

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI



Disusun oleh

Destiana Eka Rahmasari	121180014
Alisah	121180034

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"
YOGYAKARTA
2022**

HALAMAN PENGAJUAN
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan kepada Program Studi S1 Teknik Kimia
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Industri
Universitas Pembangunan “Veteran” Yogyakarta
Guna melengkapi syarat-syarat
Untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia

Disusun oleh:

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034

PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”
YOGYAKARTA
2022

**HALAMAN PENGESAHAN
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Disusun oleh:

Destiana Eka Rahmasari 121180014

Alisah 121180034

Yogyakarta, September 2022

Program Studi S1 Teknik Kimia

Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknik Industri

Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta

Disetujui untuk Ujian Pendadaran oleh:

Dosen Pembimbing 1

Dosen Pembimbing 2

Ir. R. R. Endang Sulistiyowati, M.T

NIP. 196110420 198903 2 001

Aditya Kurniawan, S.T., M.T

NIP. 19880611 201803 1 001

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun ucapkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas segala karunia-Nya, penyusun dapat menyelesaikan proposal skripsi dengan judul “Prarancangan Pabrik Gliserin Trinitrat dari Gliserin dan Asam Nitrat Kapasitas 15.000 ton/tahun”. Skripsi prarancangan pabrik ini disusun untuk memenuhi syarat-syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi Teknik Kimia S1, Fakultas Teknik Industri Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.

Penyusunan skripsi ini dapat diselesaikan karena adanya bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penyusun mengucapkan terimakasih kepada:

1. Ibu Ir. RR. Endang Sulistiyowati, M.T selaku dosen pembimbing I di kampus Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.
2. Bapak Aditya Kurniawan M.T selaku dosen pembimbing II di kampus Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.
3. Rekan – rekan yang selalu membantu selama proses mengerjakan tugas akhir ini.

Semoga skripsi ini dapat dijadikan sebagai bahan pembelajaran dan pengembangan wawasan serta bermanfaat bagi pembaca. Penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun bagi perbaikan skripsi ini.

Yogyakarta, September 2022

Penyusun

HALAMAN PERSEMBAHAN

Puji syukur kepada Allah SWT atas rahmat, karunia, dan hidayahNya, sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi ini dengan baik. Penulis menyadari bahwa dalam penyelesaian skripsi ini tidak lepas dari bantuan, arahan, dukungan dari berbagai pihak. Maka dengan segala kerendahan hati, penulis ingin mengucapkan terima kasih dan mempersembahkan Tugas Akhir ini kepada:

1. Bapak Supriyadi dan Ibu Dwi Astuti, yang selalu mendoakan kesuksesan, memberi support, serta mencukupi segala kebutuhan. Thank you and love Papa n Mama!!
2. Akung Sagimin Siswodiwiryono, yang selalu memberikan semangat untuk segera menyelesaikan skripsi dan selalu mendoakan cucu-cucunya.
3. Alisah S.T, partner dalam penyelesaian skripsi ini, sahabat terbaik- terkocak dan ter ter lainnya, asiik bisa S.T bareng, sukses selalu ya kita!! Alhamdulillah akhirnya ya wak setelah drama perskripsian bisa diizinkan sidang bareng di tahun 2022. Terima kasih udah sama-sama belajar skripsi dan memaknai perjalanan.
4. Ulfa Anisa, Lany Torisy Damanik, Lia Widyaningsih, Anggit Aulifia, Refa Shopiyah Agustina, keluarga minusplus ku, sahabat terbaik semasa kuliah yang akrab dari awal jadi maba sampai udah rasa saudara. Terima kasih banyak-banyak udah menjadi rumah ternyaman selama kuliah, teman belajar, teman jalan-jalan, teman healing, dan teman cerita. Semoga kalian sukses selalu!
5. Rizky Kesuma Dewi dan Ulfiana Lailatