$$\mu = 0,00182 \text{ kg/ms}$$

Cp Dow A

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t_1 = 363,15 \text{ K} = 90,0000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 305,15 \text{ K} = 32,0000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{rerata}} = 334,15 \text{ K}$$

$$C_p = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

$$= 1,68970 \text{ kJ/kg K}$$

Konduktivitas Termal Dow A

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t_1 = 363,15 \text{ K} = 90,0000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 305,15 \text{ K} = 32,0000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{rerata}} = 334,15 \text{ K}$$

$$k_{th} = 0,18557 - 1,599 \cdot 10^{-4} \cdot T, \text{ J/s.m.K}$$

$$= 0,13234 \text{ kJ/m sK}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De Gs}{\mu \nu}$$

$$Re = \frac{0,0274 \text{ m} \times 527,2119 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{1,825E-03 \text{ kg/m s}}$$

$$Re = \frac{14,4437}{1,825E-03}$$

$$Re = 4124,752$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \nu \mu}{k_{th} \nu}$$

$$Pr = \frac{1,69 \text{ kJ/kg.K} \times 1,825E-03 \text{ kg/m.s}}{1,323E-01 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = \frac{3,08125}{1,323E-01}$$

$$Pr = 23,2823$$

$$Pr = 4,08E-08$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,132339 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0274 \text{ m}} \times (4124,75)^{0,8} \times (4,08E-08)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_o = 4,6670 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$U_c = \frac{14,3323 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 4,667 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{14,3323 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 4,667 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 3,5206 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

R_d : Faktor pengotoran [$\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}$]

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$R_d = \frac{1}{1,1964 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{3,5206 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5518 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [kg/m² s]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N +1) = Jumlah baffle

ΔPs : Penurunan tekanan [Pa]

ρf : Rapat massa embunan [kg/m³]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$M_r = \frac{\text{-----}}{\text{-----}}$$

Kecepatan mol

$$M_r = \frac{60000 \text{ kg/jam}}{\text{-----}}$$

$$M_r = \frac{\text{-----}}{361,4458 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{166 \text{ kg/kmol}}{\text{-----}}$$

$$M_r = \frac{166 \text{ kg/kmol}}{\text{-----}}$$

Mr Pt

$$\rho = \frac{\text{-----}}{\text{-----}}$$

Rg Tav

$$\rho = \frac{166,0000 \text{ kg /kmol} \times 1,519875 \text{ bar}}{\text{-----}}$$

$$\rho = \frac{\text{-----}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 334,15 \text{ K}}$$

$$\rho = \frac{\text{-----}}{\text{-----}}$$

$$\rho = 9,0816 \text{ kg /m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$\frac{3,6576 \text{ m}}{\text{-----}} =$$

$$(N + 1) = \frac{\text{-----}}{0,1778 \text{ m}} = 20,57143$$

$$\frac{\text{-----}}{\text{-----}}$$

Faktor friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4124,75)^{0,42}}$$

$$f = 0,0115$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G s^2 I d s}{2 \rho f D e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0115 \times 20,57143 \times (527,2119 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,8890 \text{ m}}{2 \times 9,0816 \text{ kg/m}^3 \times 0,0274 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 20403,5537 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 20403,5537 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai
Tabung : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa gas keluar reaktor [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

Id : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

np : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,32}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,32}}$$

$$(9656,7769)^{0.32}$$

$$f = 0,0080$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} l d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0080 \times (184,3912 \text{ kg / m}^2 \text{ s})^2 \times 3,66 \text{ m} \times 1}{2 \times 990,2302 \text{ kg/m}^3 \times 0,0356 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 56,7 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 56,75 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_T \text{ max} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_t \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN COOLER (CLU-01)

Alat : Cooler
Kode : CLU-01
Tugas : Mendinginkan Dowtherm A dengan media pendingin air

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5 in
Diameter dalam (Idt) = 1,4 in
Jumlah tube = 246 buah
Passes = 1
Panjang tube = 12 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C') = 0,3750 in
Diameter dalam shell (ids) = 35 in
Jarak baffle (B) = 7,0000 in
Jumlah baffle (N+1) = 21 buah
Diameter ekuivalen (De) = 1,0800 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida dingin

Suhu masuk = 303,15 K = 30,00 °C
Suhu keluar = 323,15 K = 50,00 °C
Massa fluida panas = 162095,51 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0006 atm
Tekanan masuk = 1,5000 atm
Tekanan keluar = 1,4994 atm

3. Fluida panas

Suhu masuk = 363,15 K = 90,00 °C
Suhu keluar = 305,15 K = 32,00 °C
Massa fluida dingin = 60000 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,2014 atm
Tekanan masuk = 1,5000 atm
Tekanan keluar = 1,2986 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 3,5206 Kj/s.m².K
Ud = 1,1964 Kj/s.m².K
Rd hitung = 0,5518 s.m².K/Kj

COOLER UTILITAS (CLU-02)

Tugas : Mendinginkan Dowtherm A dengan media pendingin air

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (shell and tube)

Sketsa :



Data :

Fluida panas

Tekanan, Pt = 1,5 atm

1,5199 bar

Suhu masuk, t1 = 434,1055 K = 160,9555 °C

Suhu keluar, t2 = 363,15 K = 90 °C

m dowtherm A = 60000 kg/jam

BM dowtherm A = 166 kg/kmol

fp dowtherm A = 361,4458 kmol/jam

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

$c_{p,i}$: Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

untuk t1 = 434,1055 K = 160,9555 °C

t2 = 363,15 K = 90 °C $\Delta T = -70,95548$ K

C_p Dow A = $1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2$, J/kmol.K

$$Q_t = -7946557,5246 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai air

Sifat fisis pendingin :

$$\text{Kapasitas panas, } c_p = 1,814 \text{ kJ/kg K}$$

$$\text{viskositas, } \mu = 0,000679 \text{ (kg/m.s)}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho_l = 990,2302 \text{ kg/m}^3$$

Tekanan Uap

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H2O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06

- Titik embun

$$\text{Tekanan, } P = 1,5199 \text{ bar} = 1,5000 \text{ atm}$$

$$\text{Menghitung suhu embun fluida} = 898,4385 \text{ K} = 625,2885 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Mr	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol	fraksi massa
H2O	18	219034,11	12168,56	1,0000	1,0000
Total		219034,11	12168,56	1,0000	1,0000

Komponen	fraksi mol	Puap (bar)	$K_i = P_{uap}/P$	$x_i = y_i/K_i$
H2O	1,0000	2321,2717	1527,2781	0
Total	1,0000			0

$$\text{Tekanan, } P_t = 1,5199 \text{ bar} = 1,5000 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 323,15 \text{ K} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu rata-rata} = 313,15 \text{ K} = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Koefisien therma} = 0,001354 \text{ kJ/m.s.K}$$

Massa air yang diperlukan

Q_t

$$\text{Massa} = \frac{Q_t}{C_p \times \Delta T}$$

$C_p \times \Delta T$

$$7946558 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Massa} = \frac{7946558 \text{ kJ/jam}}{1,814 \text{ kJ/kg K} \times (323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K})}$$

$$1,814 \text{ kJ/kg K} \times (323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K})$$

$$\text{Massa} = 219034,1104 \text{ kg/jam} = 60,8428 \text{ kg/detik}$$

3. Beda suhu rerata

Fluida

Fluida

Panas		Dingin		
434,1055	Suhu atas	323,15	110,9555	Δt_1
363,15	Suhu bawah	303,15	60	Δt_2

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{60 \text{ K} - 110,9555 \text{ K}}{\ln\left(\frac{60 \text{ K}}{111 \text{ K}}\right)} = 82,8835 \text{ K}$$

Beda suhu rerata

$$\Delta t_{LMTD} = 82,8835 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797 Nilai Ud bekisar antara 20 W/m².K - 200 W/m².K.

$$\text{Dicoba : } U_d = \frac{200 \text{ W/m}^2\text{.K} \times [1 \text{ kJ/s.m}^2\text{.K}]}{1000 \text{ W/m}^2\text{.K}} = 0,2000 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² .°C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1200
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	30-300
Gases	Gases	10-50
<i>Condensers</i>		
Organic solvents	Water	250-700
Light oils	Water	150-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Refrigerators</i>		
Steam	Water	1300-4000
Steam	Organic solvents	500-1000
Steam	Light oils	500-900
Steam	Heavy oils	60-410
Steam	Gases	30-300
Downstream	Heavy oils	50-300
Downstream	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapors	30-100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organics (some noncondensable)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
<i>Agitators</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	600-1200
Steam	Heavy organics	600-900

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

Q_t

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Q_t : Beban panas [kJ/jam]

U_d : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{7946558 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{0,2 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 82,8835 \text{ K}} = 107,5182 \text{ m}^2 = 1157,316 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 200 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube

b. Ukuran tabung

Dipilih 1,5 " OD, 18 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, } O_d = 1,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung, } I_d = 1,4 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0356 \text{ m}$$

Luas permukaan /m : a" = π × O_d

$$a'' = \pi \times [0,0381 \text{ m}] \times \text{m/m} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805)

$$\text{Dipilih : Panjang tabung, } L = 12 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = 3,6576 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{107,5182 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m}} = 246$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

1½ in. OD tubes on 1⅞- in. triangular pitch

12	18	14	14	12	12
13 $\frac{1}{4}$	27	22	18	16	14
15 $\frac{1}{4}$	36	34	32	30	27
17 $\frac{1}{4}$	48	44	42	38	36
19 $\frac{1}{4}$	61	58	55	51	48
21 $\frac{1}{4}$	76	72	70	66	61
23 $\frac{1}{4}$	95	91	86	80	76
25	115	110	105	98	95
27	136	131	125	118	115
29	160	154	147	141	136
31	184	177	172	165	160
33	215	206	200	190	184
35	246	238	230	220	215
37	275	268	260	252	246
39	307	299	290	284	275

Dipilih :

Diameter selongsong : $I_{ds} = 35 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,8890 \text{ m}$

Jumlah tabung, $n_t = 246$

Pass tabung, $n_p = 1$

Susunan : 1,5" pada 1.7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,88 in $\times [0.0254 \text{ m/in}] = 0,0476 \text{ m}$

Diameter ekivalent

$D_e = 1,08 \text{ in}$ (Fig 28, Kern, D.Q)

$= 1,08 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0274 \text{ m}$

Luas perpindahan kalor standar

$A = n_t \times a'' \times L$

$A = 246 \times 0,1196 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m} = 107,6430 \text{ m}^2$

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$U_d = \frac{Q_t}{A \Delta t}$$

$$U_d = \frac{7946557,5246 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{107,6430 \text{ m}^2 \times 82,8835 \text{ K}} = 0,2474 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida dingin dialirkan dalam tabung (*tube*)

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , dan U_c

Selongsong : Fluida panas

Tabung : Fluida dingin

Luas aliran

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan:

$$a_s = \frac{I_{ds} B C'}{\text{Pitch}}$$

$$a_t' = \pi \times I_d^2 / 4$$

$$a_t' = \pi \times (0,0356 \text{ m})^2 / 4$$

as : Luas aliran [m²]

B : Jarak antar baffle [m]

C' : Clearance [m]

Pitch : Pitch [m]

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara Ids/ 5 sampai Ids

Dipilih : B = Ids / 5

$$\text{Ids} = 0,8890 \text{ m}$$

$$B = \frac{0,8890 \text{ m}}{5} = 0,1778 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 0,0476 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m}$$

$$C' = 0,0095 \text{ m}$$

$$as = \frac{0,8890 \text{ m} \times 0,1778 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$as = 0,0316 \text{ m}^2$$

Flux massa:

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida dingin}}{as}$$

$$G_s = \frac{60000 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,0316 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 527,2119 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Suhu fluida panas rerata

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$434,1055 \text{ K} + 363 \text{ K}$$

$$at' = 0,0010 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{nt \ at'}{np}$$

$$at = \frac{246 \times 0,0010 \text{ m}^2}{1}$$

$$at = 0,2442 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_t = \frac{\text{kec massa steam}}{at}$$

$$G_t = \frac{219034,1104 \text{ kg/jam} \times [\text{jam}/3600 \text{ s}]}{0,2442 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 249,1615 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id \ G_t}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0356 \text{ m} \times 249,1615 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{0,00068 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 13048,87$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{cp \times \mu}{kth}$$

$$Pr = \frac{1,8140 \text{ kJ/kg.K} \times 6,79E-04 \text{ kg/m.s}}{0,00135 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 0,91$$

$$t_{av} = \frac{\dots}{2}$$

$$t_{av} = 398,63 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = 0,27 \times k_{th}/l_d \times [Re]^{0,8} \times [Pr]^{(1/3)}$$

$$h_i = 0,27 \times \frac{0,001354 \text{ kJ/m.s.K} \times (13048,872)^{0,8} \times (0,91)^{1/3}}{0,0356 \text{ m}}$$

$$h_i = 19,5376 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

$$h_{to} = h_i \times \frac{l_d}{o_d}$$

$$h_{to} = 19,5376 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times \frac{0,0356 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} = 18,2351 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Sifat-sifat Fisis Fluida

Viskositas Dow A

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t_1 = 434,1055 \text{ K} = 160,9555 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 363,15 \text{ K} = 90,0000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{rerata}} = 398,6277 \text{ K}$$

$$\mu = \exp\left(-18,3854 + \frac{2177,41}{T} + 0,9572 \cdot \ln(T)\right)$$

$$\mu = 0,00075 \text{ kg/ms}$$

Cp Dow A

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t_1 = 434,1055 \text{ K} = 160,9555 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 363,15 \text{ K} = 90,0000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{rerata}} = 398,6277 \text{ K}$$

$$C_p = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

$$= 1,86628 \text{ kJ/kg K}$$

Konduktivitas Termal Dow A

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t_1 = 434,1055 \text{ K} = 160,9555 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 363,15 \text{ K} = 90,0000 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{rerata}} = 398,6277 \text{ K}$$

$$k_{th} = 0,18557 - 1,599 \cdot 10^{-4} \cdot T, \text{ J/s.m.K}$$

$$= 0,12203 \text{ kJ/m sK}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De G_s}{\mu_{av}}$$

$$Re = \frac{0,0274 \text{ m} \times 527,2119 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}{7,530E-04 \text{ kg/m s}}$$

$$Re = 4124,752$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_{pav} \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{1,87 \text{ kJ/kg.K} \times 7,530E-04 \text{ kg/m.s}}{1,220E-01 \text{ kJ/m.s.K}}$$

$$Pr = 1,24E-11$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{k_{thav}}{De} Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,122029 \text{ kJ/m.s.K}}{0,0274 \text{ m}} \times (4124,75)^{0,8} \times (1,24E-11)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_o = 0,2896 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih pada zone desuperheater [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$U_c = \frac{18,2351 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 0,290 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}{18,2351 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} + 0,290 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}}$$

$$U_c = 0,2851 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

Rd : Faktor pengotoran [$m^2 \text{ s.K/kJ}$]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$Rd = \frac{1}{0,2474 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,2851 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 0,5345 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$Rd_{\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\frac{\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}}{0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}} \right]$$

$$Rd_{\text{minimum}} = 0,5290 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

9. Penurunan tekanan

Selongsong : Fluida panas

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f(N+1)Gs^2 Ids}{2 \rho_f De}$$

(Kern, D.Q., halaman 273)

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) = Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

Kecepatan massa

$$Mr = \frac{\text{-----}}{\text{-----}}$$

Kecepatan mol

$$60000 \text{ kg/jam}$$

$$M_r = \frac{\dots}{361,4458 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = \frac{166 \text{ kg/kmol}}{M_r P_t}$$

$$\rho = \frac{\dots}{R_g T_{av}}$$

$$\rho = \frac{166,0000 \text{ kg/kmol} \times 1,519875 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 398,63 \text{ K}}$$

$$\rho = 7,6127 \text{ kg/m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{3,6576 \text{ m}}{0,1778 \text{ m}} = 20,57143$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(4124,75)^{0,42}}$$

$$f = 0,0115$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G s^2 I d s}{2 \rho f D e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0115 \times 20,57143 \times (527,2119 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,8890 \text{ m}}{2 \times 7,6127 \text{ kg/m}^3 \times 0,0274 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 25341,7136 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 25341,7136 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai
 Tabung : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} l d}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa gas keluar reaktor [kg/m² s]

ld : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

np : Jumlah pass

ΔPt : Penurunan tekanan [Pa]

ρsteam : Rapat massa [kg/m³]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(13048,8717)^{0.32}}$$

$$f = 0,0074$$

Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} l d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0074 \times (249,1615 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 3,66 \text{ m} \times 1}{2 \times 990,2302 \text{ kg/m}^3 \times 0,0356 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 95,8 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 95,76 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{T \text{ max}} = 68928,57143 \text{ Pa}$$

ΔPt < ΔPt max, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN COOLER (CLU-02)

Alat : Cooler
Kode : CLU-02
Tugas : Mendinginkan Dowtherm A dengan media pendingin air

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 1,5 in
Diameter dalam (Idt) = 1,4 in
Jumlah tube = 246 buah
Passes = 1
Panjang tube = 12 ft
Pitch (Pt) = 1,8750 in
Clearance (C') = 0,3750 in
Diameter dalam shell (ids) = 35 in
Jarak baffle (B) = 7,0000 in
Jumlah baffle (N+1) = 21 buah
Diameter ekuivalen (De) = 1,0800 in
Susunan tube = triangular pitch

2. Fluida dingin

Suhu masuk = 303,15 K = 30,00 °C
Suhu keluar = 323,15 K = 50,00 °C
Massa fluida panas = 219034,11 Kg/jam
Pressure drop tube = 0,0009 atm
Tekanan masuk = 1,5000 atm
Tekanan keluar = 1,4991 atm

3. Fluida panas

Suhu masuk = 434,11 K = 160,9555 °C
Suhu keluar = 363,15 K = 90,00 °C
Massa fluida dingin = 60000 Kg/jam
Pressure drop shell = 0,2501 atm
Tekanan masuk = 1,5000 atm
Tekanan keluar = 1,2499 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,2851 Kj/s.m².K
Ud = 0,2474 Kj/s.m².K
Rd hitung = 0,5345 s.m².K/Kj

Kebutuhan listrik

- a. Kebutuhan listrik digunakan untuk menggerakkan alat proses dan utilitas sebagai berikut :

1. Proses

Alat	Kode	Power (Hp)
Kompresor 1	C-01	1500
Pompa	P-01	2
	P-02	0,5
	P-03	1
Total		1503,5

2. Utilitas

Alat	Kode	Power (Hp)
Kompresor udara	KU-01	1,5
Pengaduk Bak Pencampur Cepat	BU-02	0,5
Fan Cooling Tower	CT-01	30
Penggaruk Klarifier	CLR-01	1,0
Pompa Dowtherm A	PD-01	3,0
Pengaduk Tangki Klorinasi	TU-01	0,5
Pompa utilitas	PU-01	2,0
	PU-02	1,5
	PU-03	1,5
	PU-04	0,5
	PU-05	0,5
	PU-06	3,0
	PU-07	40,0
	PU-08	0,5
	PU-09	0,5
	PU-10	3
Total		89,5

Maka Daya total untuk kebutuhan proses dan utilitas adalah : 1593 Hp = 1188,806 kW

Kebutuhan listrik untuk Perkantoran

Dirancang : Perkantoran terdiri dari 3 lantai, dimana setiap lantai terdiri dari 6 ruangan.

Setiap ruangan terdiri dari 4 AC (masing-masing AC menggunakan listrik sebesar 350 watt), 6 komputer (masing-masing komputer menggunakan listrik sebesar 250 watt), dan 8 lampu (masing-masing lampu sebesar 50 watt).

Sehingga total listrik untuk perkantoran yaitu :

b. AC = 3 Lantai x 6 Ruangan x 4 AC x 350 watt
= 25200 Watt

$$\begin{aligned} \text{Komputer} &= 3 \text{ Lantai} \times 6 \text{ Ruangan} \times 6 \text{ Komputer} \times 250 \text{ watt} \\ &= 27000 \text{ Watt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lampu} &= 3 \text{ Lantai} \times 6 \text{ Ruangan} \times 8 \text{ Lampu} \times 50 \text{ Watt} \\ &= 7200 \text{ Watt} \end{aligned}$$

Total kebutuhan listrik untuk perkantoran :

$$\begin{aligned} \text{Total} &= \text{Listrik AC} + \text{Listrik Komputer} + \text{Listrik Lampu} \\ &= 25200 + 27000 + 7200 \\ &= 59400 \text{ watt} \\ &= 59,4 \text{ kW} \end{aligned}$$

Kebutuhan listrik untuk penerangan taman, parkir, gudang.

Dirancang : Untuk penerangan taman, parkir, gudang, dan lain-lain pada malam hari, digunakan 180 lampu dengan masing-masing lampu berdaya 80 watt.

Sehingga :

$$\begin{aligned} 180 \text{ Lampu} \times 80 \text{ watt} &= 14400 \text{ watt} \\ &= 14,4 \text{ kW} \end{aligned}$$

c. Total kebutuhan listrik asam nitrat adalah sebagai berikut

$$\begin{aligned} \text{Total} &= (\text{Kebutuhan Listrik Proses}) + (\text{Kebutuhan Listrik Perkantoran}) + (\text{Kebutuhan Listrik untuk penerangan taman, parkir gudang, dan lain-lain}) \\ &= 1188,806 + 59,4 + 14,4 \\ &= 1262,606 \text{ kW} \\ &= 1263 \text{ kW} \end{aligned}$$

C. Kebutuhan Udara Tekan

Kebutuhan Udara Tekan dipenuhi dengan menggunakan kompresor berdaya 1.5 Hp menghasilkan udara tekan bertekanan 4 atm dan dilengkapi dengan Tangki Silika, guna mengurangi kadar air yang terkandung dalam udara. Kegunaan udara tekan adalah untuk menggerakkan alat instrumentasi pengendalian

D. Kebutuhan Bahan Bakar

Kebutuhan Bahan Bakar *diesel oil* sebagai berikut :

$$\begin{aligned} - \quad 1 \text{ generator dapat menghasilkan} &= 1263 \text{ kW} \\ &= 1692,42 \text{ Hp} \end{aligned}$$

- Dianggap listrik padam 1 kali dalam satu bulan selama
= 3 jam
- Efisiensi motor diesel = 80%
- Efisiensi bahan bakar = 70%

Tenaga yang harus disediakan oleh generator

$$= \frac{1692,42 \text{ Hp}}{80\%}$$

$$= 2115,525 \text{ Hp}$$

Tenaga yang harus disediakan oleh bahan bakar :

$$= \frac{2115,525 \text{ Hp}}{70\%} \times 0,7457 \frac{\text{Kw}}{\text{Hp}} \times \frac{0,9478 \text{ BTU}}{1 \text{ kW/det}}$$

$$= 2135,999 \text{ BTU/det}$$

Spesifikasi minyak *Diesel Oil*

Heating Value	=	152000	BTU/gal
° API	=	41,5	° API
Densitas	=	0,9	Kg/L
μ	=	1,2	cP

Kebutuhan Diesel Oil

$$= \frac{2135,999 \text{ BTU/det}}{152000 \text{ BTU/gal}}$$

$$= 0,014052623 \text{ gal/det}$$

Kebutuhan *Diesel Oil* untuk generator selama 1 tahun

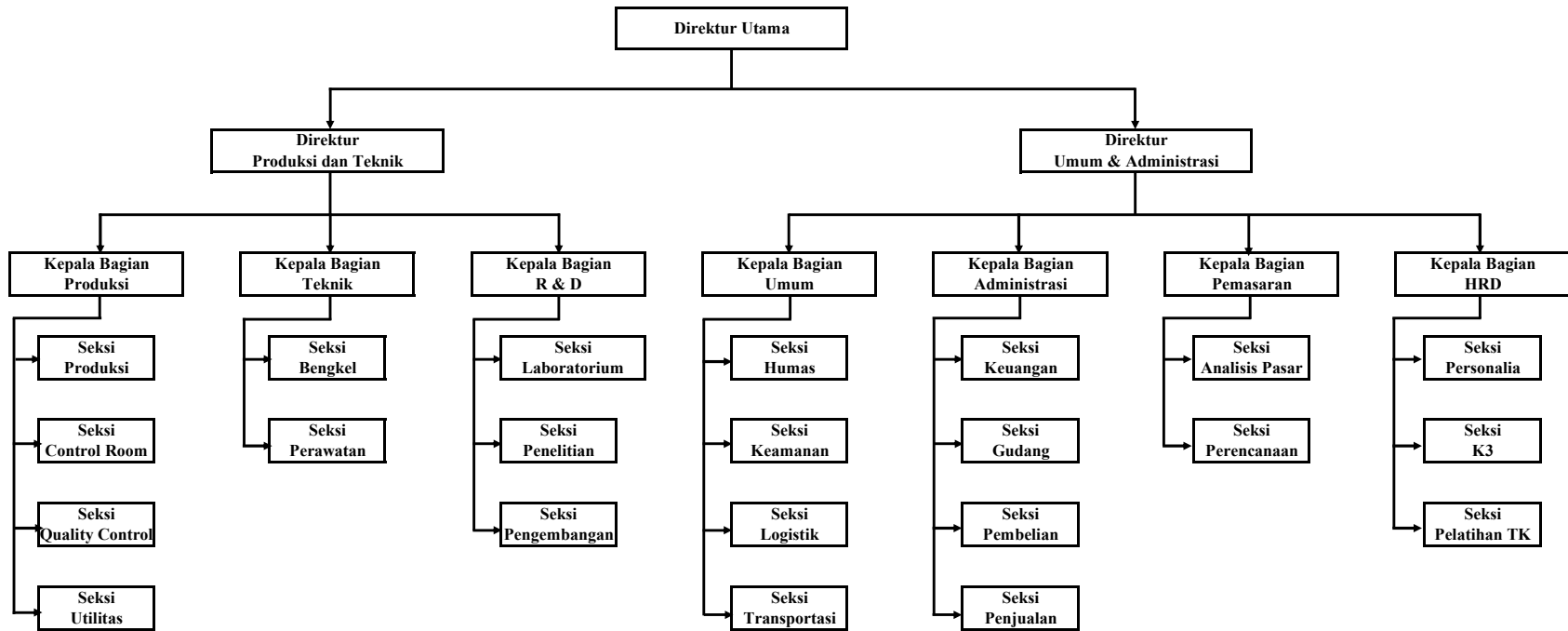
$$= 0,014052623 \frac{\text{gal}}{\text{det}} \times 3600 \frac{\text{det}}{\text{jam}} \times 72 \text{ jam} \times 12 \text{ bulan/tahun}$$

$$= 43709,277 \text{ gal/tahun}$$

$$= 165457,098 \text{ L/tahun}$$

Untuk kebutuhan bahan bakar furnace berupa gas alam dengan volume per tahun sebanyak

10503,60	L/jam
83188503,34	L/Tahun



PERHITUNGAN JUMLAH KARYAWAN

A. Karyawan non shift

No	Jabatan	Karyawan
A	Direktur Utama	
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris Direktur Utama	1
B	Manager	
1	General Manager	3
2	Sekretaris Manager	3
C	Kepala Bagian	
1	Kepala Bagian non shift	6
D	Staff Bagian	
1	Staff Bagian Perawatan	1
2	Staff Bagian Instrumentasi	1
3	Staff Bagian Pengelolaan TK (Tenaga Kerja)	1
4	Staff Bagian Pelatihan TK (Tenaga Kerja)	1
5	Staff Bagian Humas	1
6	Staff Bagian Kesehatan : Dokter	1
7	Staff Bagian Kesehatan : Perawat	1
8	Staff Bagian Pengadaan	1
9	Staff Bagian Transportasi	1
10	Staff Bagian Kontrak	1
11	Staff Bagian Startegi Pasar	1
12	Staff Bagian Penjualan	1
13	Staff Bagian Bendahara	1
14	Staff Bagian Akuntansi	1
15	Staff Bagian Administrasi	1
16	Staff Bagian Proses	1
Jumlah Karyawan Non Shift		30

B. Karyawan Shift

kepala bagian produksi	jumlah	regu	total
Kepala bagian produksi	1	4	4

1. Bagian Produksi

a. Seksi Operator Lapangan

Dihitung berdasarkan Table 6-2 Ulrich hal 329 :

No	Alat	Jumlah Alat	Man per Unit	Tenaga Kerja
1	R-01	1	0,5	0,5
2	AB-01	1	0,25	0,25
3	CL-01	2	0,25	0,5
4	HE	7	0,25	1,75
5	TP	2	0,25	0,5

6	C-01	1	0,25	0,25
7	EV	2	0,25	0,5
8	P-01	3	0,25	0,75
9	UPL	1	1	1
Jumlah tenaga kerja				6
Tenaga kerja terbilang				6
Jumlah regu				4

Jumlah karyawan operator lapangan = 24

b. Seksi Control Room

Seksi Control Room disesuaikan dengan jumlah alat besar.

No	Alat Besar	Karyawan	Jumlah Karyawan	Jumlah regu	Jumlah Karyawan
1	R-01	1	2	4	8
2	AB-01	1			

2. Bagian Utilitas

a. Seksi Operator Lapangan

Dihitung berdasarkan Table 6-2 Ulrich hal 329 :

No	Alat	Jumlah Alat	Man per Unit	Tenaga Kerja
1	BU-01	1	0,25	0,25
2	BU-02	1	0,25	0,25
3	CLR-01	1	0,25	0,25
4	SF-01	1	0,25	0,25
5	BU-03	1	0,25	0,25
6	TU-01	1	0,25	0,25
7	BU-04	1	0,25	0,25
8	CT-01	1	0,25	0,25
9	T-Kation	1	0,25	0,25
10	T-NaCl	1	0,25	0,25
11	T-Anion	1	0,25	0,25
12	CU-01	1	0,25	0,25
13	TU-04	1	0,25	0,25
14	TU-02	1	0,25	0,25
15	TU-03	1	0,25	0,25
16	CLU-01	1	0,25	0,25
17	CLU-02	1	0,25	0,25
18	PU-01	1	0,25	0,25
19	PU-02	1	0,25	0,25
20	PU-03	1	0,25	0,25
21	PU-04	1	0,25	0,25
22	PU-05	1	0,25	0,25
23	PU-06	1	0,25	0,25
24	PU-07	1	0,25	0,25

25	PU-08	1	0,25	0,25
26	PU-09	1	0,25	0,25
27	PU-10	1	0,25	0,25
28	PD-01	1	0,25	0,25
29	F-01	1	0,5	0,5
30	F-02	1	0,5	0,5
Jumlah tenaga kerja				8
Terbilang				8
Regu				4

Jumlah karyawan operator lapangan = 32

b. Seksi Control Room

Seksi Control Room disesuaikan dengan jumlah unit penyediaan.

No	Alat Besar	Karyawan	Jumlah Karyawan	Jumlah regu	Jumlah Karyawan
1	Sistem Air	1	4	4	16
2	Sistem Dowtherm	1			
3	Udara tekan	1			
4	Bahan bakar & Listrik	1			

3. Bagian Laboratorium

No	Seksi	Karyawan	Regu	Jumlah Karyaman
1	Analisis Bahan Baku	1	4	4
2	Analisis Produk	1	4	4
3	Analisis Limbah	1	4	4
Jumlah Karyawan Laboratorium				12

4. Bagian Keamanan

No	Seksi	Tenaga Kerja	Regu	Jumlah Karyawan
1	Pintu Masuk Perusahaan	2	4	8
2	Pintu Keluar Perusahaan	2	4	8
Jumlah Karyawan Keamanan				16

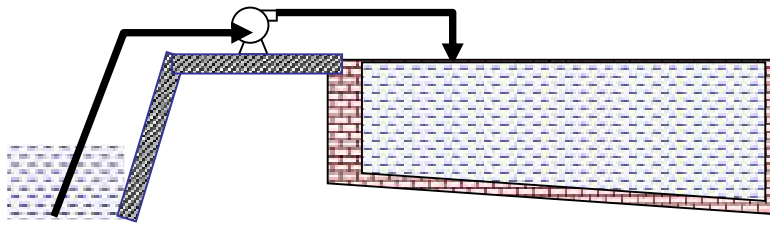
5. Bagian HSE & Damkar

No	Jabatan	Tenaga Kerja	Regu	Jumlah Karyawan
1	Staff Bagian HSE	2	4	8
2	Staff Bagian Damkar	2	4	8
Jumlah Karyawan HSE & Damkar				16

C. Jumlah Total Karyawan

Karyawan non Shift	=	30	Karyawan
Karyawan Shift :			
Kepala bagian produksi	=	4	
Bagian Produksi	=	32	Karyawan
Bagian Utilitas	=	48	Karyawan
Bagian Laboratorium	=	12	Karyawan
Bagian Keamanan	=	16	Karyawan
Bagian HSE & Damkar	=	16	Karyawan
Jumlah karyawan shift	=	128	Karyawan
Jumlah Total Karyawan	=	158	Karyawan

Pompa Utilitas (PU-01)



Tugas : Mengalirkan air dari sumber air menuju ke bak pengendap awal

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panjang Pipa Lurus = 48 m

Elevasi, $z_1 = -7 \text{ m}$ (posisi suction head)

Elevasi, $z_2 = 0 \text{ m}$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : sungai

- Tinggi *Suction Head* = -7 m

- Tekanan, $P_1 = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar}$

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Bak Air Kantor dan Rumah Tangga

- Tinggi *Discharge Head* = 0 m

- Tekanan, $P_2 = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar}$

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{27001,97 \text{ kg/jam}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 26,395 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00733 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 15,5353 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,26 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 116,212 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui Diopt : Diameter Pipa Optimum (m)

Ql : Kecepatan Volume Fluida (m³/s)

ρl : Densitas Fluida (kg/m³)

$$\begin{aligned} \text{Diop} &= 0,4 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,00733^{0,45} \times 1023,013^{0,13} \\ &= 0,11 \text{ m} \\ &= 4,24 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft. ft. ² /ft.		Weight per lin ft. lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Normal Pipe Size, Nps = 6 in
 Schedule Number, Sch = 40
 Outside Diameter, OD = 6,63
 Inside Diameter, ID = 6,055 in = 0,1538 m
 Flow Area per pipe = 28,9 in² = 0,01865 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00733 \text{ m}^3/\text{s}}{0,02 \text{ m}^2} = 0,39323 \text{ m/s}$$

Viskositas : Suhu, = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu l &= 0,818 \text{ cP} \\ &= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00055 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho l \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu l} \\ &= \frac{1023 \times 0,39 \times 0,1538}{0,0008} \\ &= 75663 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial

Material	Condition	f	ϵ , mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.00017	0.03	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.04	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.047	2.0	± 30
	Cast, new	0.00065	0.25	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 30
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
Brass	Drawn, new	0.00007	0.002	± 50
	Drawn, old	0.00005	0.0015	± 60
Plastic	—	Smooth	Smooth	
	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00015	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.00003	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran Pipa} &= 0,00015 \text{ ft} \\ &= 0,00005 \text{ m} \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,1538 \text{ m}} = 0,00030$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $\epsilon/ID = 0,0003$

$Re = 75663$

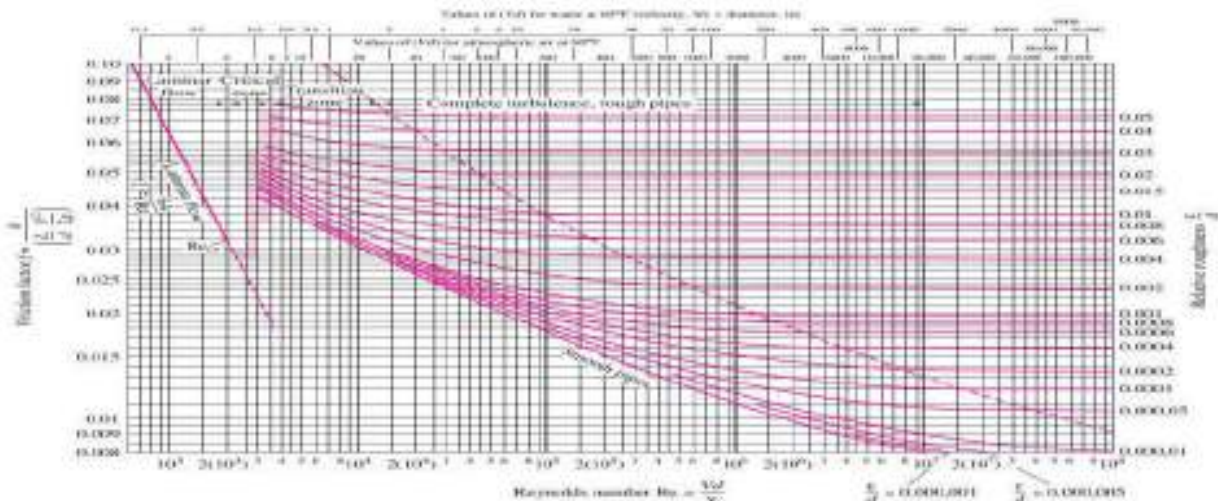


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$$f = 0,02035 \quad (\text{White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370})$$

Memilih Panjang Ekuivalen (L_e) dan Panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	L_e (ft)	Jumlah	ΣL_e	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	15	1	15	4,6
<i>Sudden constriction</i>	5	1	5	1,5
<i>Check valve</i>	40	2	80	24,4
<i>Globe valve, open</i>	160	1	160	49
<i>Standart elbow</i>	10	2	20	6,1
Total				85,3

$$\Sigma L_e = 85,3 \text{ m}$$

$$\Sigma L_e + L = 133,34 \text{ m}$$

$$= 437,48 \text{ ft}$$

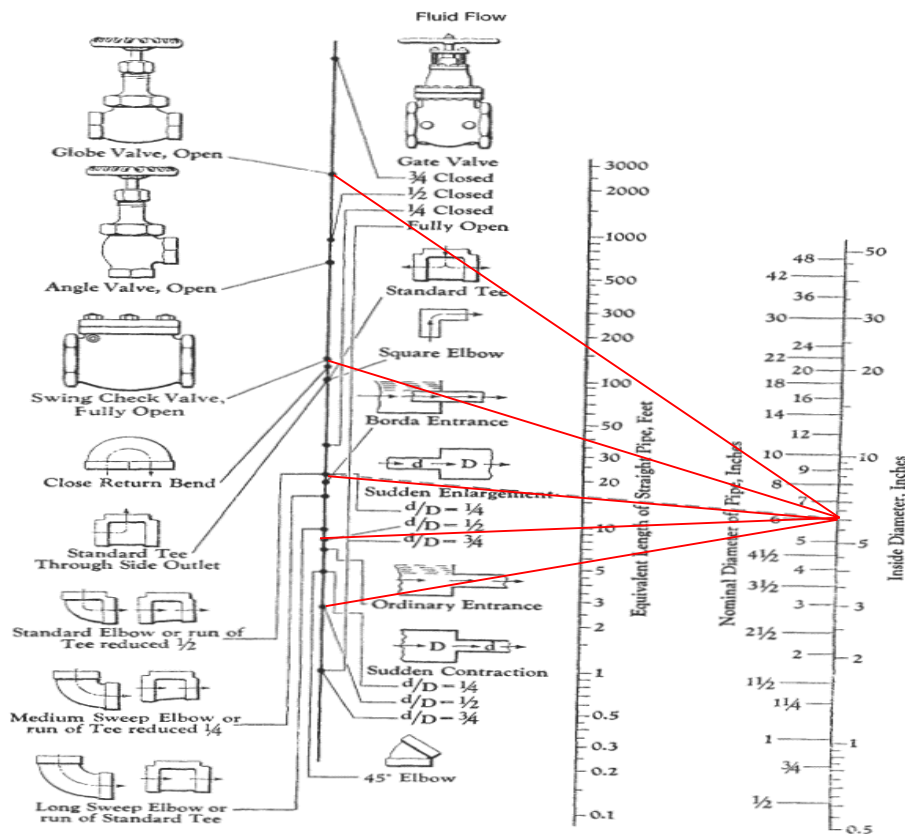


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., *Technical Paper #409*, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10025,5274 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Rapat berat (γ) = $\rho \times g$

$$= 1023,01 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,5274 \text{ N/m}^3$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(0,39 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0079 \text{ m}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 0 - -7 \\ &= 7 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,02 (133,3) 0,39^2}{2 \times 9,8 \times 0,15} \\ &= 0,1392 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 7,15 \text{ m} \\ &= 23,5855 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{n \sqrt{Q}}{H_{\text{man}}^{0,75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\ &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \end{aligned}$$

$$= 157 \text{ rad/s}$$

$$\text{Faktor slip} = 0,05$$

$$\begin{aligned} n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 157 \times (1 - 0,05) \\ &= 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149,2 \times 0,00733^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{7,15^{0,75}}$$

$$N_s = 2,9 \text{ rad}$$

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - H_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,042 \text{ atm} = 0,04256 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = -7 \text{ m}$$

$$\gamma = \text{Rapat berat} = 10025,5 \text{ N/m}^3$$

Panjang Ekvivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	5	1	5	1,5
<i>Standart elbow</i>	10	1	10	3,0
Total			15	4,6

$$L = 10 \text{ m}$$

$$f = \text{Friction Factor} = 0,02035$$

$$L+Le = \text{Panjang pipa total} = 14,6 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairar} = 0,39323 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,1538 \text{ m}$$

$$hsl = \text{Friction loss daerah hisap}$$

$$hsl = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$hsl = \frac{0,02 \times 14,57 \times 0,39^2}{2 \times 9,8 \times 0,1538}$$

$$= 0,0152 \text{ m}$$

$$= 1,5215 \text{ cm}$$

$$NPSHa = -7 + \frac{(1,01 - 0,0426)}{10025,5} - 0,0152$$

$$= 2,6670 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 1500 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/mer)} = 0,44 \text{ m}^3\text{/menit}$$

$$NPSH_R = \left(\frac{1500}{1200}\right)^{0,8} \times 0,44^{0,667}$$

$$= 0,6915 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m³/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m³)

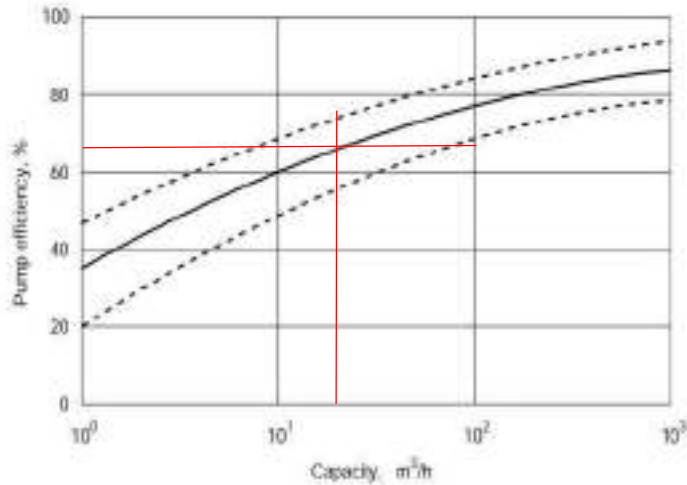


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :
 Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 64 %

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,0073 \times 7,1471 \times 10025,5}{0,64} \\ &= 820,861 \text{ watt} \\ &= 1,10 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BH 1,10 Hp, didapat :

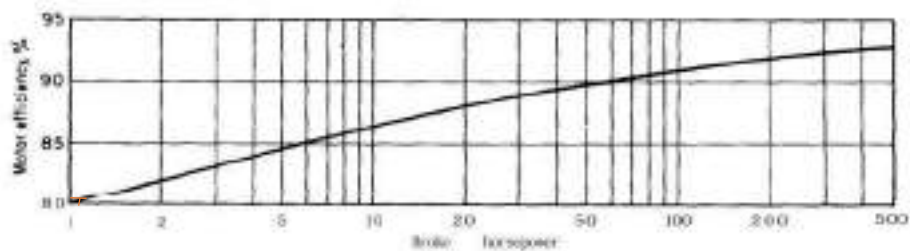


FIGURE 1438
 Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 80 %

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{1,10}{0,8} \\ &= 1,38 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 2 Hp

KESIMPULAN (PU-01)

Tugas : Mengalirkan air dari sumber air menuju ke bak pengendap awal
Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303 K
P1 = 1 atm
P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*
IPS = 6 in
OD = 6,625 in
Sch no = 40
ID = 6,055 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0073 m³/s
Head pompa = 23,5855 m
Kecepatan putar = 1500 rpm
Motor standar = 2 hp

NPSH

NPSH tersedia = 2,6670 m
NPSH diperlukan = 0,6915 m

Pompa Utilitas (PU-02)

Tugas : Mengalirkan air dari bak pengendap awal menuju ke bak pencampur cepat

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panjang Pipa Lurus = 30 m

Elevasi, z_1 = -4 m (posisi suction head)

Elevasi, z_2 = 4 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : pipa output bak pengendap awal

- Tinggi *Suction Head* = -4 m

- Tekanan, P_1 = 1 atm = 1,01 bar

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk flokulator

- Tinggi *Discharge Head* = 4 m

- Tekanan, P_2 = 1 atm = 1,01 bar

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{25841,41 \text{ kg/jam}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 25,260 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00702 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 14,8675 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,25 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 111,217 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (m)

Q_l : Kecepatan Volume Fluida (m^3/s)

ρ_l : Densitas Fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0,4 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,00702^{0,45} \times 1023,013^{0,13} \\ &= 0,11 \text{ m} \\ &= 4,16 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.108	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.6		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Normal Pipe Size, Nps = 4 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 4,50

Inside Diameter, ID = 4,026 in = 0,10226 m

Flow Area per pipe = 12,7 in² = 0,00819 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00702 \text{ m}^3/\text{s}}{0,01 \text{ m}^2} = 0,85637 \text{ m/s} = 51,4$$

Viskositas : Suhu, = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu_l &= 0,818 \text{ cP} \\ &= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00055 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu_l} \\ &= \frac{1023 \times 0,86 \times 0,1}{0,0008} \\ &= 109561 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Iron	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran Pipa} &= 0,00015 \text{ ft} \\ &= 0,00005 \text{ m} \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif :

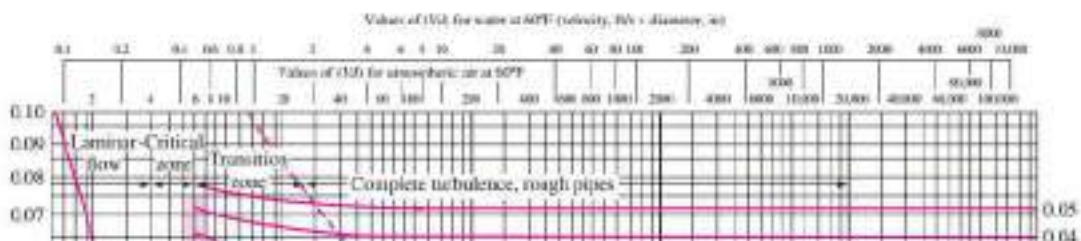
$$\frac{e}{ID} = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,10226 \text{ m}} = 0,00045$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/ID = 0,00045$

$$Re = 109561$$



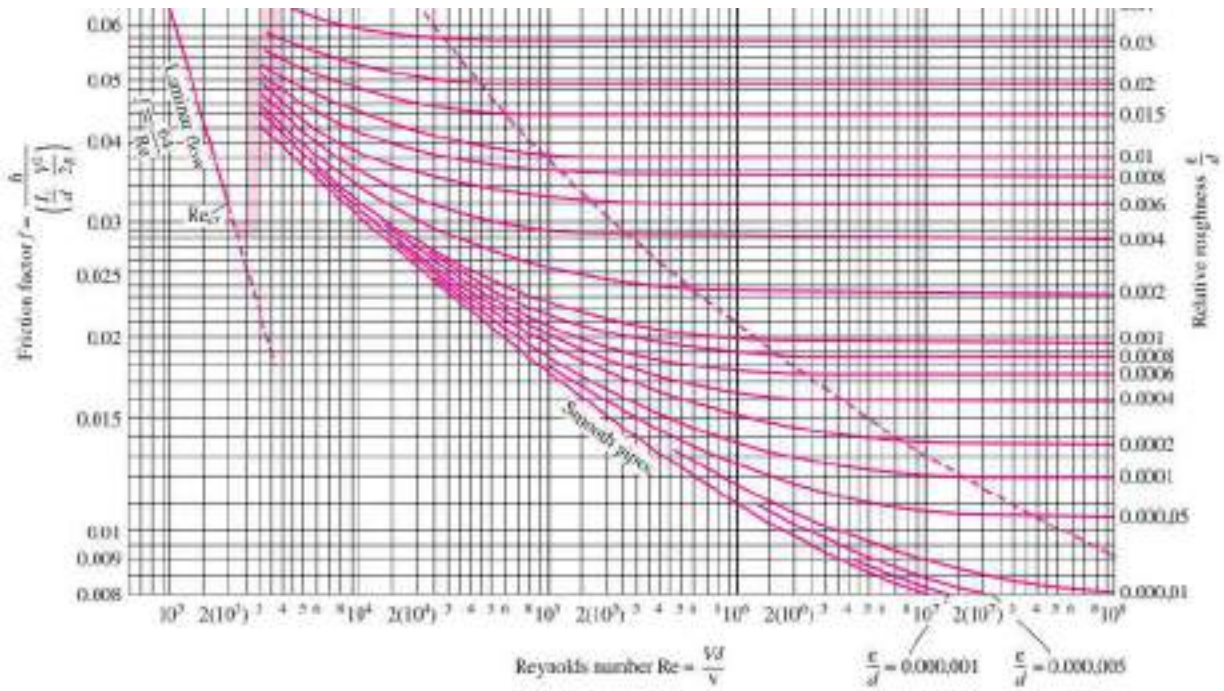


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,01986$ (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

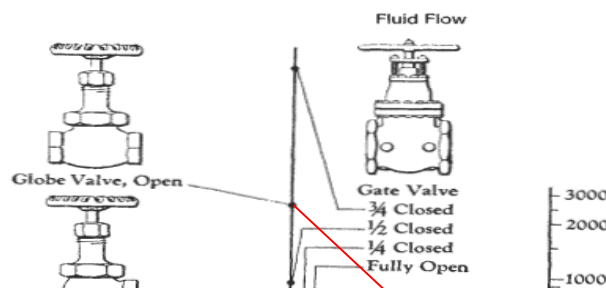
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Sudden enlargement	10	1	10	3,0
Sudden constriction	4	1	4	1,2
Check valve	25	2	50	15,2
Globe valve, open	105	1	105	32
Standart elbow	6	4	24	7,3
Total				58,8

$\Sigma Le = 58,8 \text{ m}$

$\Sigma Le + L = 88,83 \text{ m}$

$= 291,425 \text{ ft}$



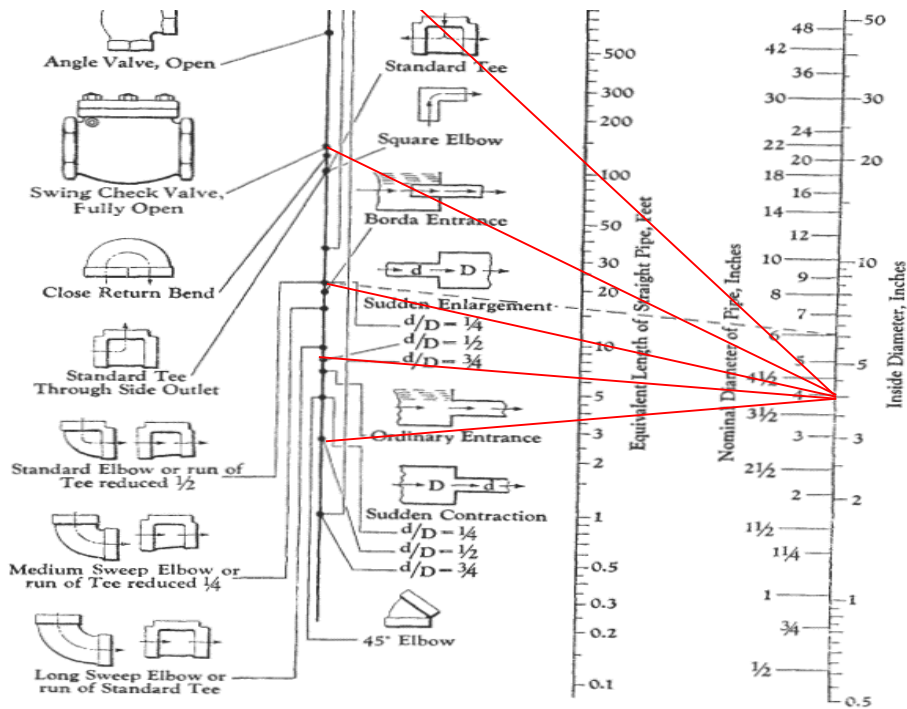


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., *Technical Paper #409*, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - Hf + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\text{Rapat berat } (\gamma) = \rho \times g$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= 1023,01 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,5274 \text{ N/m}^3$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10025,5274 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(0,86 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0374 \text{ m}$$

c. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 4 - -4$$

$$= 8 \text{ m}$$

d. Friction Head

$$H_f = \frac{f (L + \sum L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$= \frac{0,02 (88,8) 0,86^2}{2 \times 9,8 \times 0,10}$$

$$= 0,6456 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$H_{\text{man}} = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= 8,68 \text{ m}$$

$$= 28,654 \text{ ft}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$ns = \frac{n \sqrt{Q}}{h_{\text{man}}^{0,75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 1500 rpm

$$= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60}$$

$$= 157 \text{ rad/s}$$

Faktor *slip* = 0,05

n = kec putar x (1 - faktor slip)

$$= 157 \times (1 - 0,05)$$

$$= 149,15 \text{ rad/s}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149,2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00702^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{8,68^{0,75}}$$

$$N_s = 2,5 \text{ rad}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$\text{NPSH}_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - \text{Hsl}$$

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,042 \text{ atm} = 0,04256 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = -4 \text{ m}$$

$$\gamma = \text{Rapat berat} = 10025,5 \text{ N/m}^3$$

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	4	1	4	1,2
<i>Standart elbow</i>	6	1	6	1,8
Total			10	3,0

$$L = 10 \text{ m}$$

$$f = \text{Friction Factor} = 0,01986$$

$$L + \text{Le} = \text{Panjang pipa total} = 13,0 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairar} = 0,85637 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{ID} = 0,1023 \text{ m}$$

$$\text{hsl} = \text{Friction loss daerah hisap}$$

$$\text{hsl} = \frac{f \times (L + \text{Le}) \times V^2}{2 \times g \times \text{ID}}$$

$$\begin{aligned} \text{hsl} &= \frac{0,02 \times 13,05 \times 0,86^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\ &= 0,0948 \text{ m} \\ &= 9,4835 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_a &= -4 + \frac{(1,01 - 0,0426)}{10025,5} - 0,0948 \\ &= 5,5874 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,42 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1500}{1200} \right)^{0,8} \times 0,42^{0,667} \\ &= 0,6715 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m³/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m³)

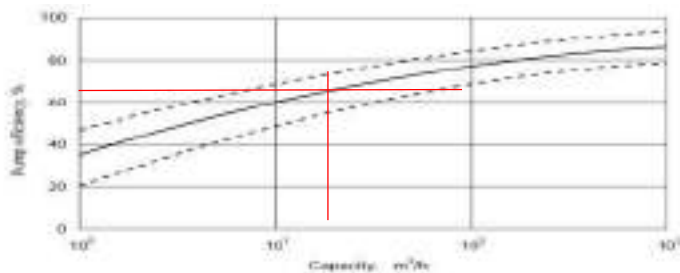


Figure 10.62. Efficiency of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 67 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0070 \times 8,6830 \times 10025,5}{0,67} \\ &= 911,666 \text{ watt} \\ &= 1,22 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521

dengan nilai BH 1.22 Hp. didapat :



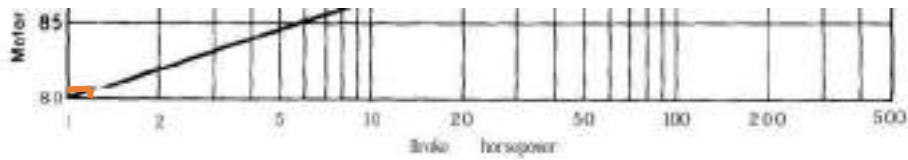


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 81 %

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{1,22}{0,81} \\ &= 1,51 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*³⁷ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 1,5 Hp

KESIMPULAN

(PU-02)

Tugas : Mengalirkan air dari bak pengendap awal menuju ke bak pencampur cepat

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303 K

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 4 in

OD = 4,500 in

Sch no = 40

ID = 4,026 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0070 m³/s

Head pompa = 28,654 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 1,5 hp

NPSH

NPSH tersedia = 5,5874 m

NPSH diperlukan = 0,6715 m

Pompa Utilitas (PU-03)

Tugas : Mengalirkan air dari flokulator menuju ke klarifier

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panjang Pipa Lurus = 30 m

Elevasi, z_1 = 0 m (posisi suction head)

Elevasi, z_2 = 8 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : pipa output flokulator

- Tinggi *Suction Head* = 0 m

- Tekanan, P_1 = 1 atm = 1,01 bar

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk klarifier

- Tinggi *Discharge Head* = 8 m

- Tekanan, P_2 = 1 atm = 1,01 bar

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{25841,41 \text{ kg/jam}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 25,260 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00702 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 14,8675 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,25 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 111,217 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (m)

Q : Kecepatan Volume Fluida (m^3/s)

ρ : Densitas Fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 0,4 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 0,4 \times 0,00702^{0,45} \times 1023,013^{0,13} \\
 &= 0,11 \text{ m} \\
 &= 4,16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.108	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.6		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Normal Pipe Size, Nps = 4 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 4,50

Inside Diameter, ID = 4,026 in = 0,10226 m

Flow Area per pipe = 12,7 in² = 0,00819 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00702 \text{ m}^3/\text{s}}{0,01 \text{ m}^2} = 0,85637 \text{ m/s}$$

Viskositas : Suhu, = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu_l &= 0,818 \text{ cP} \\ &= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00055 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu_l} \\ &= \frac{1023 \times 0,86 \times 0,1}{0,0008} \\ &= 109561 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±50
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Iron	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran Pipa} &= 0,00015 \text{ ft} \\ &= 0,00005 \text{ m} \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif :

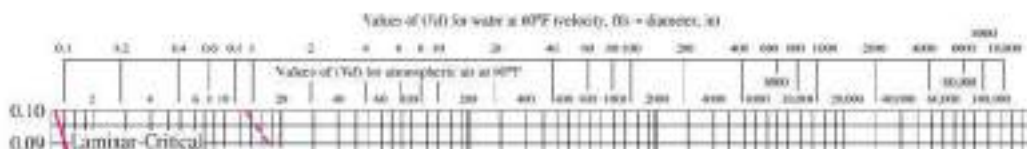
$$\frac{\epsilon/ID}{0,10226 \text{ m}} = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,10226 \text{ m}} = 0,00045$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $\epsilon/ID = 0,00045$

$$Re = 109561$$



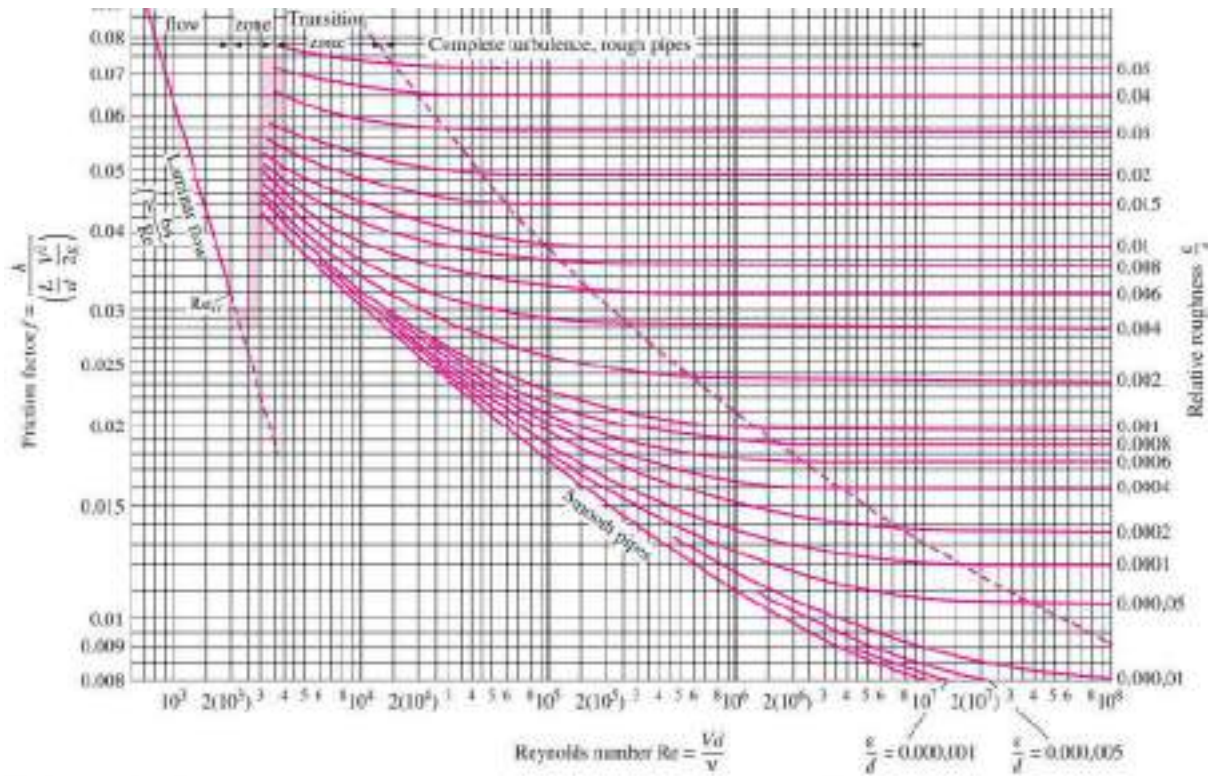


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$$f = 0,01986$$

(White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekuivalen (L_e) dan Panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣL_e	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	10	1	10	3,0
<i>Sudden constriction</i>	4	1	4	1,2
<i>Check valve</i>	25	1	25	7,6
<i>Globe valve, open</i>	120	1	120	37
<i>Standart elbow</i>	6	4	24	7,3
Total				55,8

$$\Sigma L_e = 55,8 \text{ m}$$

$$\Sigma L_e + L = 85,78 \text{ m}$$

$$= 281,425 \text{ ft}$$



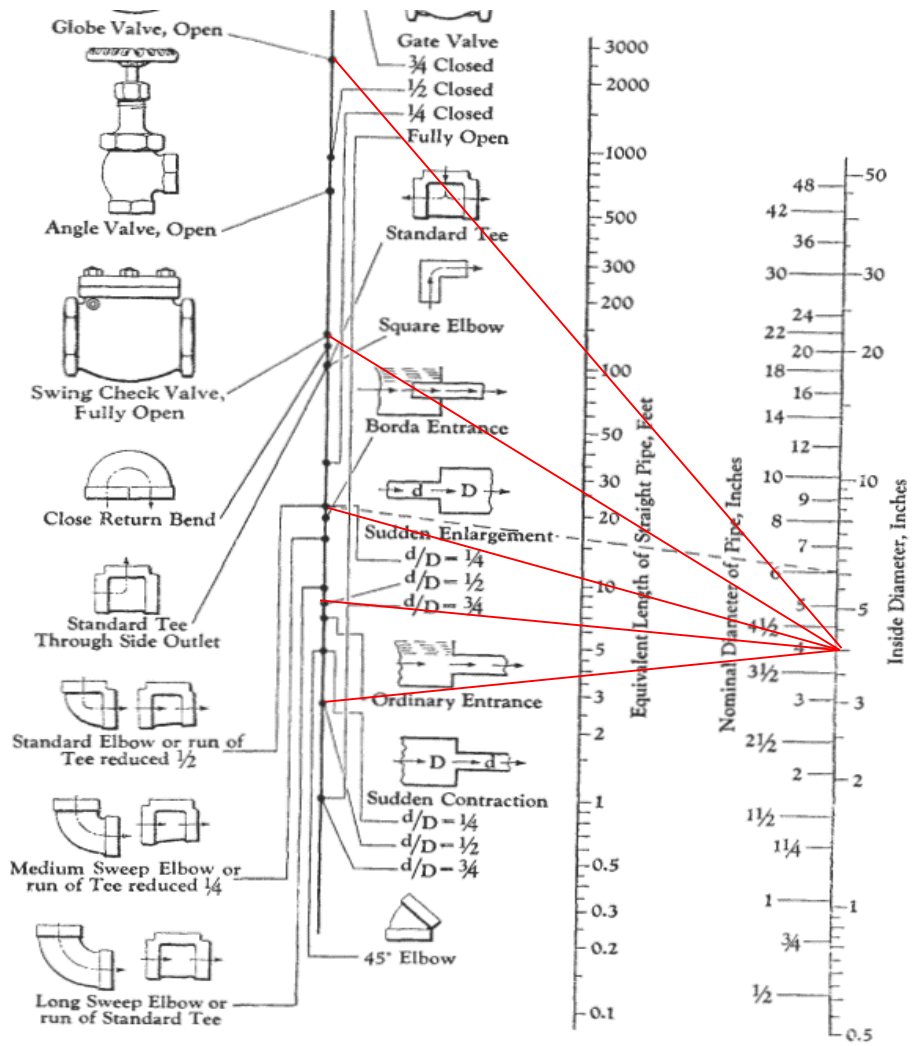


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\text{Rapat berat } (\gamma) = \rho \times g$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= 1023,01 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,5274 \text{ N/m}^3$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10025,5274 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{(0,86 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 0,0374 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 8 - 0 \\ &= 8 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,02 (85,8) 0,86^2}{2 \times 9,8 \times 0,10} \\ &= 0,6235 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 8,66 \text{ m} = 28,5809 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q}}{H_{\text{man}}^{0,75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\ &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 157 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Faktor slip} &= 0,05 \\
&= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\
&= 157 \times (1 - 0,05) \\
&= 149,15 \text{ rad/s}
\end{aligned}$$

Maka,

$$Ns = \frac{149 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00702^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{8,66^{0,75}}$$

$$Ns = 2,5 \text{ rad}$$

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$NPSHa = S + (Pa - Pvp)/\gamma - Hsl$$

$$Pa = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar}$$

$$Pvp = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,042 \text{ atm} = 0,04256 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 0 \text{ m}$$

$$\gamma = \text{Rapat berat} = 10025,5 \text{ N/m}^3$$

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	4	1	4	1,2
<i>Standart elbow</i>	6	1	6	1,8
Total			10	3,0

$$L = 10 \text{ m}$$

$$f = \text{Friction Factor} = 0,01986$$

$$L+Le = \text{Panjang pipa total} = 13,0 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairar} = 0,85637 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,1023 \text{ m}$$

$$hsl = \text{Friction loss daerah hisap}$$

$$hsl = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned}
hsl &= \frac{0,02 \times 13,05 \times 0,86^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\
&= 0,0948 \text{ m} \\
&= 9,4835 \text{ cm}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_a &= 0 + \frac{(1,01 - 0,0426)}{10025,5} - 0,0948 \\ &= 9,5874 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,42 m³/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \left(\frac{1500}{1200}\right)^{0,8} \times 0,421^{0,667} \\ &= 0,6715 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSH_a) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m³/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m³)

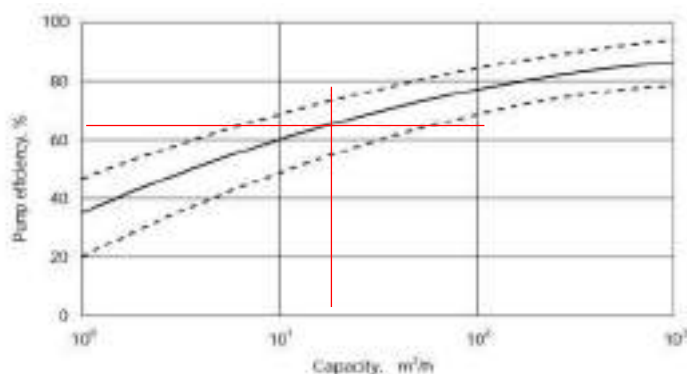


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 66 %

$$\text{BHP} = \frac{0,0070 \times 8,6609 \times 10025,5}{0,66}$$

$$= 923,118 \text{ watt}$$

$$= 1,24 \text{ Hp}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 1,24 Hp, didapat :

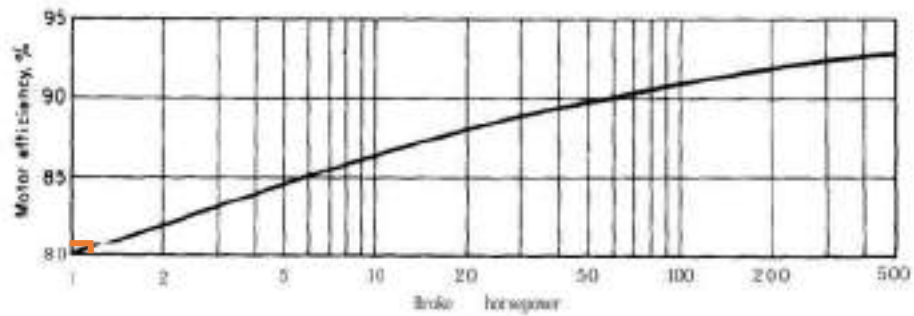


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 81 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{1,24}{0,81} \\ &= 1,53 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 1,5 Hp

KESIMPULAN

(PU-03)

Tugas : Mengalirkan air dari flokulator menuju ke klarifier

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303 K

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 4 in

OD = 4,500 in

Sch no = 40

ID = 4,026 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0070 m³/s

Head pompa = 28,5809 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 1,5 hp

NPSH

NPSH tersedia = 9,5874 m

NPSH diperlukan = 0,6715 m

Pompa Utilitas (PU-04)

Tugas : Mengalirkan air dari klarifier menuju ke sand filter

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panjang Pipa Lurus = 30 m

Elevasi, z_1 = 1 m (posisi suction head)

Elevasi, z_2 = 2 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : pipa output klarifier

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P_1 = 1 atm = 1,01 bar

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk sand filter

- Tinggi *Discharge Head* = 2 m
- Tekanan, P_2 = 1 atm = 1,01 bar

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{24150,85 \text{ kg/jam}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 23,608 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00656 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 13,8949 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,23 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 103,941 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui Diopt : Diameter Pipa Optimum (m)

Ql : Kecepatan Volume Fluida (m^3/s)

ρl : Densitas Fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 0,4 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,00656^{0,45} \times 1023,013^{0,13} \\ &= 0,1 \text{ m} \\ &= 4,04 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Normal Pipe Size, Nps = 4 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 4,50

Inside Diameter, ID = 4,026 in = 0,10226 m

Flow Area per pipe = 12,7 in² = 0,00819 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00656 \text{ m}^3/\text{s}}{0,01 \text{ m}^2} = 0,80035 \text{ m/s} = 48 \text{ m/min}$$

Viskositas : Suhu, = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu_l &= 0,818 \text{ cP} \\ &= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00055 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu_l} \\ &= \frac{1023 \times 0,8 \times 0,1}{0,0008} \\ &= 102393 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±50
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
Iron	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran Pipa} &= 0,00015 \text{ ft} \\ &= 0,00005 \text{ m} \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,10226 \text{ m}} = 0,00045$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $\epsilon/ID = 0,00045$

$$Re = 102393$$



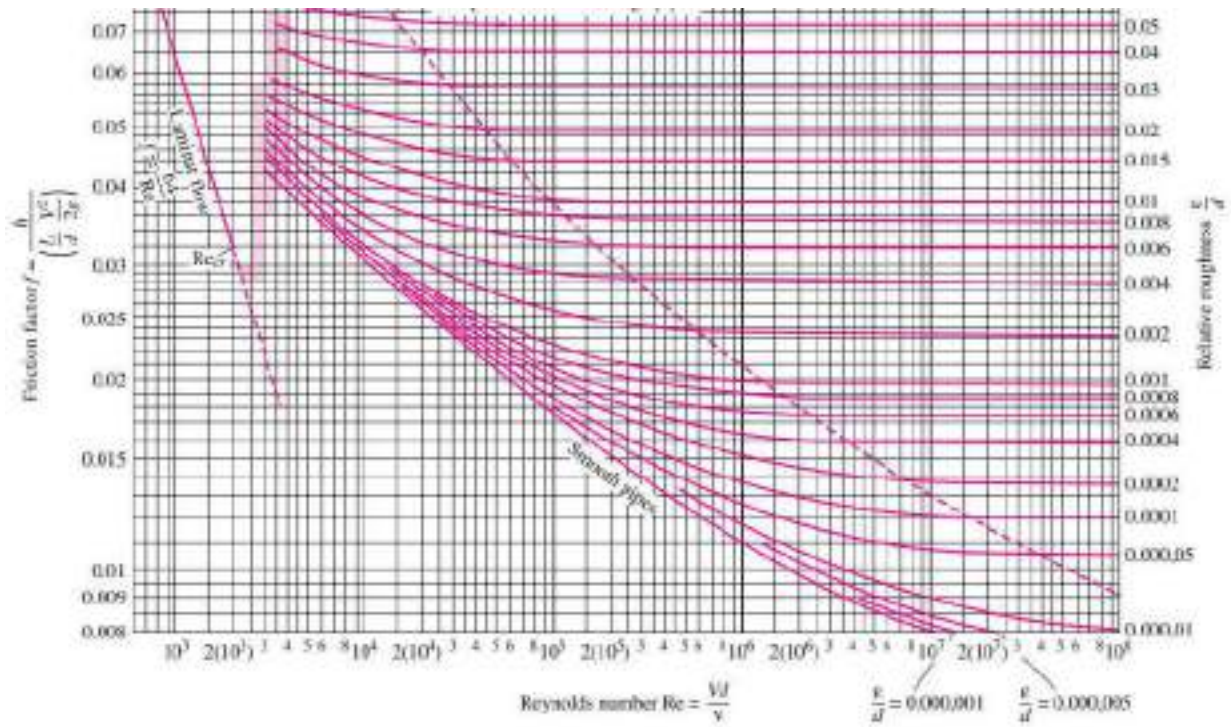


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,02004$ (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

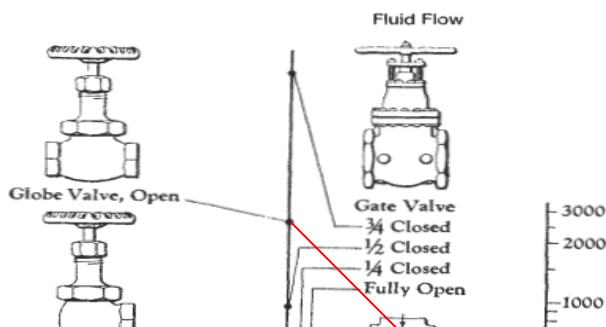
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	10	1	10	3,0
<i>Sudden constriction</i>	4	1	4	1,2
<i>Check valve</i>	25	2	50	15,2
<i>Globe valve, open</i>	120	1	120	37
<i>Standart elbow</i>	6	4	24	7,3
Total				63,4

$\Sigma Le = 63,4 \text{ m}$

$\Sigma Le + L = 93,40 \text{ m}$

$= 306,425 \text{ ft}$



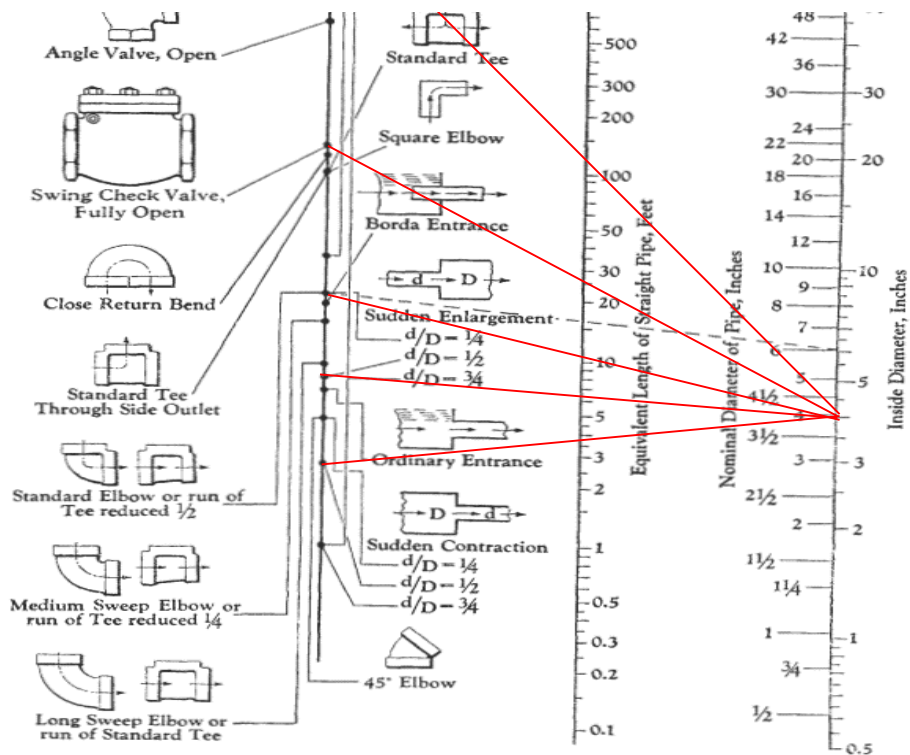


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., *Technical Paper #409*, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10025,5274 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Rapat berat (γ) = $\rho \times g$

$$= 1023,01 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,5274 \text{ N/m}^3$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g}$$

$$= \frac{(0,8 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0327 \text{ m}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 2 - 1 \\ &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,02 (93,4) 0,8^2}{2 \times 9,8 \times 0,10} \\ &= 0,5983 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 1,63 \text{ m} \\ &= 5,3822 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q}}{h_{\text{man}}^{0,75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 1500 rpm

$$\begin{aligned} &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 157 \text{ rad/s} \\ \text{Faktor slip} &= 0,05 \\ n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 157 \times (1 - 0,05) \\ &= 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149,2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00656^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{1,63^{0,75}}$$

$$N_s = 8,4 \text{ rad}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$\text{NPSHa} = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - h_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,042 \text{ atm} = 0,04256 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 0 \text{ m}$$

$$\gamma = \text{Rapat berat} = 10025,5 \text{ N/m}^3$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma \text{ Le}$	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	4	1	4	1,2
<i>Standart elbow</i>	6	1	6	1,8
Total			10	3,0

$$L = 10 \text{ m}$$

$$f = \text{Friction Factor} = 0,02004$$

$$L+Le = \text{Panjang pipa total} = 13,0 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairar} = 0,80035 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,1023 \text{ m}$$

$h_{sl} = \text{Friction loss daerah hisap}$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$h_{sl} = \frac{0,02 \times 13,05 \times 0,8^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023}$$

$$= 0,0836 \text{ m}$$

$$= 8,3582 \text{ cm}$$

$$\text{NPSHa} = 0 + \frac{(1,01 - 0,0426)}{10025,5} - 0,0836$$

$$= 9,5986 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/mer = 0,39 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1500}{1200}\right)^{0,8} \times 0,39^{0,667} \\ &= 0,6419 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSH_a) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m³/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m³)

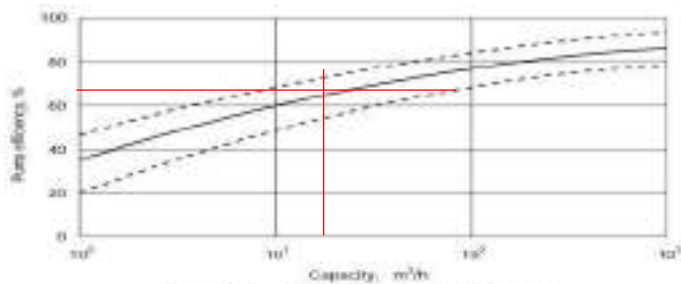


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 62 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0066 \times 1,6310 \times 10025,5}{0,62} \\ &= 172,946 \text{ watt} \\ &= 0,23 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 0,23 Hp, didapat :

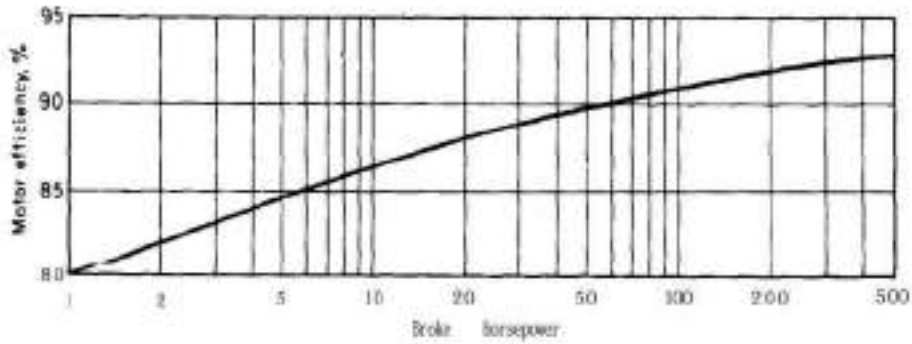


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 80 %

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,23}{0,8} \\ &= 0,29 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

<p><i>Horsepower Ratings.</i>³⁷ Standard NEMA ratings for induction motors are</p> <p>General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.</p> <p>Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.</p>

Dipilih daya standar : 0,5 Hp

KESIMPULAN

(PU-04)

Tugas : Mengalirkan air dari klarifier menuju ke sand filter

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303 K

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 4 in

OD = 4,500 in

Sch no = 40

ID = 4,026 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0066 m³/s

Head pompa = 5,3822 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 0,5 hp

NPSH

NPSH tersedia = 9,5986 m

NPSH diperlukan = 0,6419 m

Pompa Utilitas (PU-05)

Tugas : Mengalirkan air dari sand filter menuju bak air bersih

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panjang Pipa Lurus = 30 m

Elevasi, z_1 = 1 m (posisi suction head)

Elevasi, z_2 = 2 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : pipa output klarifier

- Tinggi *Suction Head* = 1 m

- Tekanan, P_1 = 1 atm = 1,01 bar

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk sand filter

- Tinggi *Discharge Head* = 2 m

- Tekanan, P_2 = 1 atm = 1,01 bar

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{23000,81 \text{ kg/jam}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 22,483 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00625 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 13,2332 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,22 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 98,9915 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (m)

Q_1 : Kecepatan Volume Fluida (m^3/s)

ρ_l : Densitas Fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 0,4 \times Q_1^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\
 &= 0,4 \times 0,00625^{0,45} \times 1023,013^{0,13} \\
 &= 0,1 \text{ m} \\
 &= 3,95 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.108	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036			
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072			
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.428	0.141			
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235			
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432			
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718			
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28			
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76			
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95			
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23			
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61			
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5			
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1			
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7			

Normal Pipe Size, Nps = 4 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 4,50

Inside Diameter, ID = 4,026 in = 0,10226 m

Flow Area per pipe = 12,7 in² = 0,00819 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00625 \text{ m}^3/s}{0,01 \text{ m}^2} = 0,76223 \text{ m/s} = 45,7 \text{ m/min}$$

Viskositas : Suhu, = 303 K

Viskositas fluida :

μ_l = 0,818 cP

$$= 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,00055 \text{ lb/ft.s}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l}$$

$$= \frac{1023 \times 0,76 \times 0,1}{0,0008}$$

$$= 97517,6 \text{ (Turbulence)}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ ft	ϵ mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
Iron	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.00033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\text{Kekasaran Pipa} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$= 0,00005 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

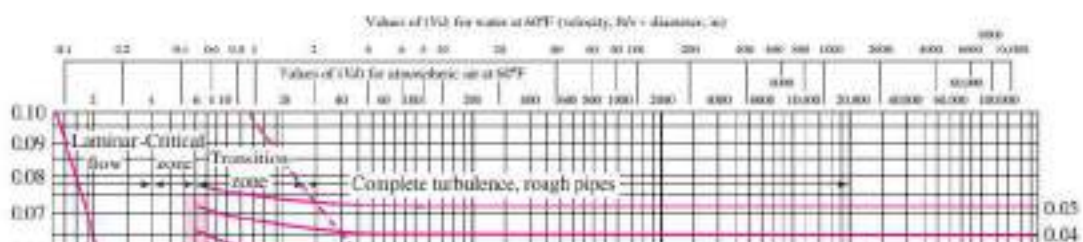
$$\frac{\epsilon/ID}{0,10226 \text{ m}} = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,10226 \text{ m}} = 0,00045$$

Faktor Friksi *Darcy*:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $\epsilon/ID = 0,00045$

$$Re = 97517,6$$



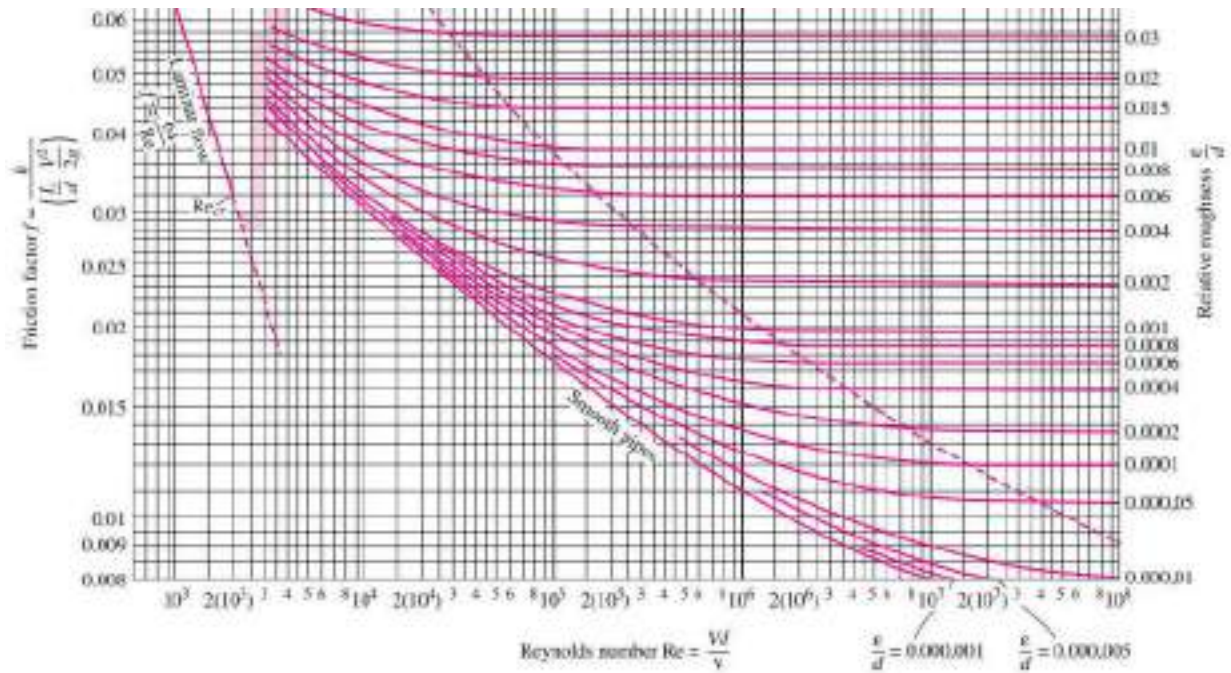


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$$f = 0,02018$$

(White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekuivalen (L_e) dan Panjang pipa (L)

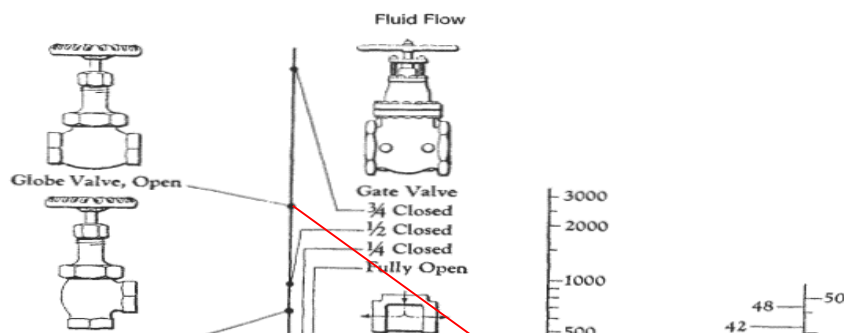
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣL_e	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	10	1	10	3,0
<i>Sudden constriction</i>	4	1	4	1,2
<i>Check valve</i>	25	2	50	15,2
<i>Globe valve, open</i>	120	1	120	37
<i>Standart elbow</i>	6	4	24	7,3
Total				63,4

$$\Sigma L_e = 63,4 \text{ m}$$

$$\Sigma L_e + L = 93,40 \text{ m}$$

$$= 306,425 \text{ ft}$$



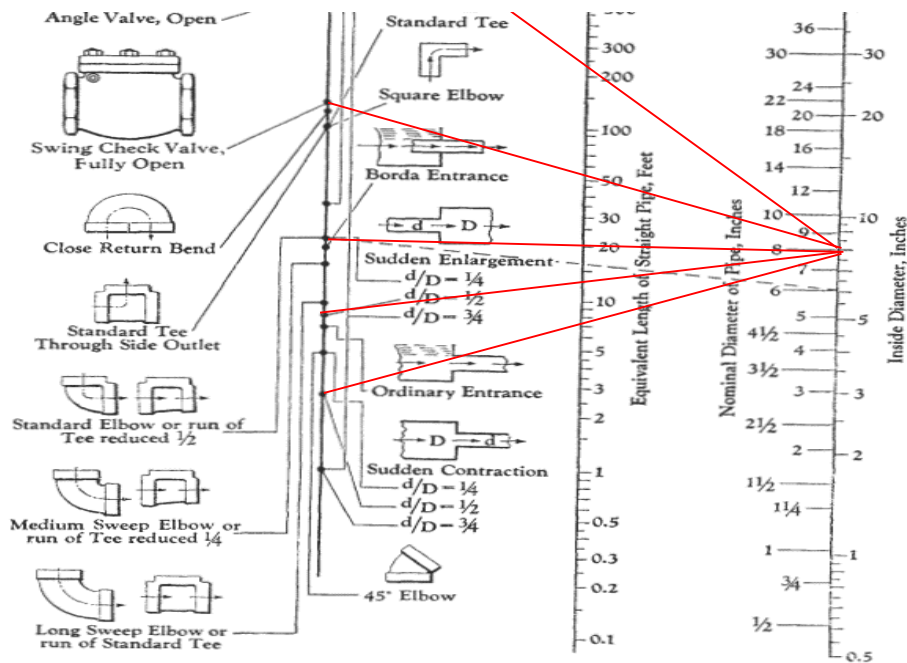


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., *Technical Paper #409*, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10025,5274 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Rapat berat (γ) = $\rho \times g$

$$= 1023,01 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,5274 \text{ N/m}^3$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g}$$

$$= \frac{(0,76 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0296 \text{ m}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
H_s &= z_2 - z_1 \\
&= 2 - 1 \\
&= 1 \text{ m}
\end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned}
H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
&= \frac{0,02 (93,4) 0,76^2}{2 \times 9,8 \times 0,10} \\
&= 0,5463 \text{ m}
\end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
&= 1,58 \text{ m} \\
&= 5,20057 \text{ ft}
\end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q}}{h_{\text{man}}^{0,75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 1500 rpm

$$= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60}$$

$$= 157 \text{ rad/s}$$

Faktor *slip* = 0,05

n = kec putar x (1 - faktor slip)

$$= 157 \times (1 - 0,05)$$

$$= 149,15 \text{ rad/s}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149,2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00625^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{1,58^{0,75}}$$

$$N_s = 8,4 \text{ rad}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$\text{NPSH}_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - h_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,042 \text{ atm} = 0,04256 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 0 \text{ m}$$

$$\gamma = \text{Rapat berat} = 10025,5 \text{ N/m}^3$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	4	1	4	1,2
<i>Standart elbow</i>	6	1	6	1,8
Total			10	3,0

$$L = 10 \text{ m}$$

$$f = \text{Friction Factor} = 0,02018$$

$$L+L_e = \text{Panjang pipa total} = 13,0 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairar} = 0,76223 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,1023 \text{ m}$$

$$h_{sl} = \text{Friction loss daerah hisap}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + L_e) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$h_{sl} = \frac{0,02 \times 13,05 \times 0,76^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023}$$

$$= 0,0763 \text{ m}$$

$$= 7,6318 \text{ cm}$$

$$\text{NPSH}_a = 0 + \frac{(1,01 - 0,0426)}{10025,5} - 0,0763$$

$$= 9,6059 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,37 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1500}{1200}\right)^{0,8} \times 0,37^{0,667} \\ &= 0,6213 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSH_a) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m³/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m³)

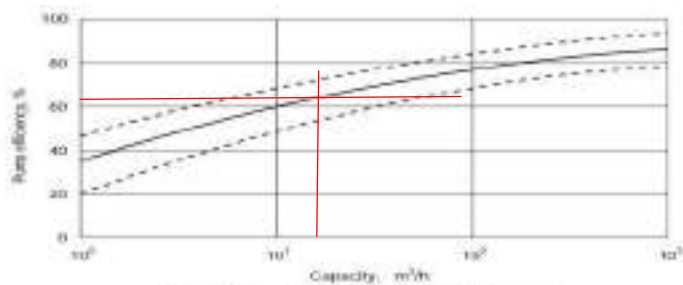


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 61 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0062 \times 1,5759 \times 10025,5}{0,61} \\ &= 161,761 \text{ watt} \\ &= 0,22 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 0,22 Hp, didapat :

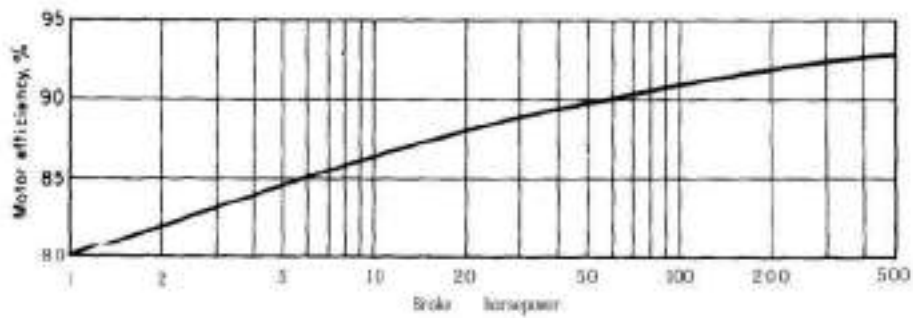


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 80 %

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,22}{0,8} \\ &= 0,27 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar: 0,5 Hp

KESIMPULAN

(PU-05)

Tugas : Mengalirkan air dari sand filter menuju bak air bersih

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303 K

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 4 in

OD = 4,50 in

Sch no = 40

ID = 4,026 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0062 m³/s

Head pompa = 5,20057 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 0,5 hp

NPSH

NPSH tersedia = 9,6059 m

NPSH diperlukan = 0,6213 m

Pompa Utilitas (PU-06)

Tugas : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air minum, Cooling Tower dan Ion Excl

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panjang Pipa Lurus = 48 m

Elevasi, z_1 = 0 m (posisi suction head)

Elevasi, z_2 = 14 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Menghitung data densitas (ρ) :

Komponen	a	b	n	tc
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Rumus untuk menghitung densitas :

$$a \times b^{\frac{(1-T)^n}{Tc}}$$

sehingga :

Komponen	a	b	n	tc	g/cm ³	kg/m ³
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1,02301299	1023,01299

Menghitung data viskositas (μ) :

Komponen	a	b	c	d
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,263E-05

Rumus untuk menghitung viskositas :

$$a + \frac{b}{T} + cT + dT^2$$

sehingga :

Komponen	a	b	c	d	T (K)	μ (cP)
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,263E-05	303	0,81769644

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Output Bak air bersih

- Tinggi *Suction Head* = 0 m
- Tekanan, P1 = 1 atm = 1,01 bar

Titik 2, *Discharge* : Input bak air kantor dan Air Rumah Tangga

- Tinggi *Discharge Head* = 14 m
- Tekanan, P2 = 1 atm = 1,01 bar

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{21905,53 \text{ kg/jam}}{1023,01299 \text{ kg/m}^3} \\ &= 21,41 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00595 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 12,6031 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,21 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 94,2776 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (m)

Q_l : Kecepatan Volume Fluida (m^3/s)

ρ_l : Densitas Fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0,4 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,00595^{0,45} \times 1023,01299^{0,13} \\ &= 0,098 \text{ m} = 3,863 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/4	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.324	0.104	0.141	0.095	0.42

¼	0.540	40* 80†	0.364 0.302	0.104 0.072	0.141	0.095 0.079	0.45 0.54
⅜	0.675	40* 80†	0.493 0.423	0.192 0.141	0.177	0.129 0.111	0.57 0.74
½	0.840	40* 80†	0.622 0.546	0.304 0.235	0.220	0.163 0.143	0.85 1.09
¾	1.05	40* 80†	0.824 0.742	0.534 0.432	0.275	0.216 0.194	1.13 1.48
1	1.32	40* 80†	1.049 0.957	0.864 0.718	0.344	0.274 0.250	1.68 2.17
1¼	1.66	40* 80†	1.380 1.278	1.50 1.28	0.435	0.362 0.335	2.28 3.00
1½	1.90	40* 80†	1.610 1.500	2.04 1.76	0.498	0.422 0.393	2.72 3.64
2	2.38	40* 80†	2.067 1.939	3.35 2.95	0.622	0.542 0.508	3.66 5.03
2½	2.88	40* 80†	2.469 2.323	4.79 4.23	0.753	0.647 0.609	5.80 7.67
3	3.50	40* 80†	3.068 2.900	7.38 6.61	0.917	0.804 0.760	7.58 10.3
4	4.50	40* 80†	4.026 3.826	12.7 11.5	1.178	1.055 1.000	10.8 15.0
6	6.625	40* 80†	6.065 5.761	28.9 26.1	1.734	1.590 1.510	19.0 28.6
8	8.625	40* 80†	7.981 7.625	50.0 45.7	2.258	2.090 2.000	28.6 43.4

Normal Pipe Size, Nps = 4 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 4,50

Inside Diameter, ID = 4,026 in = 0,10226 m

Flow Area per pipe = 12,7 in² = 0,00819 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00595 \text{ m}^3/\text{s}}{0,008 \text{ m}^2} = 0,72594 \text{ m/s} = 43,56 \text{ m/mnt}$$

Viskositas : Suhu, ' = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu_l &= 0,818 \text{ cP} \\ &= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00055 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{1023 \times 0,726 \times 0,1}{0,0008} \\ &= 92874,3 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000087	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.0085	0.26	±50
	Wrought, new	0.0015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.00005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.0013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.00013	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran Pipa = 0,00015 ft
 = 0,00005 m

Kekasaran Relatif :

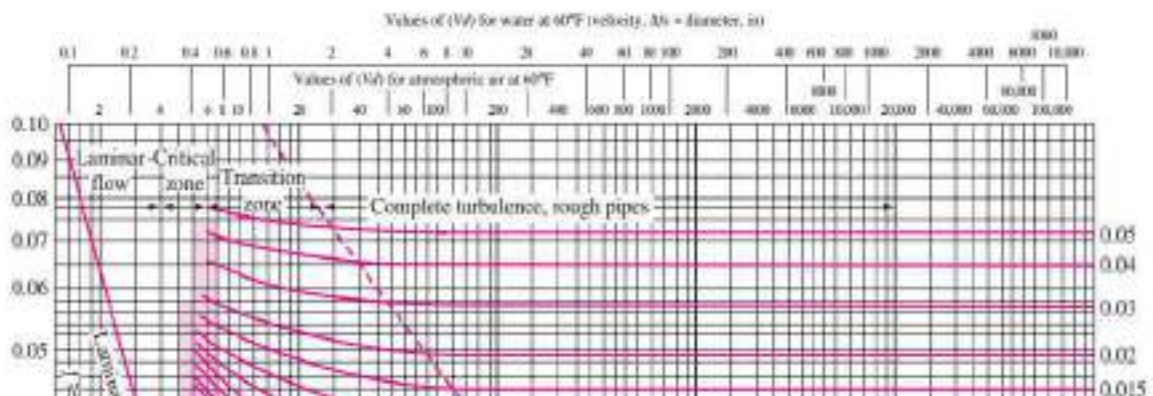
$$\frac{e}{ID} = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,10226 \text{ m}} = 0,00045$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/ID = 0,00045$

$Re = 92874,3$



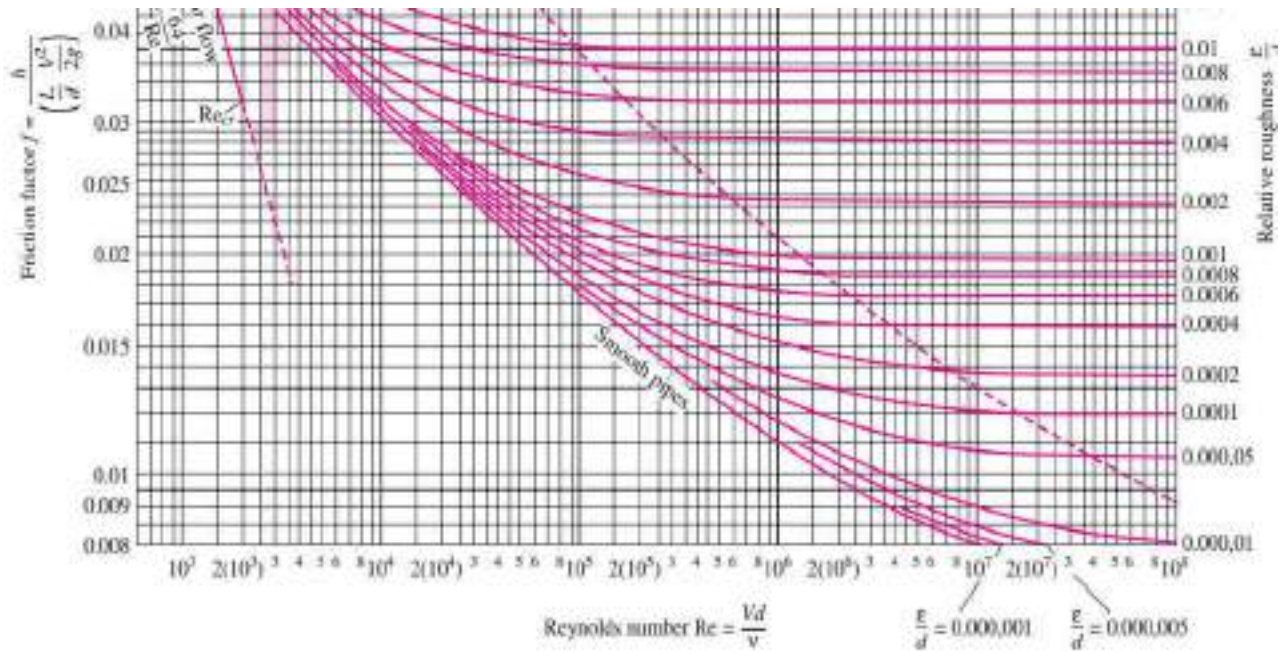


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$$f = 0,02032$$

(White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekuivalen (L_e) dan Panjang pipa (L)

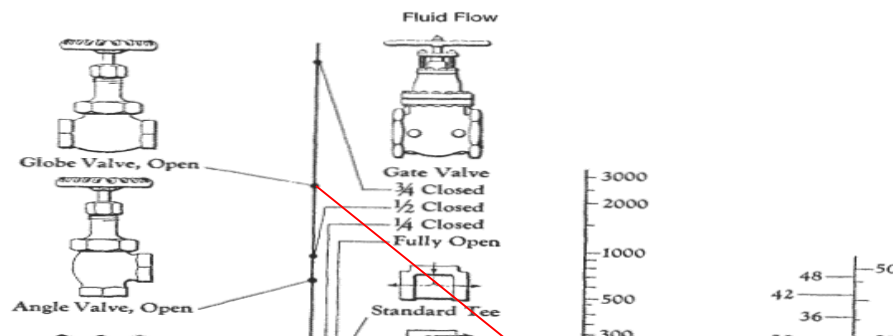
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣL_e	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	10	1	10	3,0
<i>Sudden constriction</i>	4	1	4	1,2
<i>Check valve</i>	25	2	50	15,2
<i>Globe valve, open</i>	120	1	120	37
<i>Standart elbow</i>	6	4	24	7,3
Total				63,4

$$\Sigma L_e = 63,4 \text{ m}$$

$$\Sigma L_e + L = 111,40 \text{ m}$$

$$= 365,48 \text{ ft}$$



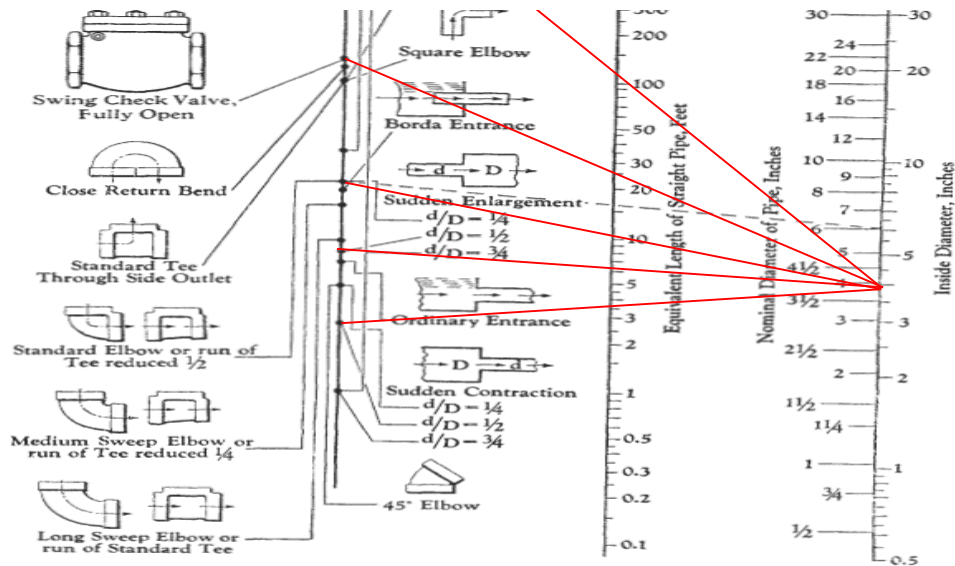


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., *Technical Paper #409*, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\text{Rapat berat } (\gamma) = \rho \times g$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= 1023,01 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,5273 \text{ N/m}^3$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10025,5273 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g}$$

$$= \frac{(0,726 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0269 \text{ m}$$

c. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 14 - 0$$

$$= 14 \text{ m}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,02 (111,4) 0,726^2}{2 \times 9,8 \times 0,10} \\ &= 0,5950 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 14,62 \text{ m} \\ &= 48,2523 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$ns = \frac{n \sqrt{Q}}{h_{\text{man}}^{0,75}}$$

(Ludwig, E.E, vol.3)

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\ &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 157 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor slip} = 0,05$$

$$\begin{aligned} n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 157 \times (1 - 0,05) \\ &= 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149,2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00595^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{14,62^{0,75}}$$

$$N_s = 1,5 \text{ rad}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - H_{sl}$$

$$\begin{aligned} P_a &= \text{Tekanan Operasi} &= & 1 \text{ atm} &= & 1,013 \text{ bar} \\ P_{vp} &= \text{Tekanan Uap Murni} &= & 0,04157 \text{ atm} &= & 0,04212 \text{ bar} \\ S &= \text{Suction Head} &= & 1 \text{ m} \\ \gamma &= \text{Rapat berat} &= & 10025,5 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	4	1	4	1,2
<i>Standart elbow</i>	6	1	6	1,8
Total			10	3,0

$$\begin{aligned} L &= 10 \text{ m} \\ f &= \text{Friction Factor} &= & 0,02032 \\ L+Le &= \text{Panjang pipa total} &= & 13,0 \text{ m} \\ v &= \text{Kecepatan aliran cairan} &= & 0,72594 \text{ m/s} \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\ ID &= 0,1023 \text{ m} \end{aligned}$$

h_{sl} = *Friction loss* daerah hisap

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{0,02 \times 13,05 \times 0,726^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\ &= 0,0697 \text{ m} \\ &= 6,9694 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_a &= 1 + \frac{(1,013 - 0,0421)}{10025,5} - 0,0697 \\ &= 10,6169 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,357 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1500}{1200}\right)^{0,8} \times 0,357^{0,667} \\ &= 0,6015 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m³/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m³)

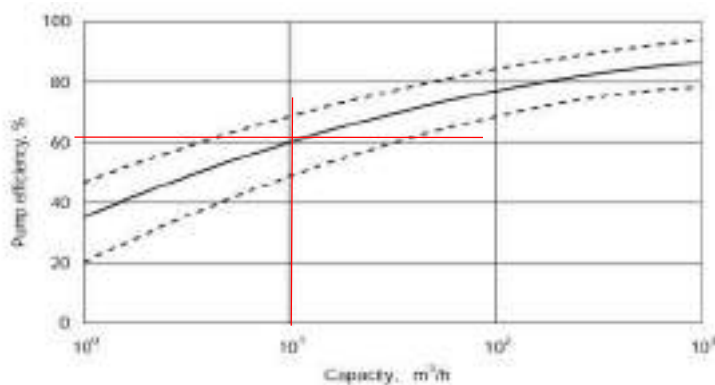


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 63 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0059 \times 14,6219 \times 10025,5}{0,63} \\ &= 1384,02 \text{ watt} \\ &= 1,86 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 1,86 Hp, didapat :

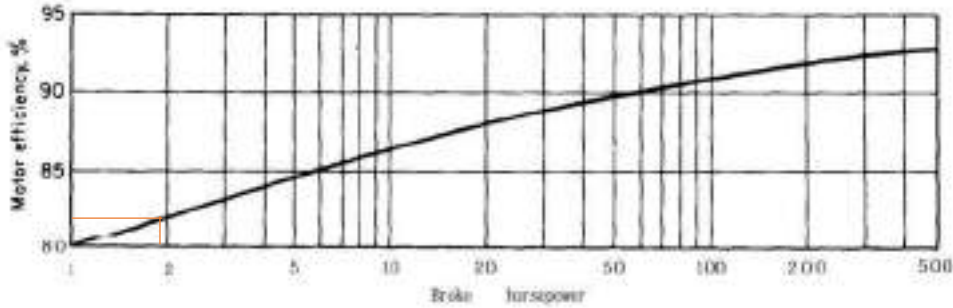


FIGURE 14.38 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 82 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{1,86}{0,82} \\
 &= 2,263 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*⁷¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar 3 Hp

KESIMPULAN

(PU-06)

Tugas : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air minum, Cooling Tower dan Ion Excl

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303

P1 = 1

P2 = 1

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 4 in

OD = 4,500 in

Sch no = 40

ID = 4,026 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0059 m³/s

Head pompa = 48,2523 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 3 hp

NPSH

NPSH tersedia = 10,6169 m

NPSH diperlukan = 0,6015 m

**Pompa Utilitas
(PU-07)**

Tugas : Mengalirkan air dari bak basin cooling tower (CT - 01) melewati media pendingin dan kembali ke bagian atas Cooling Tower.

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panjang Pipa Lurus = 48 m

Elevasi, z1 = 0 m (posisi suction head)

Elevasi, z2 = 9 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Menghitung data densitas (ρ) :

Komponen	a	b	n	tc
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Rumus untuk menghitung densitas :

$$a \times b^{\frac{(1-T)^n}{Tc}}$$

sehingga :

Komponen	a	b	n	tc	g/cm ³	kg/m ³
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1,02301299	1023,01299

Menghitung data viskositas (μ) :

Komponen	a	b	c	d
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,263E-05

Rumus untuk menghitung viskositas :

$$a + \frac{b}{T} + cT + dT^2$$

sehingga :

Komponen	a	b	c	d	T (K)	μ (cP)
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,263E-05	303	0,81769644

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Output bak basin

- Tinggi *Suction Head* = 0 m
- Tekanan, P1 = 1 atm = 1,01 bar

Titik 2, *Discharge* : Input Cooling Tower

- Tinggi *Discharge Head* = 9 m
- Tekanan, P2 = 2 atm = 1,52 bar

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{381129,62 \text{ kg/jam}}{1023,01299 \text{ kg/m}^3} \\ &= 372,56 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,10349 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 219,278 \text{ ft}^3/\text{menit} = 3,655 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1640,32 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (m)

Q_l : Kecepatan Volume Fluida (m^3/s)

ρ_l : Densitas Fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 0,4 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,10349^{0,45} \times 1023,01299^{0,13} \\ &= 0,355 \text{ m} = 13,97 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54

¾	0.675	40* 80†	0.498 0.423	0.192 0.141	0.177	0.129 0.111	0.57 0.74
¾	0.840	40* 80†	0.622 0.546	0.304 0.235	0.220	0.163 0.143	0.85 1.09
¾	1.05	40* 80†	0.824 0.742	0.534 0.432	0.275	0.216 0.194	1.13 1.48
1	1.32	40* 80†	1.049 0.957	0.864 0.718	0.344	0.274 0.250	1.68 2.17
1¼	1.66	40* 80†	1.380 1.278	1.50 1.28	0.435	0.362 0.335	2.28 3.00
1½	1.90	40* 80†	1.610 1.500	2.04 1.76	0.498	0.422 0.393	2.72 3.64
2	2.38	40* 80†	2.067 1.939	3.35 2.95	0.622	0.542 0.508	3.66 5.03
2½	2.88	40* 80†	2.469 2.323	4.79 4.23	0.753	0.647 0.609	5.80 7.67
3	3.50	40* 80†	3.068 2.900	7.38 6.61	0.917	0.804 0.760	7.58 10.3
4	4.50	40* 80†	4.026 3.828	12.7 11.5	1.178	1.055 1.002	10.8 15.0
6	6.625	40* 80†	6.065 5.761	28.9 26.1	1.734	1.590 1.510	19.0 28.6
8	8.625	40* 80†	7.981 7.625	50.0 45.7	2.258	2.090 2.000	28.6 43.4
10	10.75	40* 60	10.02 9.75	78.8 74.6	2.814	2.62 2.55	40.5 54.8
12	12.75	30	12.99	115	3.328	3.17	48.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	20	15.25	188	4.188	4.00	62.8
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.233	6.09	94.7

* Commonly known as standard.

† Commonly known as extra heavy.

‡ Approximately.

Normal Pipe Size, Nps = 14 in
 Schedule Number, Sch = 30
 Outside Diameter, OD = 14,00
 Inside Diameter, ID = 13,25 in = 0,33655 m
 Flow Area per pipe = 138 in² = 0,08903 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,10349 \text{ m}^3/\text{s}}{0,089 \text{ m}^2} = 1,16237 \text{ m/s} = 69,74 \text{ m/mnt}$$

Viskositas : Suhu, T = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu_l &= 0,818 \text{ cP} \\ &= 0,0008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00055 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l}$$

$$= \frac{1023 \times 1,162 \times 0,3}{0,0008}$$

$$= 489419 \text{ (Turbulence)}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371)

Table 6.1 Recommended
Roughness Values for Commercial
Ducts

Material	Condition	e		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±50
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Fluted	0.01	3.0	±70
	Fused	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran Pipa = 0,00015 ft
= 0,00005 m

Kekasaran Relatif :

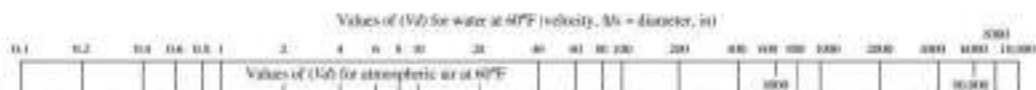
$$e/ID = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,33655 \text{ m}} = 0,00014$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/ID = 0,00014$

$Re = 489419$



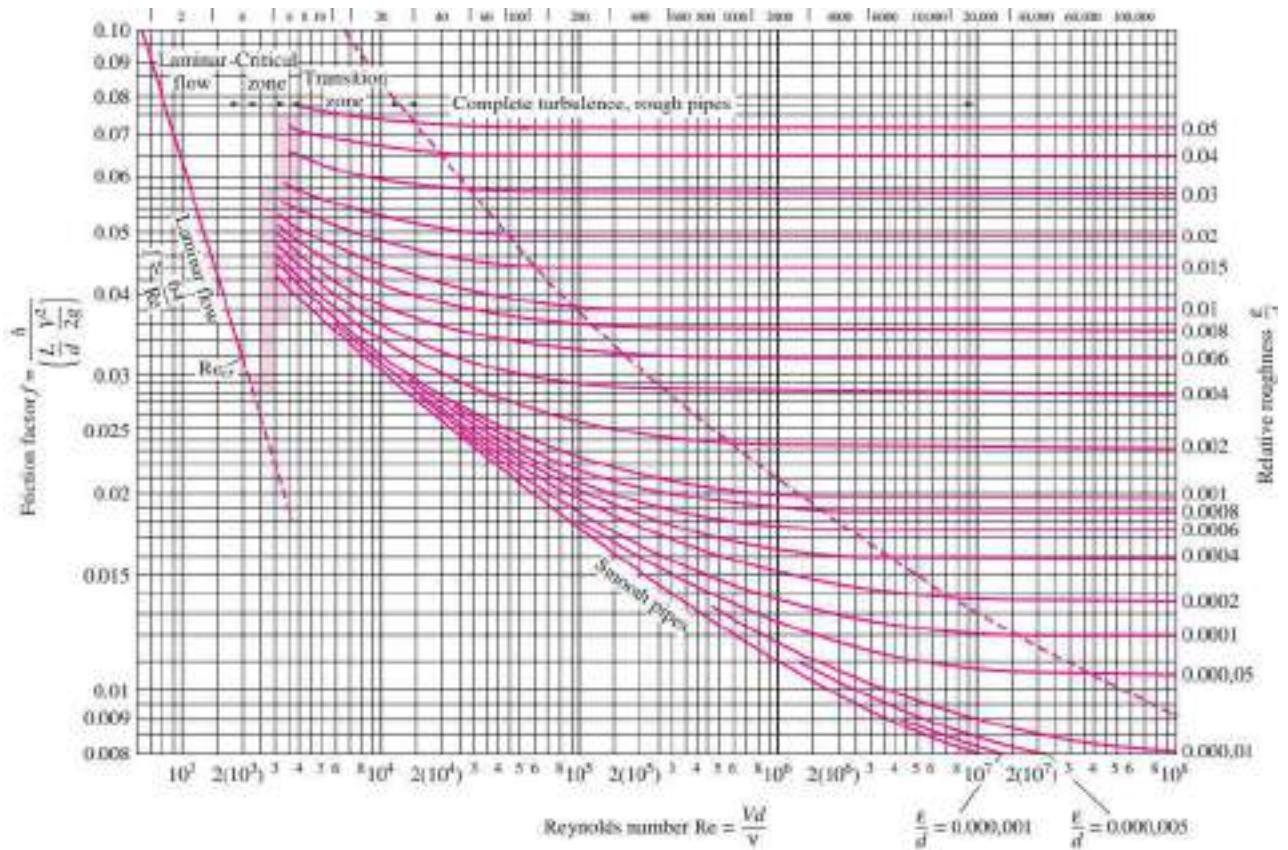


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,01485$ (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	35	1	35	10,7
<i>Sudden constriction</i>	11	1	11	3,4
<i>Check valve</i>	90	2	180	54,9
<i>Globe valve, open</i>	350	1	350	107
<i>Standart elbow</i>	22	4	88	26,8
Total				202,4

$\Sigma Le = 202,4 \text{ m}$
 $\Sigma Le + L = 250,39 \text{ m}$
 $= 821,48 \text{ ft}$



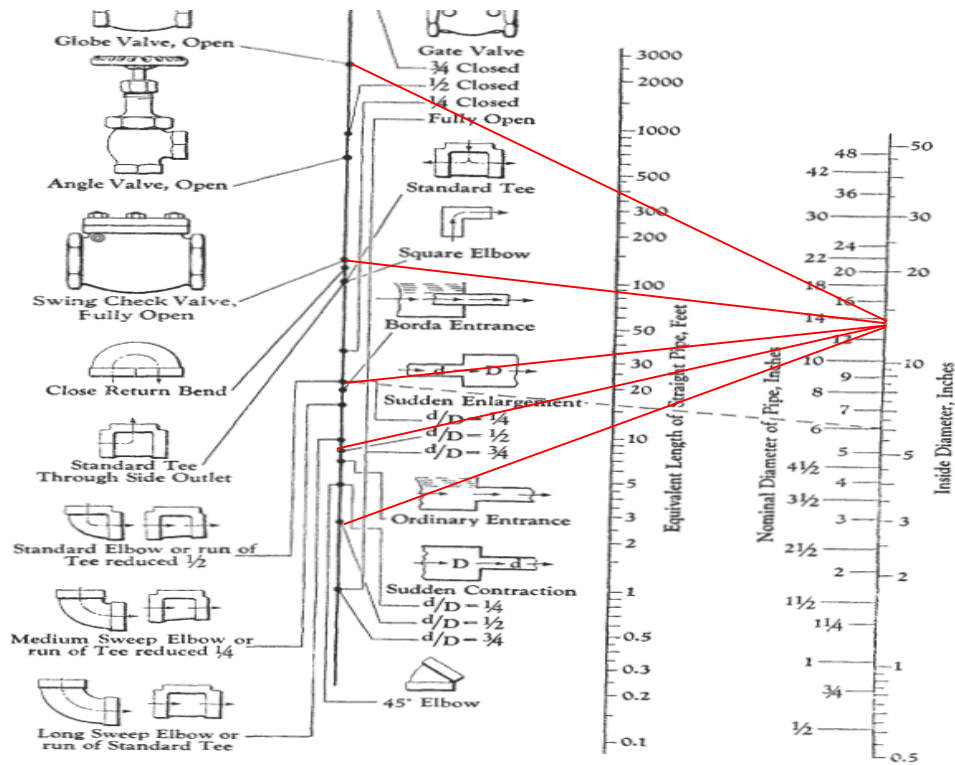


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{(2 - 1) \text{ bar}}{10025,5273 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} = 5 \text{ m}$$

$$\text{Rapat berat } (\gamma) = \rho \times g$$

$$= 1023,01 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 = 10025,5273 \text{ N/m}^3$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(1,162 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0689 \text{ m}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
H_s &= z_2 - z_1 \\
&= 9 - 0 \\
&= 9 \text{ m}
\end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned}
H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot D} \\
&= \frac{0,015 (250,4) 1,162^2}{2 \times 9,8 \times 0,34} \\
&= 0,7614 \text{ m}
\end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
&= 14,82 \text{ m} = 48,8982 \text{ ft}
\end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$ns = \frac{n \sqrt{Q}}{h_{\text{man}}^{0,75}}$$

(Ludwig, E.E, vol.3)

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\
&= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\
&= 157 \text{ rad/s}
\end{aligned}$$

$$\text{Faktor slip} = 0,05$$

$$\begin{aligned}
n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\
&= 157 \times (1 - 0,05) \\
&= 149,15 \text{ rad/s}
\end{aligned}$$

Maka,

$$Ns = \frac{149,2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,10349^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{14,82^{0,75}}$$

$$Ns = 6,4 \text{ rad}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - h_{sl}$$

$$\begin{aligned} P_a &= \text{Tekanan Operasi} &= & 1 \text{ atm} &= & 1,013 \text{ bar} \\ P_{vp} &= \text{Tekanan Uap Murni} &= & 0,04157 \text{ atm} &= & 0,04212 \text{ bar} \\ S &= \text{Suction Head} &= & 1 \text{ m} \\ \gamma &= \text{Rapat berat} &= & 10025,5 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	11	1	11	3,4
<i>Standart elbow</i>	22	1	22	6,7
Total			33	10,1

$$\begin{aligned} L &= 10 \text{ m} \\ f &= \text{Friction Factor} &= & 0,01485 \\ L+Le &= \text{Panjang pipa total} &= & 20,1 \text{ m} \\ v &= \text{Kecepatan aliran cairan} &= & 1,16237 \text{ m/s} \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\ ID &= 0,3366 \text{ m} \\ h_{sl} &= \text{Friction loss daerah hisap} \end{aligned}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{0,015 \times 20,06 \times 1,162^2}{2 \times 9,8 \times 0,3366} \\ &= 0,0610 \text{ m} \\ &= 6,0999 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_a &= 1 + \frac{(1,013 - 0,0421)}{10025,5} - 0,0610 \\ &= 10,6256 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm
 Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 6,209 m³/menit

$$NPSH_R = \left(\frac{1500}{1200} \right)^{0,8} \times 6,209^{0,667}$$

$$= 4,0385 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m³/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m³)

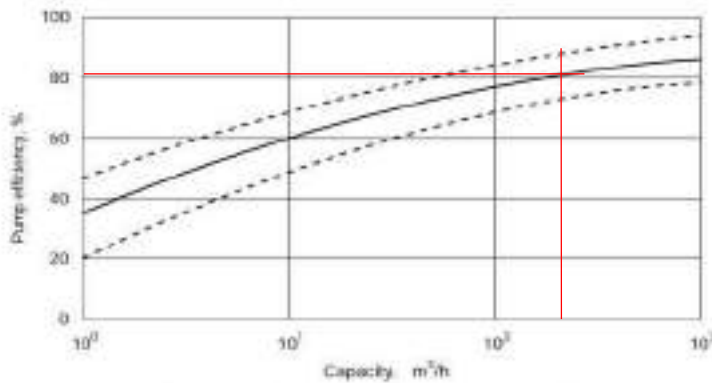


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 81 %

$$BHP = \frac{0,1035 \times 14,8176 \times 10025,5}{0,81}$$

$$= 18979,7 \text{ watt}$$

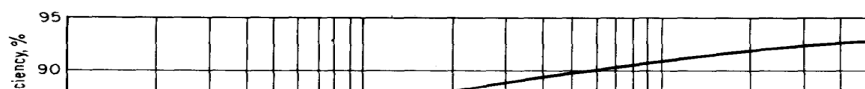
$$= 25,45 \text{ Hp}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521

dengan nilai BHP = 25,45 Hp, didapat :



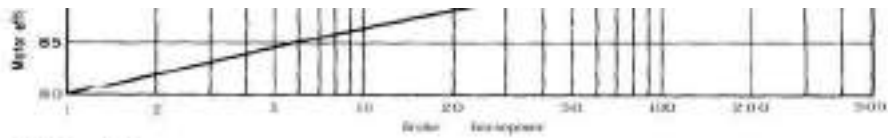


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 80 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{25,45}{0,8} \\
 &= 31,82 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar 40 Hp

KESIMPULAN

(PU-07)

Tugas : Mengalirkan air dari bak basin cooling tower (CT - 01) melewati media pendingin dan kembali ke bagian atas Cooling Tower.

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303

P1 = 1

P2 = 2

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 14 in

OD = 14,0 in

Sch no = 30

ID = 13,250 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,1035 m³/s

Head pompa = 48,8982 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 40 hp

NPSH

NPSH tersedia = 10,6256 m

NPSH diperlukan = 4,0385 m

Pompa Utilitas

PU-08

Tugas : Mengalirkan H₂SO₄ dari TU-03 menuju *Kation Exhanger*

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panjang Pipa Lurus = 36 m

Elevasi, z₁ = 0 m (posisi suction head)

Elevasi, z₂ = 7 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Menghitung data densitas (ρ) :

Komponen	a	b	n	tc
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,2857	925

Rumus untuk menghitung densitas :

$$a \times b^{\frac{(1-T)^n}{Tc}}$$

sehingga :

Komponen	g/cm ³	kg/m ³	Xi	Xi . ρ
H ₂ O	1,023013	1023,013	0,98	1002,55274
H ₂ SO ₄	1,82697	1826,97	0,02	36,5394
Total	2,849983	2849,983	1	1039,09214

Menghitung data viskositas (μ) :

Komponen	a	b	c	d
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,263E-05

H ₂ SO ₄	-18,7045	3496,2	0,03308	-1,702E-05
--------------------------------	----------	--------	---------	------------

Rumus untuk menghitung viskositas :

$$a + \frac{b}{T} + cT + dT^2$$

sehingga :

Komponen	μ (cP)	X_i	$X_i \cdot \mu$
H ₂ O	0,81769644	0,98	0,80134251
H ₂ SO ₄	19,7218794	0,02	0,39443759
Total	20,5395759	1	1,1957801

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Output bak penampung air bekas media pendingin

- Tinggi *Suction Head* = 0 m
- Tekanan, P1 = 1 atm = 1,01 bar

Titik 2, *Discharge* : Input Cooling Tower

- Tinggi *Discharge Head* = 7 m
- Tekanan, P2 = 1 atm = 1,01 bar

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= 0,23 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00007 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,13798 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,002 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1,03219 \text{ gall}/\text{menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (m)

Q_l : Kecepatan Volume Fluida (m³/s)

ρ_l : Densitas Fluida (kg/m³)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0,4 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,00007^{0,45} \times 1039,09214^{0,13} \\ &= 0,013 \text{ m} \\ &= 0,508 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40* 80†	0.269 0.215	0.058 0.036	0.106	0.070 0.056	0.25 0.32

1/4	0.540	40* 80†	0.864 0.302	0.104 0.072	0.141	0.095 0.079	0.43 0.54
3/8	0.675	40* 80†	0.493 0.423	0.192 0.141	0.177	0.129 0.111	0.57 0.74
1/2	0.840	40* 80†	0.622 0.546	0.304 0.228	0.220	0.163 0.143	0.85 1.09
3/4	1.05	40* 80†	0.824 0.742	0.534 0.432	0.275	0.216 0.194	1.13 1.43
1	1.32	40* 80†	1.049 0.957	0.864 0.718	0.344	0.274 0.250	1.68 2.17
1 1/4	1.66	40* 80†	1.350 1.278	1.50 1.28	0.435	0.362 0.335	2.28 3.00
1 1/2	1.90	40* 80†	1.610 1.500	2.04 1.76	0.498	0.422 0.393	2.72 3.64
2	2.38	40* 80†	2.067 1.939	3.35 2.95	0.622	0.542 0.508	3.66 5.03
2 1/2	2.88	40* 80†	2.469 2.323	4.79 4.23	0.753	0.647 0.609	5.80 7.67
3	3.50	40* 80†	3.068 2.900	7.38 6.61	0.917	0.804 0.760	7.58 10.3
4	4.50	40* 80†	4.026 3.828	12.7 11.5	1.178	1.055 1.002	10.8 15.0
6	6.625	40* 80†	6.065 5.761	28.9 26.1	1.734	1.590 1.510	19.0 28.6
8	8.625	40* 80†	7.981 7.625	50.0 45.7	2.258	2.090 2.000	28.6 43.4
10	10.75	40* 60	10.02 9.75	78.8 74.6	2.814	2.62 2.55	40.5 54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	163	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

Normal Pipe Size, Nps = 1/2 in
Schedule Number, Sch = 40
Outside Diameter, OD = 0,84
Inside Diameter, ID = 0,622 in = 0,0158 m
Flow Area per pipe = 0,304 in² = 0,0002 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00007 \text{ m}^3/\text{s}}{2\text{E-}04 \text{ m}^2} = 0,33203 \text{ m/s} = 19,92 \text{ m/mnt}$$

Viskositas : Suhu, T = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu &= 1,196 \text{ cP} \\ &= 0,0012 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,0008 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{1039 \times 0,332 \times 0,0}{0,0012} \\ &= 4558,34 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±50
	Stainless, new	0.00007	0.007	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.00005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.00033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran Pipa = 0,00015 ft
 = 0,00005 m

Kekasaran Relatif :

$$e/ID = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,0158 \text{ m}} = 0,00289$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/ID = 0,00289$

$Re = 4558,34$



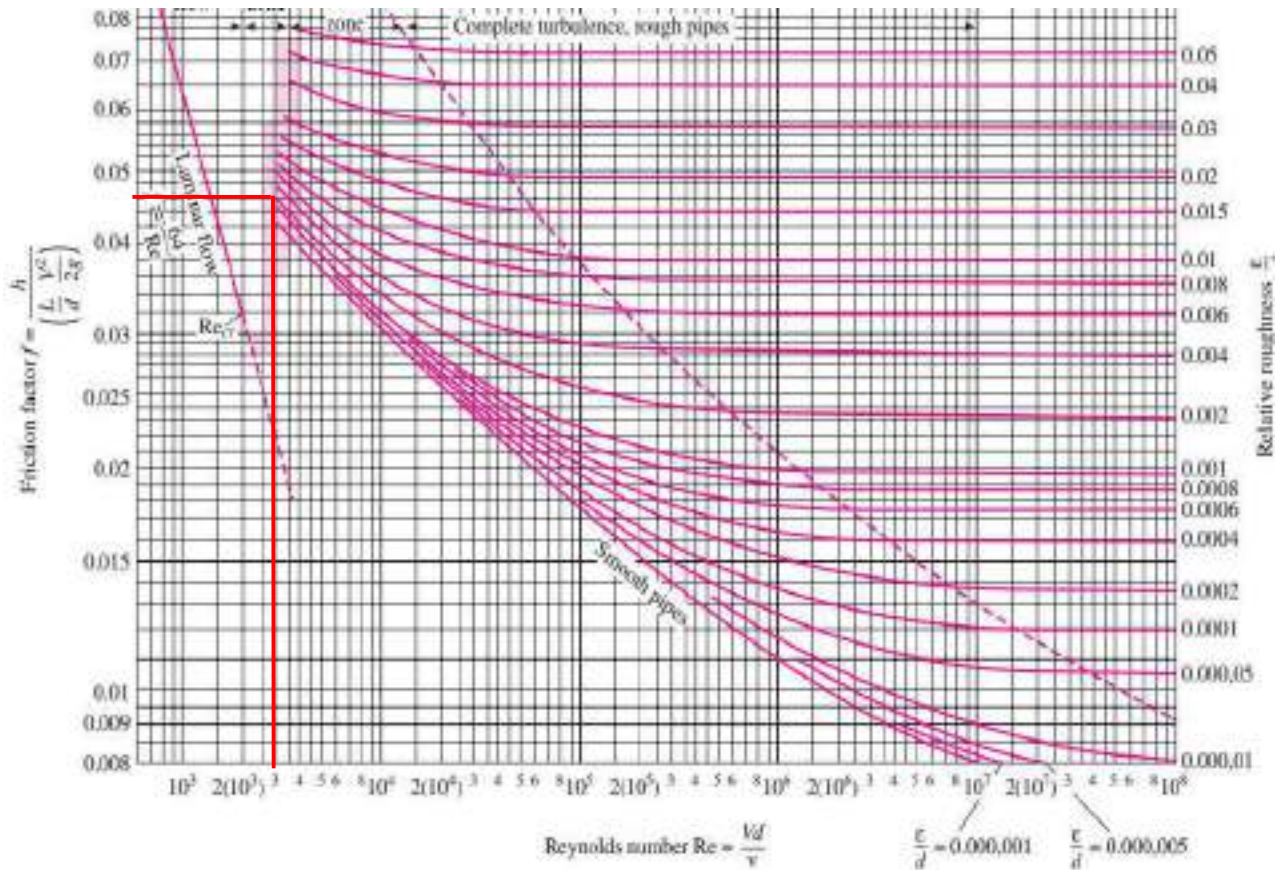


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,0485$ (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekvivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekvivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	0,9	1	0,9	0,3
<i>Sudden constriction</i>	1,5	1	1,5	0,5
<i>Check valve</i>	4	1	4	1,2
<i>Globe valve, open</i>	15	1	15	5
<i>Standart elbow</i>	0,5	4	2	0,6
Total				7,1

$\Sigma Le = 7,1 \text{ m}$
 $\Sigma Le + L = 43,13 \text{ m}$
 $= 141,51 \text{ ft}$



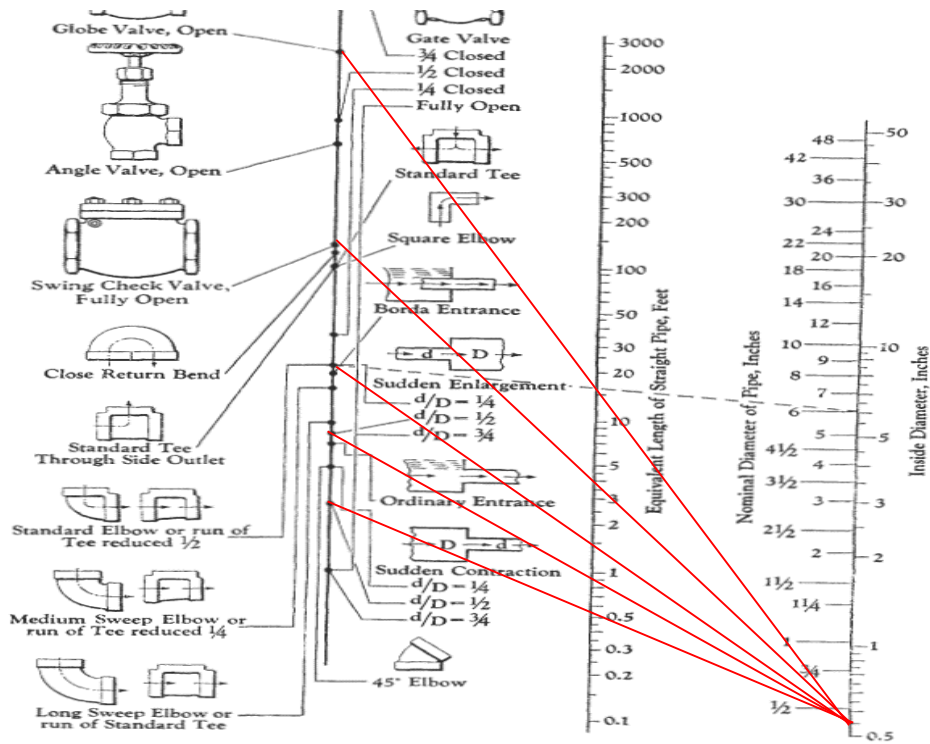


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10183,1030 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Rapat berat (γ) = $\rho \times g$

$$= 1039,09 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10183,103 \text{ N/m}^3$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(0,332 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0056 \text{ m}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 7 - 0 \\ &= 7 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,049 (43,1) 0,332^2}{2 \times 9,8 \times 0,02} \\ &= 0,7448 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 7,75 \text{ m} = 25,5763 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$ns = \frac{n \sqrt{Q}}{H_{\text{man}}^{0,75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\ &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 157 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor slip} = 0,05$$

$$\begin{aligned} n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 157 \times (1 - 0,05) \\ &= 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149,2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00007^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{7,75^{0,75}}$$

$$N_s = 0,3 \text{ rad}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - h_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,12101 \text{ atm} = 0,12261 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$\gamma = \text{Rapat berat} = 10183,1 \text{ N/m}^3$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	1,5	1	1,5	0,5
<i>Standart elbow</i>	0,5	1	0,5	0,2
Total			2	0,6

$$L = 10 \text{ m}$$

$$f = \text{Friction Factor} = 0,0485$$

$$L+Le = \text{Panjang pipa total} = 10,6 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 0,33203 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,0158 \text{ m}$$

$$h_{sl} = \text{Friction loss daerah hisap}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{0,049 \times 10,61 \times 0,332^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158} \\ &= 0,1832 \text{ m} \\ &= 18,3198 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_a &= 1 + \frac{(1,013 - 0,1226)}{10183,1} - 0,1832 \\ &= 9,5630 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,004 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1500}{1200}\right)^{0,8} \times 0,004^{0,667} \\ &= 0,0297 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitas (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m³/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m³)

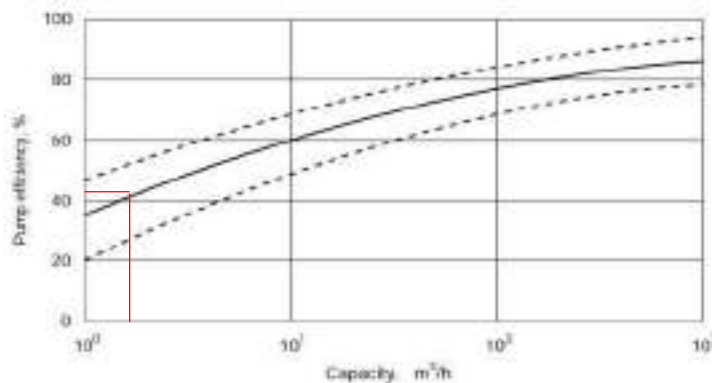


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 42 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0001 \times 7,7504 \times 10183,1}{0,42} \\ &= 12,237 \text{ watt} \\ &= 0,02 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521

dengan nilai BHP = 0,02 Hp, didapat :

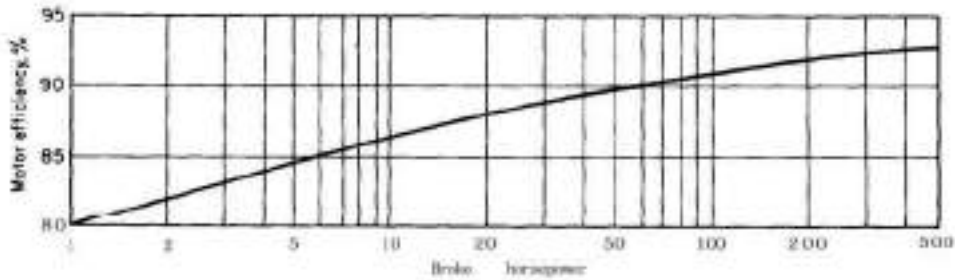


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 80 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,02}{0,8} \\
 &= 0,021 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar 0,5 Hp

KESIMPULAN

PU-08

Tugas : Mengalirkan H₂SO₄ dari TU-03 menuju Kation Exhanger

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303

P1 = 1

P2 = 1

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 0,5 in

OD = 0,840 in

Sch no = 40

ID = 0,622 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0001 m³/s

Head pompa = 25,5763 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 0,5 hp

NPSH

NPSH tersedia = 9,5630 m

NPSH diperlukan = 0,0297 m

Pompa Utilitas

PU-09

Tugas : Mengalirkan NaOH dari TU-04 menuju *Anion Exchanger*

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panjang Pipa Lurus = 36 m

Elevasi, z_1 = 0 m (posisi suction head)

Elevasi, z_2 = 7 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Menghitung data densitas (ρ) :

Komponen	a	b	n	tc
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
NaOH	0,19975	0,09793	0,25382	2820

Rumus untuk menghitung densitas :

$$a \times b^{\frac{(1-T)^n}{Tc}}$$

sehingga :

Komponen	g/cm ³	kg/m ³	Xi	Xi . ρ
H ₂ O	1,023013	1023,013	0,98	1002,55274
NaOH	1,82697	1826,97	0,02	36,5394
Total	2,849983	2849,983	1	1039,09214

Menghitung data viskositas (μ) :

Komponen	a	b	c	d
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,263E-05

NaOH	-4,1939	2,05E+03	2,79E-03	6,159E-07
------	---------	----------	----------	-----------

Rumus untuk menghitung viskositas :

$$a + \frac{b}{T} + cT + dT^2$$

sehingga :

Komponen	μ (cP)	X_i	$X_i \cdot \mu$
H ₂ O	0,81769644	0,98	0,80134251
NaOH	3014,0977	0,02	60,281954
Total	3014,9154	1	61,0832965

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Output bak penampung air bekas media pendingin

- Tinggi *Suction Head* = 0 m
- Tekanan, P1 = 1 atm = 1,01 bar

Titik 2, *Discharge* : Input Cooling Tower

- Tinggi *Discharge Head* = 7 m
- Tekanan, P2 = 1 atm = 1,01 bar

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= 0,23 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00007 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,13798 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,00229973 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1,03219 \text{ gall}/\text{menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (m)

Q_l : Kecepatan Volume Fluida (m^3/s)

ρ_l : Densitas Fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0,4 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,00007^{0,45} \times 1039,09214^{0,13} \\ &= 0,013 \text{ m} = 0,508 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74

1/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
3/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.58	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

Normal Pipe Size, Nps = 1/2 in
Schedule Number, Sch = 40
Outside Diameter, OD = 0,84
Inside Diameter, ID = 0,622 in = 0,0158 m
Flow Area per pipe = 0,304 in² = 0,0002 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00007 \text{ m}^3/\text{s}}{2\text{E-}04 \text{ m}^2} = 0,33203 \text{ m/s} = 19,92 \text{ m/mnt}$$

Viskositas : Suhu, T = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu_l &= 61,083 \text{ cP} \\ &= 0,0611 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,04105 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l}$$

$$= \frac{1039 \times 0,332 \times 0,0}{0,0611}$$

$$= 89,235 \text{ (Laminer)}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.007	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran Pipa = 0,00015 ft
 = 0,00005 m

Kekasaran Relatif :

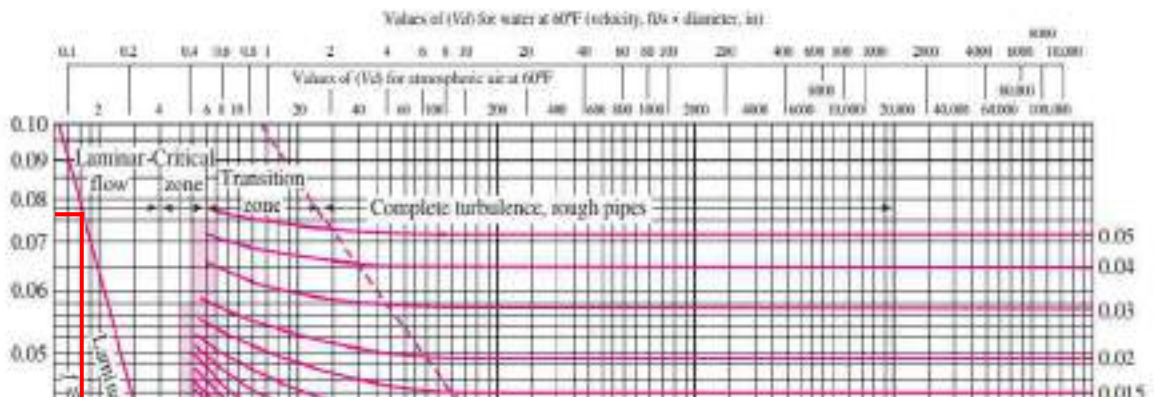
$$\frac{e/ID}{0,0158 \text{ m}} = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,0158 \text{ m}} = 0,00289$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/ID = 0,00289$

$Re = 89,235$ (*Laminar flow*)



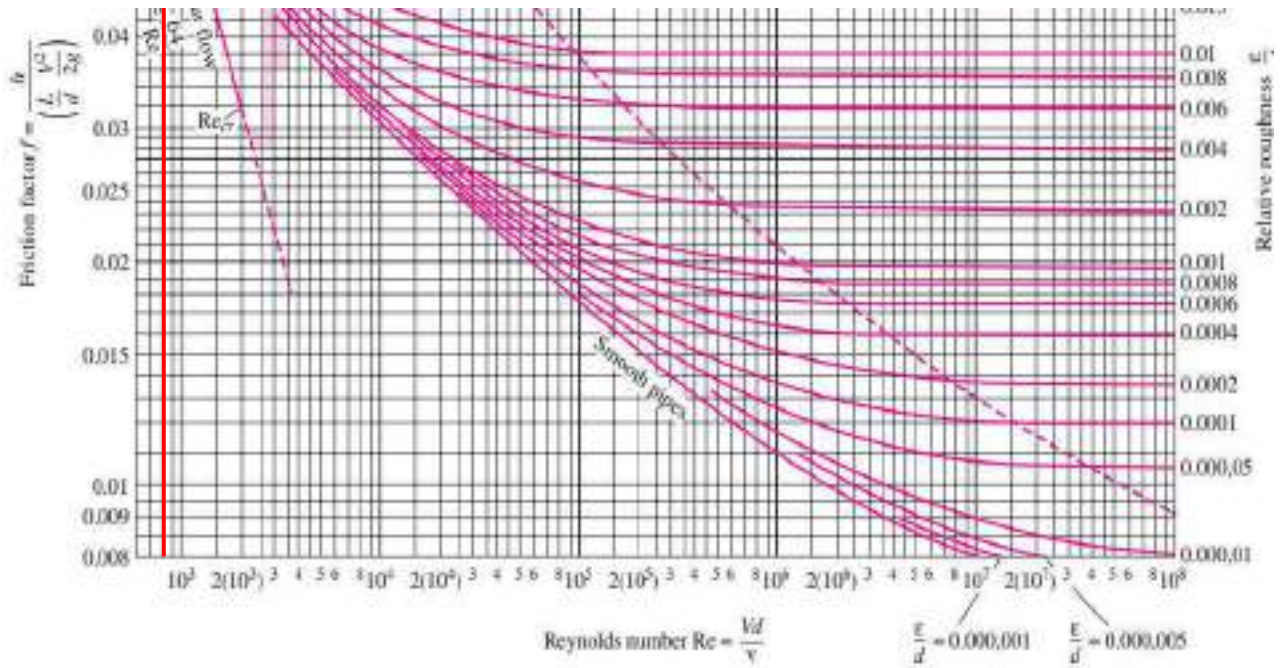


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$$f = 0,075 \quad (\text{White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370})$$

Memilih Panjang Ekivalen (L_e) dan Panjang pipa (L)

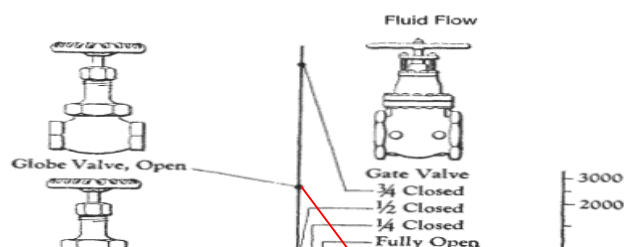
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣL_e	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	0,9	1	0,9	0,3
<i>Sudden constriction</i>	0,5	1	0,5	0,2
<i>Check valve</i>	4	1	4	1,2
<i>Globe valve, open</i>	15	1	15	5
<i>Standart elbow</i>	1,5	4	6	1,8
Total				8,0

$$\Sigma L_e = 8,0 \text{ m}$$

$$\Sigma L_e + L = 44,05 \text{ m}$$

$$= 144,51 \text{ ft}$$



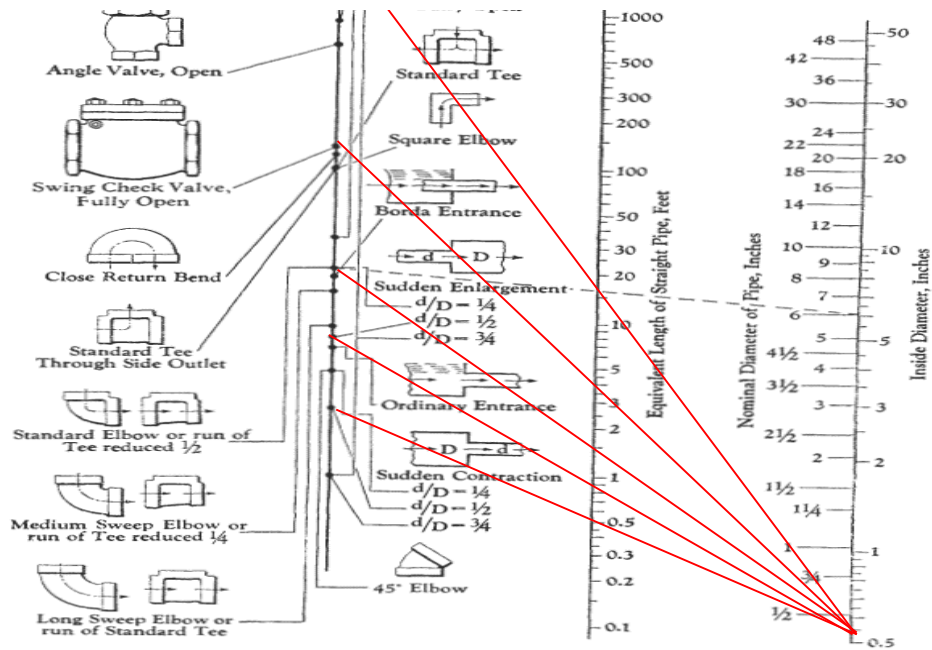


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} - Hf + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10183,1030 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

$$\text{Rapat berat } (\gamma) = \rho \times g$$

$$= 1039,09 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10183,103 \text{ N/m}^3$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g}$$

$$= \frac{(0,332 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0056 \text{ m}$$

c. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 7 - 0$$

$$= 7 \text{ m}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,075 (44,0) 0,332^2}{2 \times 9,8 \times 0,02} \\ &= 1,1761 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 8,18 \text{ m} \\ &= 26,9998 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$ns = \frac{n \sqrt{Q}}{h_{\text{man}}^{0,75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\ &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 157 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor slip} = 0,05$$

$$\begin{aligned} n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 157 \times (1 - 0,05) \\ &= 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149,2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00007^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{8,18^{0,75}}$$

$$N_s = 0,2 \text{ rad}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - h_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,12101 \text{ atm} = 0,12261 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$\gamma = \text{Rapat berat} = 10183,1 \text{ N/m}^3$$

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	0,5	1	0,5	0,2
<i>Standart elbow</i>	1,5	1	1,5	0,5
Total			2	0,6

$$L = 10 \text{ m}$$

$$f = \text{Friction Factor} = 0,075$$

$$L+Le = \text{Panjang pipa total} = 10,6 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 0,33203 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,0158 \text{ m}$$

$$h_{sl} = \text{Friction loss daerah hisap}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{0,075 \times 10,61 \times 0,332^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158} \\ &= 0,2833 \text{ m} \\ &= 28,3295 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_a &= 1 + \frac{(1,013 - 0,1226)}{10183,1} - 0,2833 \\ &= 9,4629 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = C \cdot N^{4/5} \cdot Q^{2/3}$$

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{0,8} \times Q^{0,667}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,004 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1500}{1200}\right)^{0,8} \times 0,004^{0,667} \\ &= 0,0297 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m³/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m³)

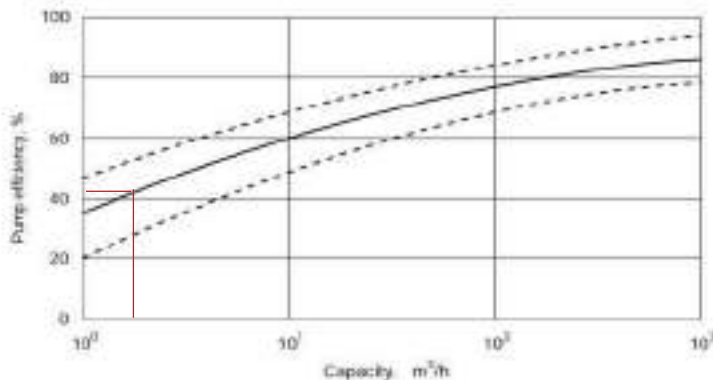


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 42 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0001 \times 8,1818 \times 10183,1}{0,42} \\ &= 12,9181 \text{ watt} \\ &= 0,02 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521

dengan nilai BHP = 0,02 Hp, didapat :

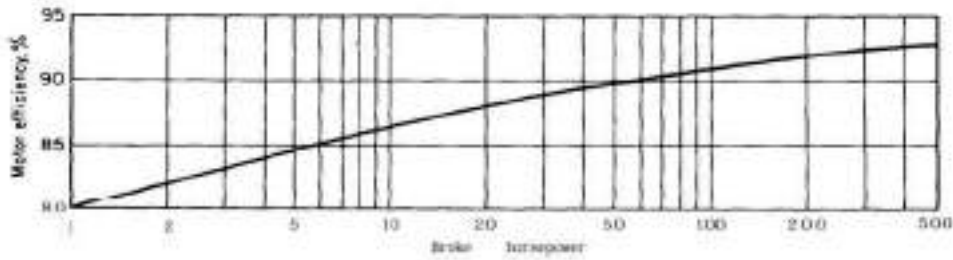


FIGURE 143X
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 80 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,02}{0,8} \\
 &= 0,022 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar 0,5 Hp

KESIMPULAN

PU-09

Tugas : Mengalirkan NaOH dari TU-04 menuju Anion Exhanger

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303

P1 = 1

P2 = 1

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 0,5 in

OD = 0,840 in

Sch no = 40

ID = 0,622 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0001 m³/s

Head pompa = 26,9998 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 0,5 hp

NPSH

NPSH tersedia = 9,4629 m

NPSH diperlukan = 0,0297 m

Pompa Utilitas

PU-10

Tugas : Mengalirkan air dari *Anion Exchanger* menuju bagian atas absorber

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panjang Pipa Lurus = 36 m

Elevasi, z_1 = 0 m (posisi suction head)

Elevasi, z_2 = 13 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Menghitung data densitas (ρ) :

Komponen	a	b	n	tc
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Rumus untuk menghitung densitas :

$$a \times b^{\frac{(1-T)^n}{Tc}}$$

sehingga :

Komponen	a	b	n	tc	g/cm ³	kg/m ³
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1,023013	1023,013

Menghitung data viskositas (μ) :

Komponen	a	b	c	d
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,263E-05

Rumus untuk menghitung viskositas :

$$a + \frac{b}{T} + cT + dT^2$$

sehingga :

Komponen	a	b	c	d	T (K)	μ (cP)
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,263E-05	303	0,55302658

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Output bak penampung air bekas media pendingin

- Tinggi *Suction Head* = 0 m
- Tekanan, P1 = 1 atm = 1,01 bar

Titik 2, *Discharge* : Input Cooling Tower

- Tinggi *Discharge Head* = 13 m
- Tekanan, P2 = 6 atm = 6,078 bar

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{2924,85 \text{ kg/jam}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2,86 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00079 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 1,68278 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0,028 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 12,5881 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, D_{opt} : Diameter Pipa Optimum (m)

Q_l : Kecepatan Volume Fluida (m³/s)

ρ_l : Densitas Fluida (kg/m³)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0,4 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,00079^{0,45} \times 1023,013^{0,13} \\ &= 0,04 \text{ m} \\ &= 1,561 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43

		80†	0.302	0.072		0.079	0.04
¾	0.675	40*	0.498	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
¾	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.70		0.388	3.51
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2½	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.828	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.288	6.09	94.7

* Commonly known as standard.

† Commonly known as extra heavy.

‡ Approximately.

Normal Pipe Size, Nps = 1,5 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 1,9

Inside Diameter, ID = 1,61 in = 0,04089 m

Flow Area per pipe = 2,04 in² = 0,00132 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00079 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00132 \text{ m}^2} = 0,60342 \text{ m/s} = 36,21 \text{ m/mnt}$$

Viskositas : Suhu, ' = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu l &= 0,553 \text{ cP} \\ &= 0,0006 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00037 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{1023 \times 0,603 \times 0,0}{0,0006} \\ &= 45647,6 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Finished	0.007	2.0	±50
	Rusted	0.0085	0.26	±50
	Cast, new	0.0015	0.046	±20
Brass	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.004	0.12	±50
	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.0013	0.04
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.00013	0.01	±60
Wood	Slave	0.0016	0.5	±40

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran Pipa} &= 0,00015 \text{ ft} \\ &= 0,00005 \text{ m} \end{aligned}$$

Kekasaran Relatif :

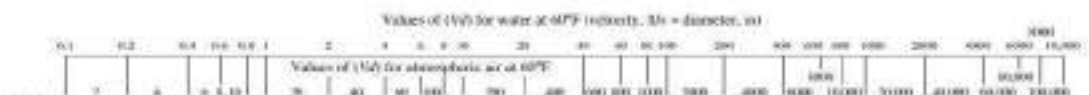
$$\frac{\epsilon/ID}{\text{m}} = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,04089 \text{ m}} = 0,00112$$

Faktor Friksi *Darcy*:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $\epsilon/ID = 0,00112$

$Re = 45647,6$



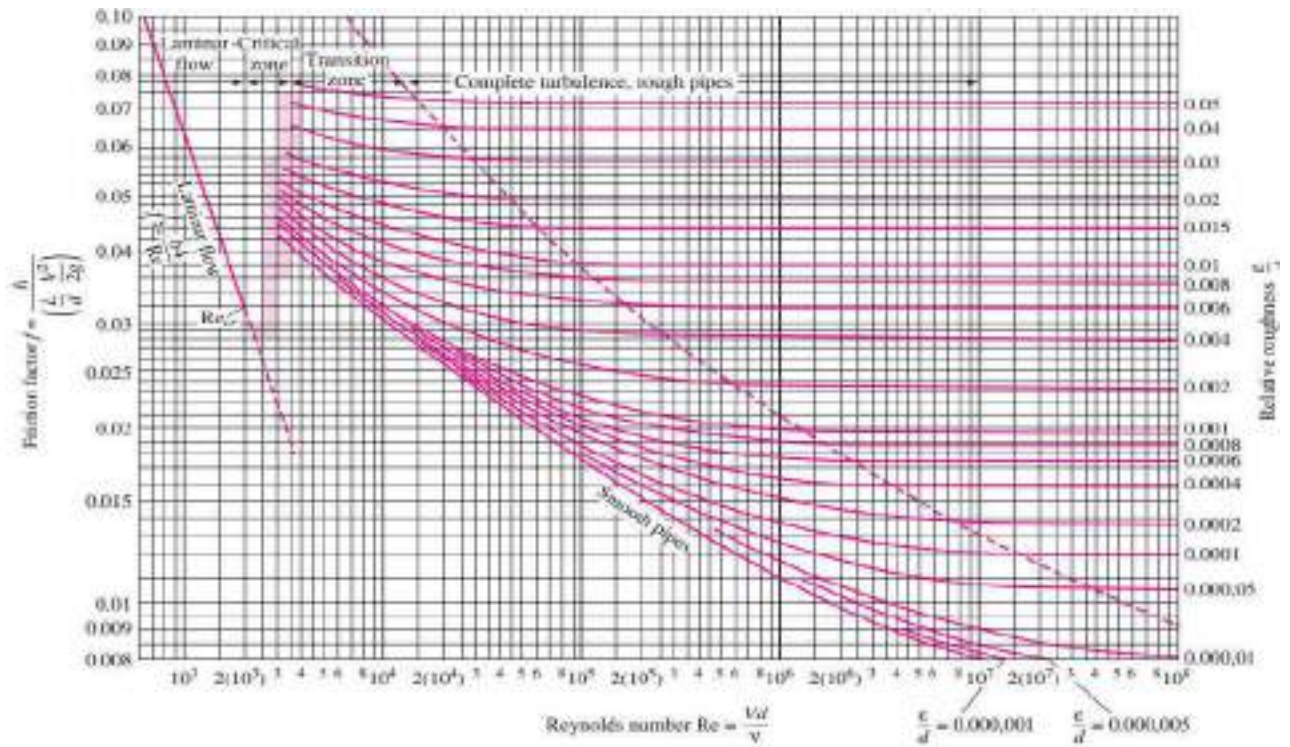


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$$f = 0,02464$$

(White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

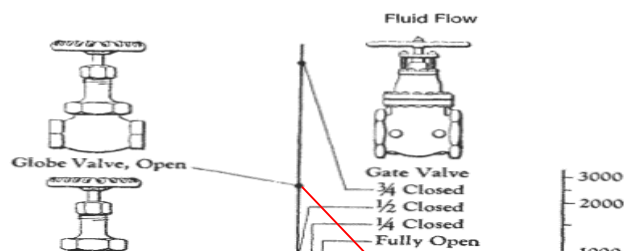
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	2,4	1	2,4	0,7
<i>Sudden constriction</i>	1,4	1	1,4	0,4
<i>Check valve</i>	10	2	20	6,1
<i>Globe valve, open</i>	40	1	40	12
<i>Standart elbow</i>	4	4	16	4,9
Total				24,3

$$\Sigma Le = 24,3 \text{ m}$$

$$\Sigma Le + L = 60,32 \text{ m}$$

$$= 197,91 \text{ ft}$$



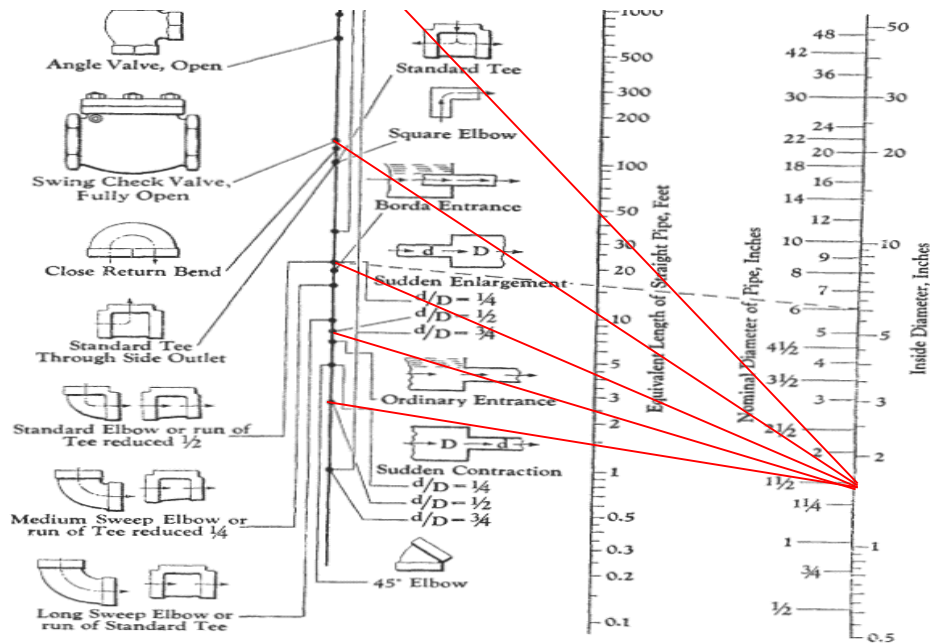


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{(6 - 1) \text{ bar}}{10025,5274 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 50 \text{ m}$$

$$\text{Rapat berat } (\gamma) = \rho \times g$$

$$= 1023,01 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,5274 \text{ N/m}^3$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g}$$

$$= \frac{(0,603 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0186 \text{ m}$$

c. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 13 - 0$$

$$= 13 \text{ m}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,025 (60,3) 0,603^2}{2 \times 9,8 \times 0,04} \\ &= 0,6752 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 63,57 \text{ m} \\ &= 209,769 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$ns = \frac{n \sqrt{Ql}}{H_{\text{man}}^{0,75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\ &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 157 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor slip} = 0,05$$

$$\begin{aligned} n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 157 \times (1 - 0,05) \\ &= 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149,2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00079^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{63,57^{0,75}}$$

$$N_s = 0,2 \text{ rad}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - H_{sl}$$

$$\begin{aligned} P_a &= \text{Tekanan Operasi} &= & 1 \text{ atm} &= & 1,013 \text{ bar} \\ P_{vp} &= \text{Tekanan Uap Murni} &= & 0,12101 \text{ atm} &= & 0,12261 \text{ bar} \\ S &= \text{Suction Head} &= & 1 \text{ m} \\ \gamma &= \text{Rapat berat} &= & 10025,5 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	1,4	1	1,4	0,4
<i>Standart elbow</i>	4	1	4	1,2
Total			5,4	1,6

$$\begin{aligned} L &= 10 \text{ m} \\ f &= \text{Friction Factor} &= & 0,02464 \\ L+Le &= \text{Panjang pipa total} &= & 11,6 \text{ m} \\ v &= \text{Kecepatan aliran cairan} &= & 0,60342 \text{ m/s} \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\ ID &= 0,0409 \text{ m} \\ h_{sl} &= \text{Friction loss daerah hisap} \end{aligned}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{0,025 \times 11,65 \times 0,603^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409} \\ &= 0,1303 \text{ m} \\ &= 13,0349 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_a &= 1 + \frac{(1,013 - 0,1226)}{10025,5} - 0,1303 \\ &= 9,7533 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm
 Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,048 m³/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \left(\frac{1500}{1200} \right)^{0,8} \times 0,048^{0,667} \\ &= 0,1571 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)
 Q = Kapasitas pompa (m³/detik)
 H = Head Pompa (m)
 γ = rapat berat (N/m³)

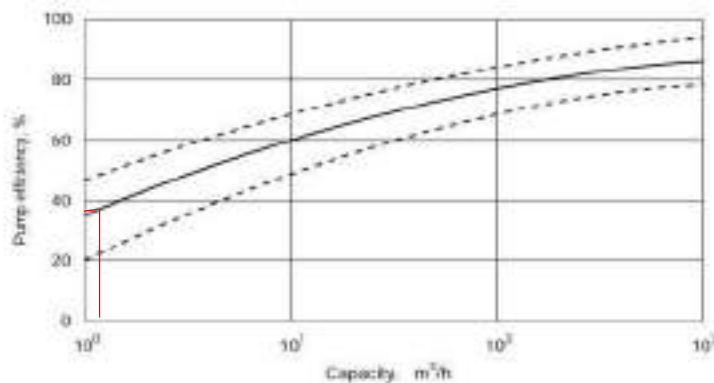


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 38 %

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,0008 \times 63,5664 \times 10025,5}{0,38} \\ &= 1331,9 \text{ watt} \\ &= 1,79 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 1,79 Hp, didapat :

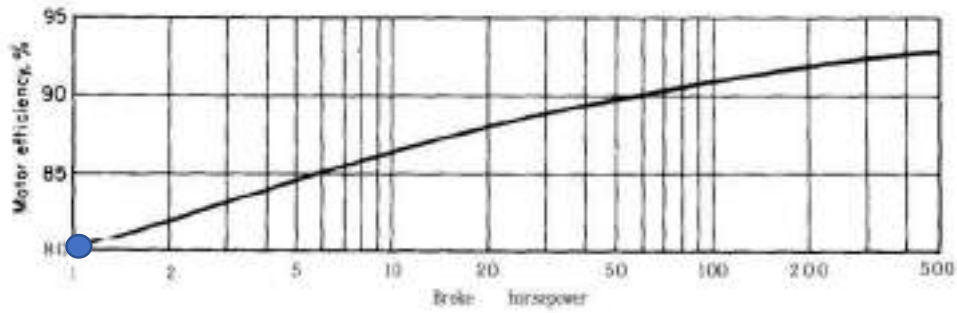


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 80 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{1,79}{0,8} \\
 &= 2,233 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya standar : 3 Hp

KESIMPULAN

PU-10

Tugas : Mengalirkan air dari Anion Exchanger menuju bagian atas absorber

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

Data Fluida

Suhu = 303

P1 = 1

P2 = 6

Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 1,5 in

OD = 1,900 in

Sch no = 40

ID = 1,610 in

Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0,0008 m³/s

Head pompa = 209,769 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 3 hp

NPSH

NPSH tersedia = 9,7533 m

NPSH diperlukan = 0,1571 m

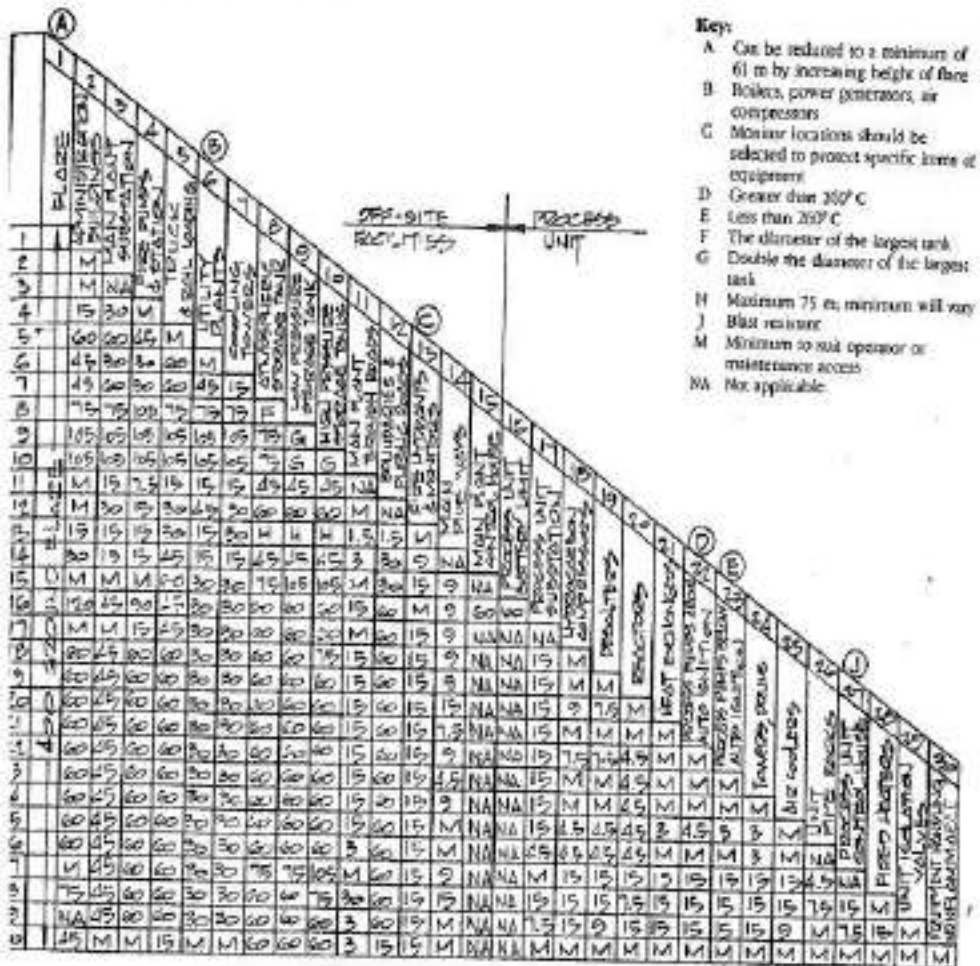
LAYOUT ALAT PROSES

Skala 1 : 200 cm

Nama Alat	Kode Alat	Desain (m)			Skala Peta (cm)		
		D	L	H	D	L	H
Separator 01	SP-01	1		3,4032	0,5		1,7016
Vaporizer 01	VP-01	0,6654			0,3327		
Heater 1	HE-01	1,0531			0,5265		
Heater 2	HE-02	0,779			0,3896		
Heater 3	HE-03	0,779			0,3896		
Heater 4	HE-04	0,830			0,415		
Heater 5	HE-05	0,881			0,4404		
Heater 6	HE-06	0,932			0,4658		
Heater 7	HE-07	0,932			0,4658		
Kompresor 1	K-01		4,000	2	0	2	1
Cooler 1	CL-01	1,041			0,5204		
Cooler 2	CL-02	1,092			0,5458		
Reaktor	R-01	10,443	6,380		5,2216	3,1902	
Absorber	AB-01	1,829		12,97	0,9144		6,4848
Jalan			10,000			5	
Jarak alat ke jalan			3,000			1,5	
VP-01 ke SP-01			1,000			0,5	
SP-01 ke HE-01			1,000			0,5	
HE-01 ke HE-02			1,000			0,5	
HE-03 ke HE-04			1,000			0,5	
HE-04 ke R-01			3,000			1,5	
K-01 ke HE-05			1,000			0,5	
HE-05 ke HE-06			1,000			0,5	
HE-06 ke HE-07			1,000			0,5	
HE-07 ke R-01			3,000			1,5	
R-01 ke CL-01			3,000			1,5	
CL-01 ke AB-01			3,000			1,5	
AB-01 ke CL-02			3,000			1,5	
Luas total		22,256	45,38	18,373	111,28	226,9	91,864

Tangki 01	TP-01	7,0969	35,421		3,5485	17,711	
Tangki 02	TP-02	18,319		11,667			

EXHIBIT 2-1 Equipment Spacing (Cont.)



EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik Asam Nitrat dari Amonia Dan Udara berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik ini yang ditinjau dari aspek kelayakan potensial ekonomi. Evaluasi kelayakan ekonomi dilakukan dengan tahapan sebagai berikut:

- A. Modal Investasi (*Capital Investment*)
- B. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
- C. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- D. Penjualan dan Keuntungan (*Sales & Profit*)
- E. Analisis Kelayakan

A. Modal Investasi Industri (*Capital Investment*)

Modal industri (*Capital Investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa uang yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955).

Modal industri terdiri dari 2 yaitu:

- 1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90 %
- 2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10 %

(Aries & Newton, 1955 hal 1)

1. Modal tetap (*Fix Capital*)

Modal tetap dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru. Modal tetap (*Fix Capital*) terdiri dari :

- * *Physical plant cost*
 - *Purchased equipment*
 - *Equipment installation*
 - *Piping*
 - *Instrumentation*
 - *Insulation*
 - *Electrical*
 - *Building*
 - *Land & yard improvements*
 - *Utilities*
- * *Direct plant cost*
 - *Physical plant cost*
 - *Engineering and construction*
- * *Contractor fee*
- * *Contingency*

* *Physical plant cost*

- **Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)**

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955 hal 16})$$

Dimana : E_x = Harga alat pada tahun x
 E_y = Harga alat pada tahun y
 N_x = Indeks harga pada tahun x
 N_y = Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$\text{Cost of Equip a} = \text{cost of equip b} \times \left(\frac{\text{Capac. equip. a}}{\text{capac. equip. b}} \right)^{0,6}$$

(Aries & Newton, 1955 hal 15)

Dalam penentuan harga alat - alat pabrik Asam Nitrat dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut.

1. Kurs dollar pada 15 Agustus 2020 US \$ 1 = Rp. 14.917,40
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web dapat dilihat pada lampiran perhitungan

harga alat masing - masing baik alat proses maupun untuk alat utilitas. Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Indice*) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literature pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini.

Nilai CEPCI untuk perhitungan harga alat

- a. CEPCI index tahun 1954 = 185,00 (Aries Newton, 1955 hal 18)
- b. CEPCI index tahun 2020 = 588,06 (www.chemengonline.com)

i. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses

No	Nama Alat	Parameter	Unit	Harga Satuan 1954, \$	Harga Satuan 2020, \$
1	Reaktor 1	3.897,13	A, ft2	9.262,70	29.443,38
2	Heater 1	403,92	A, ft2	2.377,20	7.556,40
3	Heater 2	319,91	A, ft2	2.066,84	6.569,86
4	Heater 3	347,42	A, ft2	2.171,73	6.903,28
5	Heater 4	322,65	A, ft2	2.077,43	6.603,53
6	Heater 5	3.307,46	A, ft2	8.394,35	26.683,13
7	Heater 6	1.987,29	A, ft2	6.183,69	19.656,10
8	Heater 7	1.823,21	A, ft2	5.872,08	18.665,60
9	Tangki 1	344.103,60	gallon	26.362,31	83.797,96
10	Tangki 2	634.690,13	gallon	38.063,35	120.992,09
11	Pompa 1	11.470,12	Gpm	11.520,11	36.619,02
12	Pompa 2	11.470,12	Gpm	11.520,11	36.619,02
13	Pompa 3	21.156,34	Gpm	16.633,37	52.872,55
14	Cooler 1	1.226,66	A, ft2	4.629,41	14.715,51
15	Cooler 2	2.656,63	A, ft2	7.360,18	23.395,84
16	Kompresor 1	12.498,50	ft3/min	7.587,97	24.119,89
17	Vaporizer 1	389,06	A, ft2	2.324,35	7.388,42
18	Separator 1	622,44	gallon	596,25	1.895,31
19	Absorber 1	72,00	D, in	3.250,28	10.331,66
Total					534.828,54

(Aries Newton, 1955 hal 21-72)

ii. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas

No	Nama Alat	Parameter	Unit	Harga Satuan 1954, \$	Harga Satuan 2020, \$
1	Bak Pengendap Awal	206.333	Gallon	82.533,34	262.348,94
2	Bak Pencampur Cepat	137,13	Gallon	54,85	174,36
3	Clarifier	41.138,54	Gallon	16.455,41	52.306,87
4	Sand Filter	255,68	Gallon	102,27	325,09
5	Bak Air Bersih	58.586,26	Gallon	23.434,50	74.491,32
6	Tangki Klorinasi	2.157,27	Gallon	1.256,94	3.995,43
7	Bak Kantor dan Rumah	206,42	Gallon	82,57	262,46
8	Cooling Tower	340,13	Gph	170,06	540,58
9	Tangki Kation	2.481,13	Gallon	1.366,97	4.345,19
10	Tangki NaCl	1.596,25	Gallon	1.049,13	3.334,88
11	Tangki Anion	793,96	Gallon	690,00	2.193,31
12	Tangki NaOH	102,16	Gallon	201,62	640,90

13	Kompressor Utilitas	22,60	ft3/mnt	904,06	2.873,73
14	Tangki Silika	42,35	Gallon	118,87	377,86
15	Tangki Udara	185.165,85	Gallon	18.176,34	57.777,20
16	Tangki Dowtherm	18.087,78	Gallon	4.501,95	14.310,38
17	Furnace Utilitas 1	20.669,26	A , Ft2	25.204,93	80.118,98
18	Furnace Utilitas 2	1.135,11	A , Ft2	4.418,89	14.046,34
19	Cooler Utilitas 1	1.140,71	A , Ft2	4.431,97	14.087,91
20	Cooler Utilitas 2	1.157,32	A , Ft2	4.470,56	14.210,58
21	Pompa Utilitas 1	116,21	Gpm	732,60	2.328,71
22	Pompa Utilitas 2	111,22	Gpm	713,54	2.268,13
23	Pompa Utilitas 3	111,22	Gpm	713,54	2.268,13
24	Pompa Utilitas 4	103,94	Gpm	685,15	2.177,90
25	Pompa Utilitas 5	98,99	Gpm	665,39	2.115,07
26	Pompa Utilitas 6	94,28	Gpm	646,19	2.054,05
27	Pompa Utilitas 7	1.640,32	Gpm	3.586,51	11.400,46
28	Pompa Utilitas 8	1,03	Gpm	43,05	136,84
29	Pompa Utilitas 9	1,03	Gpm	43,05	136,84
30	Pompa Utilitas 10	12,59	Gpm	193,06	613,68
Total					628.262,12

(Aries Newton, 1955 hal 21-115)

Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses = \$ 534.828,54

Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas = \$ 628.262,12

Purchasing Equipment Cost (PEC) = \$ 1.163.090,65

- Purchased Equipment Installation (PEI)

Biaya instalasi tiap alat diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC tiap alat. Peersen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.15 Aries & Newton halaman 76.

i. Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses

No	Nama Alat	% Eq	Installation Cost, %Eq x PEC, \$
1	Reaktor 1	5	1.472,17
2	Heater 1	5	377,82
3	Heater 2	5	328,49
4	Heater 3	5	345,16
5	Heater 4	5	330,18

6	Heater 5	5	1.334,16
7	Heater 6	5	982,81
8	Heater 7	5	933,28
9	Tangki 1	20	16.759,59
10	Tangki 2	20	24.198,42
11	Pompa 1	5	1.830,95
12	Pompa 2	5	1.830,95
13	Pompa 3	5	2.643,63
14	Cooler 1	5	735,78
15	Cooler 2	5	1.169,79
16	Kompresor 1	20	4.823,98
17	Vaporizer 1	5	369,42
18	Separator 1	20	379,06
19	Absorber 1	25	2.582,91
Total			63.428,55

ii. Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Utilitas

No	Nama Alat	% Eq	Installation Cost, %Eq x PEC, \$
1	Bak Pengendap Awal	10	26.234,89
2	Bak Pencampur Cepat	10	17,44
3	Clarifier	10	5.230,69
4	Sand Filter	10	32,51
5	Bak Air Bersih	10	7.449,13
6	Tangki Klorinasi	20	799,09
7	Bak Kantor dan Rumah	10	26,25
8	Cooling Tower	10	54,06
9	Tangki Kation	20	869,04
10	Tangki NaCl	20	666,98
11	Tangki Anion	20	438,66
12	Tangki NaOH	20	128,18
13	Kompresor Utilitas	20	574,75
14	Tangki Silika	20	75,57
15	Tangki Udara	20	11.555,44
16	Tangki Dowtherm	20	2.862,08
17	Furnace Utilitas 1	20	16.023,80
18	Furnace Utilitas 2	20	2.809,27
19	Cooler Utilitas 1	5	704,40
20	Cooler Utilitas 2	5	710,53
21	Pompa Utilitas 1	5	116,44
22	Pompa Utilitas 2	5	113,41

23	Pompa Utilitas 3	5	113,41
24	Pompa Utilitas 4	5	108,90
25	Pompa Utilitas 5	5	105,75
26	Pompa Utilitas 6	5	102,70
27	Pompa Utilitas 7	5	570,02
28	Pompa Utilitas 8	5	6,84
29	Pompa Utilitas 9	5	6,84
30	Pompa Utilitas 10	5	30,68
Total			78.537,71

Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses = \$ 63.428,55

Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Utilitas = \$ 78.537,71

Purchasing Equipment Installation (PEI) = \$ 141.966,26

- Piping

Biaya pemipaan diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC.
Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.17 Aries & Newton hal 78.

PEC = \$ 1.163.090,65

Biaya material = 49 % PEC = \$ **569.914,42**

Upah tenaga kerja = 37 % PEC = \$ **430.343,54**

Total piping Cost = \$ 1.000.257,96

- Instrumentation

Biaya instrumentasi diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC.
Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.19 Aries & Newton hal 97.

Sistem instrumentasi : Some specific controls

PEC = \$ 1.163.090,65

Biaya material = 12 % PEC = \$ **139.570,88**

Upah tenaga kerja = 3 % PEC = \$ **34.892,72**

Total Instrumentation Cost = \$ 174.463,60

- Insulation

Biaya isolasi pipa diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.21 Aries & Newton hal 98.

PEC = \$ 1.163.090,65

Biaya material = 3 % PEC = \$ **34.892,72**

Upah tenaga kerja = 5 % PEC = \$ **58.154,53**

Total Insulation Cost = \$ 93.047,25

- Electrical

Listrik diperoleh dari PT. Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain itu digunakan generator untuk kebutuhan listrik cadangan. Biaya untuk generator sudah dimasukkan di PEC utilitas. Biaya instalasi listrik diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen sebesar 10% dari PEC.

(Aries & Newton hal 102)

PEC = \$ 1.163.090,65

Instalasi kelistrikan = \$ 116.309,07

Biaya listrik 1 tahun :

Kapasitas listrik = 1,25 Mva

karena kebutuhan pabrik dibawah 30 MVA, sehingga kebutuhan listrik pabrik tergolong industri menengah sehingga tarif listrik

= Rp 1.115 /kWh

- penerangan bangunan

beroperasi pukul 07.00 - 17.00

lama penerangan = 10 jam

selama = 330 hari

kebutuhan penerangan = 20,00 kW

biaya penerangan bangunan = Rp73.572.840,00

- penerangan luar bangunan

beroperasi puku 17.00 - 7.00
lama penerangan = 18 jam
selama = 330 hari
kebutuhan penerangan = 14,40 kW

biaya penerangan bangunan = Rp95.350.400,64

- listrik elektronik dan lainnya
beroperasi pukul 07.00 - 17.00
lama penerangan = 10 jam
selama = 330 hari
kebutuhan penerangan = 20,00 kW

biaya penerangan bangunan = Rp73.572.840,00

- Kebutuhan listrik proses
lama penerangan = 24 jam
selama = 330 hari
kebutuhan penerangan = 330 kW

biaya penerangan bangunan = Rp2.914.102.475,86

- Kebutuhan listrik utilitas
lama penerangan = 24 jam
selama = 330 hari
kebutuhan penerangan = 50,00 kW

biaya penerangan bangunan = Rp441.437.040,00

Biaya listrik = Rp 3.598.035.596,50
\$ 241.197,23

Untuk keadaan darurat, digunakan electric generator. Kebutuhan listrik di perusahaan sebesar 1172,01 kW, sehingga dibeli generator kekuatan 1246 kW.

Daya Hourspower = 1.669,64 HP

Dari fig.75 Aries & Newton :

Electric generator = \$ **44.738,24**

Kesimpulan :

Instalasi kelistrikan = \$ 116.309,07

Biaya listrik = \$ 241.197,23

Electric generator = \$ 44.738,24

Electrical cost = \$ **402.244,54**

- ***Building***

Biaya pembangunan gedung diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.27 Aries & Newton halaman 108.

PEC = \$ 1.163.090,65

Tipe bangunan dibagi menjadi 3 :

- bangunan PEC kurang dari 250.000 \$
- bangunan PEC diantara 250.000 \$ - 1.000.000 \$
- bangunan PEC diatas 1.000.000 \$

Untuk bangunan PEC diantara 250.000 \$ - 1.000.000 \$:

Biaya bangunan outdoor = 40 % PEC = \$ 465.236,26

Biaya bangunan indoor = 65 % PEC = \$ 756.008,93

Total building cost = \$ **1.221.245,19**

- ***Land & yard improvement***

Harga tanah dihitung per hektar sedangkan lahan perbaikan (*yard improvement*) diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen sebesar 10% dari PEC. (Aries & Newton halaman 109) *yard improvement* 10% dari PEC termasuk :

- Pagar samping
- Trotoar beton
- Pagar besi
- Aspal

Dipilih tanah industri = 5.000 \$/Ha 1954 (Aries hal 109)

= 15.894 \$/Ha 2020

Luas tanah pabrik = 203.269,87 m² = 20,33 ha

<i>Land</i> (Tanah pabrik)	= \$	323.067,24
<i>Yard improvement</i>	= \$	116.309,07
<hr/>		
<i>Total Land & yard improvement Cost</i>	= \$	439.376,3

- Utilities

Biaya utilitas sudah termasuk dalam Purchase Equipment Cost, sehingga biaya physical plant cost untuk utilitas sudah terhitung diatas.

kesimpulan :

<i>Purchased equipment</i>	= \$	1.163.090,65
<i>Equipment installation</i>	= \$	141.966,26
<i>Piping</i>	= \$	1.000.257,96
<i>Instrumentation</i>	= \$	174.463,60
<i>Insulation</i>	= \$	93.047,25
<i>Electrical</i>	= \$	402.244,54
<i>Building</i>	= \$	1.221.245,19
<i>Land & yard improvements</i>	= \$	439.376,31
<i>Utilities</i>	=	-

<i>Physical plant cost</i>	= \$	4.635.691,76
-----------------------------------	------	---------------------

*** Direct plant cost**

Direct plant cost adalah penjumlahan *physical plant cost* dan *engineering and construction*.

- Physical plant cost

<i>Physical plant cost</i>	= \$	4.635.691,76
-----------------------------------	------	---------------------

- Engineering and construction

Biaya *engineering & Construction* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.4 Aries & Newton halaman 4.

PEC	= \$	1.163.090,65
------------	------	---------------------

Type Cost of Engineering and Construction dibagi menjadi 3 :

- PEC kurang dari 1.000.000 \$
- PEC diantara 1.000.000 \$ - 5.000.000 \$
- PEC diatas 5.000.000 \$

Untuk PEC kurang dari 1.000.000 \$ = 30 % PEC

Total Engineering & Construction Cost = \$ 348.927,20

Physical plant cost = \$ 4.635.691,76

Engineering and construction = \$ 348.927,20

Direct plant cost = \$ 4.984.618,96

* **Contractor fee**

Upah kontraktor 4% dari direct plant cost. (Aries & Newton hal 4)

Contractor fee Cost = \$ 199.384,76

* **Contingency**

Biaya cadangan/darurat tergantung level daruratnya. Level darurat dibagi menjadi 3 :

- Level rendah = 10 % *Direct Plant Cost*
- Level rata-rata = 15 % *Direct Plant Cost*
- Level tinggi = 25 % *Direct Plant Cost*

(Aries & Newton hal 4)

Dipilih contingency rata-rata.

Contingency cost = \$ 747.692,84

Maka :

Physical plant cost = \$ 4.635.691,76

Direct plant cost = \$ 4.984.618,96

Contractor fee = \$ 199.384,76

Contingency = \$ 747.692,84

Fixed Capital = \$ 10.567.388,32

Kesimpulan

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Physical plant cost</i>	4.635.691,76	69.152.468.253,8
<i>Direct plant cost</i>	4.984.618,96	74.357.554.812,7
<i>Contractor fee</i>	199.384,76	2.974.302.192,5
<i>Contingency</i>	747.692,84	11.153.633.221,9
<i>Fixed Capital</i>	10.567.388,32	157.637.958.480,93

2. Modal Kerja (*Working Capital*)

Besarnya *Working Capital* dapat dihitung jika diketahui rasio persen *Fixed Capital* dengan *Work Capital*, dan juga diketahui besarnya *Fixed Capital*.

Working Capital terdiri dari :

- Persediaan bahan baku
- Persediaan dalam proses
- Persediaan produk
- Kredit yang diperpanjang
- Uang tunai yang tersedia

Rasio :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90 %
2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10 %

$$\text{Fixed Capital Cost} = \$ \mathbf{10.567.388,32}$$

$$\text{Working Capital Cost} = \frac{\% \text{ Working Capital}}{\% \text{ Fixed Capital}} \times \text{Fixed Capital Cost}$$

$$\text{Working Capital Cost} = \$ \mathbf{1.174.154,26}$$

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Fixed Capital</i>	10.567.388,32	157.637.958.480,93
<i>Working Capital</i>	1.174.154,26	17.515.328.720,10
<i>Capital Investment</i>	11.741.542,57	175.153.287.201,03

B. Manufacturing Cost (Biaya Produksi)

Manufacturing Cost meliputi :

1. *Direct manufacturing cost*
 - a. *Raw material*
 - b. *Labor*
 - c. *Supervision*
 - d. *Maintenance*
 - e. *Plant supplies*
 - f. *Royalties & patent*
 - g. *Utilities*
2. *Indirect manufacturing cost*
 - a. *Payroll overhead*
 - b. *Laboratory*
 - c. *Plant overhead*
 - d. *Packing*
 - e. *Shipping*
3. *Depreciation*
4. *Property taxes*
5. *Insurance*

Penentuan *Manufacture Cost* di hitung dalam kebutuhan 1 tahun.

1 hari = 24 jam

1 tahun = 330 hari

1. *Direct manufacturing cost*

Direct Manufacturing adalah Biaya khusus yang dikeluarkan dalam produksi.

Direct manufacturing ditinjau per 1 tahun.

a. *Raw material*

- *Amonia*

Harga	=	8.950,44	Rp/Kg
		0,600	\$/Kg
Kebutuhan	=	1.791,519	Kg/jam
		14.188.834,294	Kg/tahun
Biaya	=	8.513.300,576	\$/tahun

- *Katalis Platinum-Rhodium*

Harga	=	78,00	\$/Kg
			(Alfa)
Densitas katalis, ρ	=	1.222,000	kg/m ³
			(Bayer)

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah tube R-01, Nt} &= 97 \\
\text{Tinggi tumpukan katalis, L} &= 7,200 \text{ m} \\
\text{Diameter dalam tube, Idt} &= 6,065 \text{ in} \\
&= 0,154 \text{ m} \\
\text{Porositas, } \epsilon &= 0,81
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume katalis} &= \text{Volume total tube} = \frac{\pi}{4} \text{Idt}^2 \cdot L \cdot Nt \cdot \epsilon \\
&= 10,487 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa katalis} &= \text{Volume katalis} \times \text{densitas} \\
&= 12.814,72 \text{ Kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan} &= 12.814,722 \text{ Kg/2 tahun} \\
&= 6.407,361 \text{ Kg/tahun}
\end{aligned}$$

$$\text{Biaya} = \$ 499.774,15$$

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
Amonia	8.513.300,58	126.996.310.018,03
Platinum-Rhodium	499.774,15	7.455.330.847,29
Raw material cost	9.013.074,72	134.451.640.865,32

b. Labor (Tenaga kerja)

Penentuan *Labor Cost* di hitung dalam kebutuhan 1 tahun.

Nilai index CEPCI :

a. CEPCI index tahun 1954 = 185,00 (Aries Newton, 1955 hal 18)

b. CEPCI index tahun 2018 = 603,10 (www.chemengonline.com)

Dari tabel 36 Aries & Newton hal 162, klasifikasi labor tahun 1954 :

Unskilled = \$ 1,5 - \$ 1,75 per jam

Skilled = \$ 1,75 - \$ 2,2 per jam

Squad leaders and foremen = \$ 2,2 - \$ 3,0 per jam

Jam kerja labor = 8 jam/hari

Jumlah hari = 330 hari/tahun

jumlah bulan = 12 bulan/tahun

Karena pabrik baru berdiri dan tenaga kerja masih belum berpengalaman, sehingga UMR menjadi dasaran gaji karyawan.

UMR kota Karawang = 4.594.324,00 Rp/bulan
6.381,01 Rp/jam
0,43 \$/jam

Rencana gaji/bulan tiap labor tahun 1954 :

Karyawan non shift	Gaji/jam tiap labor tahun 1954, \$	Gaji/bulan tiap labor tahun 2020, \$
Kepala bagian	0,80	176,00
Staff	0,60	132,00
Dokter	0,70	154,00
Perawat	0,50	110,00
Karyawan Shift		
Kepala bagian	0,80	176,00
Controll room alat proses	0,60	132,00
Operator lapangan alat proses	0,60	132,00
Controll room utilitas	0,60	132,00
Operator lapangan utilitas	0,60	132,00
Staff laboratorium	0,60	132,00
Staff keamanan	0,40	88,00
Staff HSE & Damkar	0,60	132,00
Total	7,40	1.628,00

Rencana gaji/bulan tiap labor tahun 2020 :

Karyawan non shift	Gaji/bulan tiap labor (2020), \$	Gaji/bulan tiap labor (2020), Rp
Kepala bagian	573,76	8.559.007,42
Staff	430,32	6.419.255,57
Dokter	502,04	7.489.131,50
Perawat	358,60	5.349.379,64
Karyawan Shift		
Kepala bagian	573,76	8.559.007,42
Controll room alat proses	430,32	6.419.255,57
Operator lapangan alat proses	430,32	6.419.255,57
Controll room utilitas	430,32	6.419.255,57
Operator lapangan utilitas	430,32	6.419.255,57
Staff laboratorium	430,32	6.419.255,57
Staff keamanan	286,88	4.279.503,71
Staff HSE & Damkar	430,32	6.419.255,57
Total	5.307,28	79.170.818,67

Rencana gaji/bulan semua labor dalam dollar tahun 2020 :

Karyawan non shift	Jumlah	Gaji/bulan semua labor tahun 2020, \$
Kepala bagian	6	3.442,56
Staff	16	6.885,12
Dokter	1	502,04
Perawat	1	358,60
Karyawan Shift		
Kepala bagian	4	2.295,04
Controll room alat proses	8	3.442,56
Operator lapangan alat proses	24	10.327,68
Controll room utilitas	16	6.885,12
Operator lapangan utilitas	32	13.770,24
Staff laboratorium	12	5.163,84
Staff keamanan	16	4.590,08
Staff HSE & Damkar	16	6.885,12
Total	152	64.548,00

Rencana gaji/bulan semua labor dalam Rupiah tahun 2020 :

Karyawan non shift	Jumlah	Gaji/bulan semua labor (2020), Rp
Kepala bagian	6	51.354.044,54
Staff	16	102.708.089,09
Dokter	1	7.489.131,50
Perawat	1	5.349.379,64
Karyawan Shift		
Kepala bagian	4	34.236.029,70
Controll room alat proses	8	51.354.044,54
Operator lapangan alat proses	24	154.062.133,63
Controll room utilitas	16	102.708.089,09
Operator lapangan utilitas	32	205.416.178,18
Staff laboratorium	12	77.031.066,82
Staff keamanan	16	68.472.059,39
Staff HSE & Damkar	16	102.708.089,09
Total	152	962.888.335,20

Rencana gaji/tahun semua labor tahun 2020 :

Karyawan non shift	Gaji/tahun semua labor (2020), \$	Gaji/tahun semua labor (2020), Rp
Kepala bagian	41.310,72	616.248.534,53
Staff	82.621,44	1.232.497.069,06
Dokter	6.024,48	89.869.577,95

Perawat	4.303,20	64.192.555,68
Karyawan Shift		
Kepala bagian	27.540,48	410.832.356,35
Controll room alat proses	41.310,72	616.248.534,53
Operator lapangan alat proses	123.932,16	1.848.745.603,58
Controll room utilitas	82.621,44	1.232.497.069,06
Operator lapangan utilitas	165.242,88	2.464.994.138,11
Staff laboratorium	61.966,08	924.372.801,79
Staff keamanan	55.080,96	821.664.712,70
Staff HSE & Damkar	82.621,44	1.232.497.069,06
Labor Cost	774.576,00	4.878.634.231,68

c. Supervision (Pengawas)

Rencana gaji/bulan tiap individu tahun 2020 :

Jabatan	Gaji/bulan tiap individu (2020), Rp	Gaji/bulan tiap individu (2020), \$
Direktur Utama	30.000.000,00	2.011,07
General Manager	25.000.000,00	1.675,90
Sekretaris	15.000.000,00	1.005,54
<i>Total</i>	70.000.000,00	4.692,51

Gaji/bulan semua individu tahun 2020 :

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan semua individu (2020), Rp	Gaji/bulan semua individu (2020), \$
Direktur Utama	1	30.000.000,00	2.011,07
General Manager	3	75.000.000,00	5.027,69
Sekretaris	4	60.000.000,00	4.022,15
<i>Total</i>		165.000.000,00	11.060,91

Rencana gaji/tahun semua individu tahun 2020 :

Jabatan	Jumlah	Gaji/tahun semua individu (2020), Rp	Gaji/tahun semua individu (2020), \$
Direktur Utama	1	360.000.000,00	24.132,89
General Manager	3	900.000.000,00	60.332,23
Sekretaris	4	720.000.000,00	48.265,78
Supervision Cost		1.980.000.000,00	132.730,90

d. Maintenance (Perbaikan & perawatan)

Biaya *Maintenance* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap *Capital Investmen t*. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 38 Aries & Newton

halaman 164.

<i>Type equipment</i>	<i>%Eq of Capital Investment</i>
<i>Simple</i>	2 - 4
<i>Average</i>	6 - 7
<i>Complicated</i>	8 - 10

Dipilih *Type equipment Average* = 6 % of Capital Investment

Capital Investment = **\$11.741.542,57**

Maintenance Cost = **\$ 704.492,55**

e. *Plant supplies*

Plant supplies merupakan persediaan barang - barang personel pabrik dalam mengoperasikan peralatan seperti gasket, bagan, pelumas, yang terkait erat dengan pemeliharaan.

(Aries & Newton hal 168)

Biaya *Plant supplies* sebesar 15% dari biaya *Maintenance*.

(Aries & Newton hal 168)

Plant supplies cost = **\$ 105.673,88**

f. *Royalties & patent*

Biaya *Royalties & patent* sebesar 1% dari *Sales Price*.

Diperkirakan harga produk = 2,0 \$/Kg

Kapasitas produk = 34.000.000,00 kg/tahun

Sales Price = **\$ 68.000.000,00**

Royalties & patent = **\$ 680.000,00**

g. *Utilities*

- *Bahan bakar Solar Industri*

Harga = 10.504,430 Rp/L

Kebutuhan = 163,230 L/tahun

Biaya = 1.714.638,6 Rp/tahun

114,94 \$/tahun

- *Dowtherm A*

Harga = 50.865,360 Rp/Kg

Kebutuhan	=	60.000	Kg/jam
		181,818	Kg/tahun
Biaya	=	9.248.247,3	Rp/tahun
		619,96	\$/tahun
- Silika gel			
Harga	=	5.000,000	Rp/Kg
Kebutuhan	=	1.293,926	Kg/bulan
	=	15.527,117	Kg/tahun
Biaya	=	77.635.584,000	Rp/tahun
		5.204,36	\$/tahun
- NaCl			
Harga	=	2.300,000	Rp/Kg
Kebutuhan	=	7.522,464	Kg/bulan
	=	90.269,572	Kg/tahun
Biaya	=	207.620.015,656	Rp/tahun
		13.917,98	\$/tahun
- NaOH			
Harga	=	4.429,290	Rp/Kg
Kebutuhan	=	3.851,502	Kg/bulan
	=	46.218,021	Kg/tahun
Biaya	=	204.713.017,688	Rp/tahun
		13.723,10	\$/tahun
- Clorine			
Harga	=	11.811,440	Rp/Kg
Kebutuhan	=	1,173	Kg/bulan
	=	14,076	Kg/tahun
Biaya	=	166.257,829	Rp/tahun
		11,15	\$/tahun

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
Bahan bakar solar industri	114,94	1.714.638,56
Dowtherm A	619,96	9.248.247,27
Silika gel	5.204,36	77.635.584,00
NaCl	13.917,98	207.620.015,66
NaOH	13.723,10	204.713.017,69
Clorine	11,15	166.257,83
Utilities Cost	33.591,49	501.097.761,00

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Raw material</i>	9.013.074,72	134.451.640.865,3
<i>Labor</i>	774.576,00	11.554.660.022,4
<i>Supervision</i>	132.730,90	1.980.000.000,0
<i>Maintenance</i>	704.492,55	10.509.197.232,06
<i>Plant supplies</i>	105.673,88	1.576.379.584,81
<i>Royalties & patent</i>	680.000,00	10.143.832.000,00
<i>Utilities</i>	33.591,49	501.097.761,00
<i>Direct manufacturing cost</i>	11.444.139,56	158.495.498.119,79

2. Indirect manufacturing cost

Indirect manufacturing adalah biaya yang dikeluarkan akibat dari operasi produksi yang bersifat tidak langsung. (Aries & Newton hal 173)

a. Payroll overhead

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pensiun, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan social, dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji overhead. *Payroll overhead* dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara 15 persen dari biaya tenaga kerja (*Labour*)

Biaya *payroll overhead* 15% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 173)

***Labor cost* = \$ 774.576,00**

***Payroll overhead* = \$ 116.186,40**

b. Laboratoty

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata-rata setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja (*Labor*) dapat digunakan.

Biaya *laboratory* 10% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

***Labor cost* = \$ 774.576,00**

***Laboratory* = \$ 77.457,60**

c. Plant overhead

Plant Overhead merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang dipersyaratkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilai setara dengan 50 sampai 100 persen dari biaya tenaga kerja (*Labor*) produktif.

Biaya *Plant overhead* 50% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

Labor cost = \$ **774.576,00**

Plant overhead = \$ **387.288,00**

d. Packing

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisik produk.

Produk berupa ASAM NITRAT berbentuk cair, disimpan pada drum 55-gall dengan biaya = 0,04 \$/gall (Tahun 1954)
(Aries & Newton hal 176)

Nilai index CEPCI :

a. CEPCI index tahun 1954 = 185,00 (Aries Newton, 1955 hal 18)

b. CEPCI index tahun 2020 = 588,06 (www.chemengonline.com)

Biaya drum 55-gall tahun 2020 = 0,13 \$/gall

Kapasitas Asam Nitrat = 34.000,00 ton/tahun

34.000.000,00 kg/tahun

Densitas Asam Nitrat = 1.510,00 kg/m³

Volume Asam Nitrat = 22.516,56 m³/tahun

5.948.198,68 gall/tahun

Packing cost = \$ **756.302,21**

e. Shipping

Asam Nitrat akan dijual di Indonesia sehingga produk dikirim dengan truk tangki.

Biaya pengiriman = 0,3 \$/truk/mil (Tahun 1954)

Nilai index CEPCI :

- a. CEPCI index tahun 1954 = 185,00 (Aries Newton, 1955 hal 18)
- b. CEPCI index tahun 2020 = 588,06 (www.chemengonline.com)

Biaya pengiriman tahun 2020 = 0,95 \$/truk/mil
 Kapasitas truk tangki = 16.000,00 Liter
 Kapasitas produk = 34.000.000,00 kg/tahun
 22.516,56 m3/tahun
 22.516.556,29 Liter
 Jumlah truk tangki = 1.407,28 Truk tangki
 Jarak pengiriman diperkirakan = 300 mil (Pemasaran dalam negeri)
Shipping = 402.600,59 \$

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Payroll overhead</i>	116.186,40	1.733.199.003,36
<i>Laboratoty</i>	77.457,60	1.155.466.002,24
<i>Plant overhead</i>	387.288,00	5.777.330.011,20
<i>Packing</i>	756.302,21	11.282.062.561,21
<i>Shipping</i>	402.600,59	6.005.754.051,06
<i>Indirect Manufacturing</i>	1.739.834,80	25.953.811.629,07

3. Depreciation

Depresiasi adalah penyusutan nilai dari aset/alat.

Depresiasi bernilai 8% dari *Capital Investment*.

(Aries & Nwton hal 180)

***Capital Investment* = \$ 11.741.542,57**

***Depreciation* = \$ 939.323,41**

4. Property taxes

Property tax adalah pajak terhadap aset/lahan/nilai properti.

Property tax bernilai 1% dari *Capital Investment*.

(Aries & Nwton hal 181)

Capital Investment = \$ 11.741.542,57

Property taxes = \$ 117.415,43

5. Insurance

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 1 persen dari *fixed-modal investasi*.

(Aries & Nwton hal 182)

Capital Investment = \$ 11.741.542,57

Insurance = \$ 117.415,43

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Direct manufacturing cost</i>	11.444.139,56	170.716.807.465,60
<i>Indirect manufacturing cost</i>	1.739.834,80	25.953.811.629,07
<i>Depreciation</i>	939.323,41	14.012.262.976,08
<i>Property taxes</i>	117.415,43	1.751.532.872,01
<i>Insurance</i>	117.415,43	1.751.532.872,01
Manufacturing Cost	14.358.128,62	214.185.947.814,78

C. General Expense (Pengeluaran Umum)

Berbagai pengeluaran yang di keluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang di sebut beban umum.

General Expense mencakup :

1. *Administration*
2. *Sales*
3. *Research*
4. *Finance*

(Aries & Newton hal 185)

1. Administration

Biaya administrasi merupakan sebuah perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk memperkirakan biaya admistrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2 sampai 3 persen dari harga jual atau 3 sampai 6 persen dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).

(Aries & Newton hal 185)

Administration	=	3	% manufacturing cost
Manufacturing cost	=	\$	14.358.128,62
Administration cost	=	\$	430.743,86

2. Sales

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjuala dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk itu dalam jumlah yang sama dengan 3 sampai 12 persen dari harga jual atau 5 sampai 22 persen dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).
(Aries & Newton hal 186)

<i>Sales</i>	=	5	% manufacturing cost
Manufacturing cost	=	\$	14.358.128,62
Sales	=	\$	717.906,43

3. Research

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 sampai 4 persen dari harga jual atau 3,5-8 dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).
(Aries & Newton hal 186)

<i>Sales</i>	=	3,5	% manufacturing cost
Manufacturing cost	=	\$	14.358.128,62
Sales	=	\$	502.534,50

4. Finance

Beban finace sebesar 2 - 4 % dari *Capital investment*.
(Aries & Newton hal 187)

Administration	=	2	% Capital Investment
Capital Investment	=	\$	11.741.542,57
Sales	=	\$	234.830,85

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Administration</i>	430.743,86	6.425.578.434,44
<i>Sales</i>	717.906,43	10.709.297.390,74
<i>Research</i>	502.534,50	7.496.508.173,52
<i>Finance</i>	234.830,85	3.503.065.744,02
<i>General Expense</i>	1.886.015,64	28.134.449.742,72

D. Penjualan & Keuntungan

Keuntungan ditinjau per 1 tahun.

1. Total biaya produksi meliputi :

- *Manufacturing cost*
- *General expense*

Manufacturing cost = \$ 14.358.128,62

General expense = \$ 1.886.015,64

Total biaya produksi = \$ 16.244.144,26

Rp242.320.397.557,5

2. Harga dasar

Harga dasar didapat dari total biaya produksi dibagi kapaitas pabrik.

Kapasitas produk = 34.000,00 ton/tahun
34.000.000,00 kg/tahun

$$\text{Harga dasar} = \frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produk}} = \begin{matrix} 0,478 & \$/\text{Kg} \\ 7.127,07 & \text{Rp/kg} \end{matrix}$$

3. Harga jual

Dirancang, keuntungan = 14 % harga dasar

Harga jual = harga dasar + keuntungan

Harga jual = 0,5463 \$/Kg
8.149,28 Rp/kg

Kapasitas produk = 34.000,00 ton/tahun
34.000.000,00 kg/tahun

Sales Price = \$ 18.573.986,84

4. Analisa Keuntungan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian yaitu:

a. Keuntungan sebelum pajak

Keuntungan sebelum pajak = Total penjualan – Total Biaya Produksi

Total penjualan	= \$	18.573.986,84
Total biaya produksi	= \$	16.244.144,26

Keuntungan sebelum pajak	= \$	2.329.842,58
	Rp	34.755.193.755,18

b. Keuntungan sebelum pajak

Pajak keuntungan = 3 % keuntungan

(Aries & Newton hal 190)

Keuntungan setelah pajak = Keuntungan sebelum pajak x (100% - 5%)

Keuntungan setelah pajak	=	2.259.947,31
	Rp	33.712.537.942,52

E. Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik Vinil Asetat monomer. Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton halaman 204. Adapun biaya tersebut antara lain :

- Fixed Cost (Fa):

a. <i>Depresiassi</i>	= \$	939.323,41
b. <i>Property tax</i>	= \$	117.415,43
c. <i>Insurance</i>	= \$	117.415,43

Fixed Cost	= \$	1.174.154,26
-------------------	------	---------------------

- Variable Cost (Va)

a. <i>Raw material</i>	= \$	9.013.074,72
b. <i>Packaging</i>	= \$	756.302,21
c. <i>Shipping</i>	= \$	402.600,59
d. <i>Utilitas</i>	= \$	33.591,49

e. <i>Royalty dan Patent</i>	= \$	680.000,00
<hr/>		
<i>Variable Cost</i>	= \$	10.885.569,02
- <i>Regulated Cost (Ra)</i>		
a. <i>Labor</i>	= \$	774.576,00
b. <i>Plant Overhead</i>	= \$	387.288,00
c. <i>Supervision</i>	= \$	132.730,90
d. <i>Laboratory</i>	= \$	77.457,60
e. <i>General Expense</i>	= \$	1.886.015,64
f. <i>Maintenance</i>	= \$	704.492,55
g. <i>Plant Supplies</i>	= \$	105.673,88
<hr/>		
<i>Regulated Cost</i>	= \$	4.068.234,58
- <i>Sales Price (Sa)</i>		
<i>Sales price</i>	= \$	18.573.986,84

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapun analisis ekonomi yang ditinjau dari:

1. *Return on investment (ROI)*

ROI adalah besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

a. **Sebelum pajak**

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak. ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193 :

$$ROI = \frac{Pb.ra}{I_F} \times 100\%$$

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak
 I_F = Investasi modal (*Capital investment*)

Diketahui :
 $I_F = \text{Rp } 175.153.287.201,03$
 $Pb.ra = \text{Rp } 34.755.193.755,18$

$$ROI = \frac{Pb.ra}{I_F} \times 100\% = 19,84 \%$$

b. Setelah pajak

Persentase ini dihitung atas dasar setelah pembayaran pajak.

ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193 :

$$ROI = \frac{Pa.ra}{I_F} \times 100\%$$

$Pa.ra = \text{Laba tahunan setelah pajak}$
 $I_F = \text{Modal tetap (Capital investment)}$

Diketahui :
 $I_F = \text{Rp } 175.153.287.201,03$
 $Pa.ra = \text{Rp } 33.712.537.942,52$

$$ROI = \frac{Pa.ra}{I_F} \times 100\% = 19,25 \%$$

2. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun.

a. POT sebelum pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195 :

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1 \cdot I_F}$$

$Pb.ra = \text{Laba tahunan sebelum pajak}$
 $I_F = \text{Modal tetap (Capital investment)}$

Diketahui :
 $I_F = \text{Rp } 175.153.287.201,03$
 $Pb.ra = \text{Rp } 34.755.193.755,18$

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1.I_F} = 3,35 \quad \text{Tahun}$$

b. POT setelah pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195 :

$$POT = \frac{I_F}{Pa.ra + 0,1.I_F}$$

Pa.ra = Laba tahunan setelah pajak
 I_F = Modal tetap (*Capital investment*)

Diketahui :

$$I_F = \text{Rp } 175.153.287.201,03$$

$$Pb\backslash a.ra = \text{Rp } 33.712.537.942,52$$

$$POT = \frac{I_F}{Pa.ra + 0,1.I_F} = 3,42 \quad \text{Tahun}$$

3. Break Event Point (BEP)

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produksinya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian.

BEP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 206 :

$$ra = \frac{(Fa + 0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan :

ra = Tingkat penjualan tahunan, Kg/tahun

Fa = Biaya tetap tahunan

Ra = Biaya mengambang tahunan

Z = Kapasitas produksi tahunan

Sa = Harga jual produk

Va = Biaya berubah-ubah tahunan

Diketahui :

$$Fa = \text{Rp } 17.515.328.720$$

$$Ra = \text{Rp } 60.687.482.595$$

$$Z = 34.000.000,00 \text{ kg/tahun}$$

$$Sa = \text{Rp } 277.075.591.313$$

$$Va = \text{Rp } 162.384.387.239$$

$$ra = \frac{(Fa + 0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 16.819.471,91 \quad \text{kg/tahun}$$

$$\% BEP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 49,47 \quad \%$$

4. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah titik aktifitas produksi pabrik harus dihentikan karena pemasukan dari penjualan produk tidak mampu melanjutkan kegiatan produksinya. Penyebab antara lain adalah *Regulated Cost* yang terlalu tinggi. SDP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 207 :

$$ra = \frac{0,3.Ra.Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan :

ra = Tingkat produksi tahunan, Kg/tahun
 Fa = Biaya tetap tahunan
 Ra = Biaya mengambang tahunan
 Z = Kapasitas produksi tahunan
 Sa = Harga jual produk
 Va = Biaya berubah-ubah tahunan

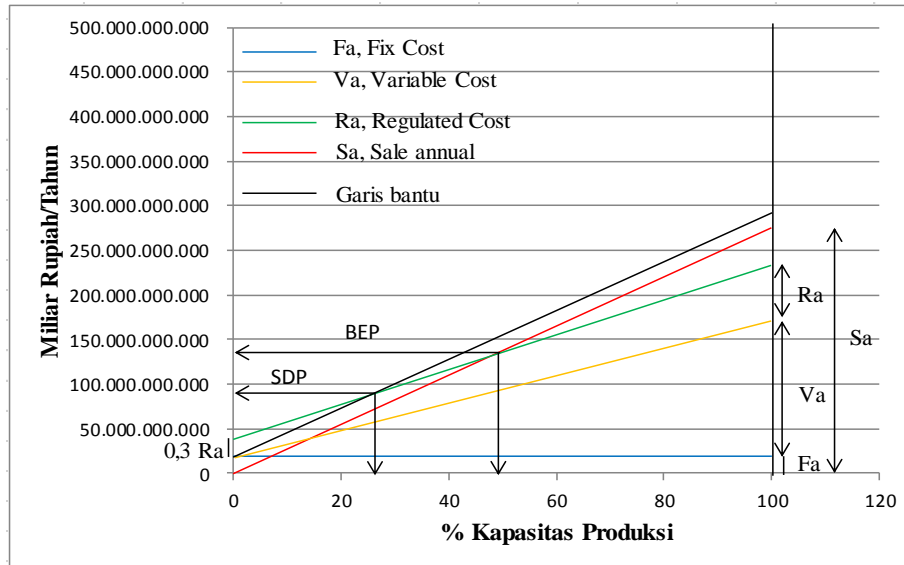
Diketahui :

Fa = Rp 17.515.328.720
 Ra = Rp 60.687.482.595
 Z = 34.000.000,00 kg/tahun
 Sa = Rp 277.075.591.313
 Va = Rp 162.384.387.239

$$ra = \frac{0,3.Ra.Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 8.572.394,57 \quad \text{kg/tahun}$$

$$\% SDP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 25,21 \quad \%$$

5. Grafik BEP dan SDP



BEP	=	49,47 %
SDP	=	25,21 %
Fa	=	Rp 17.515.328.720,10
Va	=	Rp 162.384.387.238,60
Ra	=	Rp 60.687.482.595,43
Sa	=	Rp 277.075.591.312,67
0,3 Ra	=	Rp 18.206.244.778,63
Fa + Va	=	Rp 179.899.715.958,70
Fa + Va + Ra	=	Rp 240.587.198.554,13

6. Discounted Cash Flow (DCF)

DCF adalah piranti untuk mengukur apakah sebuah investasi menarik atau tidak. Investasi ke pabrik menarik apabila DCF lebih besar dari bunga bank.

a. Umur ekonomi pabrik

Nilai sisa (*Salvage value*) berupa 10% harga alat, 10% harga bangunan dan harga tanah.

<i>Salvage value</i>	=	Rp 8.376.132.447,77
<i>Fix Capital</i>	=	Rp157.637.958.480,9
<i>Depreciation</i>	=	Rp14.012.262.976,08

$$\text{Umur pabrik, } n = \frac{\text{Capital investmen} - \text{Salvage value}}{\text{Depreciation}}$$

$$n = 10,65 \text{ tahun}$$

$$n = 11 \text{ tahun (terbilang)}$$

b. DCF

$$\text{Salvage Value, } SV = \text{Rp } 8.376.132.447,77$$

$$\text{Fix Capital, } FC = \text{Rp } 157.637.958.480,93$$

$$\text{Working Capital, } WC = \text{Rp } 17.515.328.720,10$$

$$\text{Keuntungan setelah pajak} = \text{Rp } 33.712.537.942,52$$

$$\text{Depreciation} = \text{Rp } 14.012.262.976,08$$

$$\text{Finance} = \text{Rp } 3.503.065.744,02$$

$$\begin{aligned} \text{Cash flow, } CF &= \text{keuntungan setelah pajak} + \text{Depreciation} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp } 51.227.866.662,63 \end{aligned}$$

$$(FC + WC) = \frac{\{[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1] \times CF + [WC + SV]\}}{(1 + i)^n}$$

$$FC + WC = \text{Rp } 175.153.287.201,03$$

$$\text{Trial } i/\text{DCF} = 27,5 \% = 0,275$$

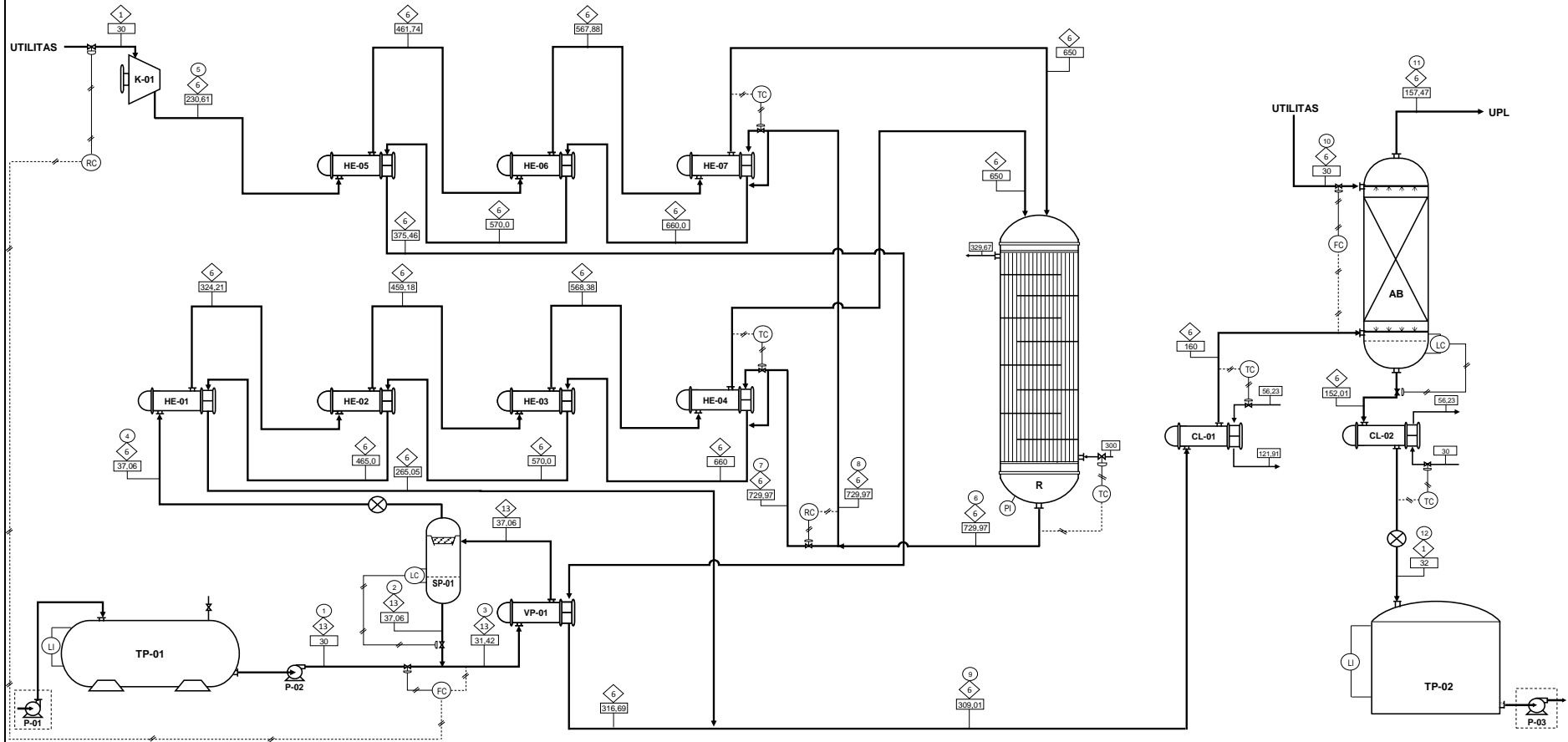
$$\text{Ruas kanan} = \text{Rp } 175.153.287.201,03$$

$$\text{Bunga bank rata - rata} = 10 \%$$

Kesimpulan evaluasi ekonomi :

Komponen	Parameter Low Risk minimum	Hasil evaluasi	Satuan	Keterangan
ROI sebelum pajak	11%	19,84	%	Layak
POT sebelum pajak	5 tahun	3,4	tahun	Layak
BEP	40 % - 60 %	49,47	%	Layak
SDP	-	25,21	%	-
DFC	10%	27,51	%	Layak


PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM NITRAT DARI AMONIA DAN UDARA
KAPASITAS PRODUKSI : 34.000 TON/TAHUN



NERACA MASSA (kg/jam)

NO	KOMPONEN	NOMOR ARUS												
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
1	N ₂					20971,3551	20971,3551	3145,7033	17825,6518	20971,3551		20971,3551		
2	O ₂					6371,0446	547,6065	82,1410	465,4655	547,6065		547,6065		
3	NH ₃	1790,8029	412,5297	2203,3326	1790,8029		17,9080	2,6862	15,2218	17,9080		17,9080		
4	NO						31,2864	4,6930	26,5934	31,2864		1053,4124		
5	NO ₂						4749,2724	712,3909	4036,8816	4749,2724		47,4927		
6	H ₂ O	0,7166	37,4190	38,1357	0,7166		2816,4908	422,4736	2394,0172	2816,4908	2924,8529	2816,4908	2311,5773	
7	HNO ₃												4292,9293	
	Jumlah	1791,5195	449,9488	2241,4682	1791,5195	27342,3996	29133,9191	4370,0879	24763,8313	29133,9191	2924,8529	25454,2654	6604,5066	

KETERANGAN			
P	Pompa	AB	Absorber
TP	Tangki	FC	Flow Controller
VP	Vaporizer	TC	Temp. Controller
SP	Separator	LC	Level Controller
K	Kompresor	PI	Pressure Indikator
HE	Heater	—	Nomor Arus
R	Reaktor	—	Temperatur (°C)
CL	Cooler	◇	Tekanan (atm)


 JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
 UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"
 YOGYAKARTA
 PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA RANCANGAN
PABRIK ASAM NITRAT DARI AMONIA DAN UDARA
 KAPASITAS: 34.000 TON/TAHUN
 Disusun Oleh
 Nama : DAVID TARONGGAL A. 121140095
 AGAM SYAHBENNA 121140104
 Dosen Pembimbing 1. Ir. SRI WAHYUNI S. R., M.T.
 2. Ir. PURWO SUBAGYO, M.T.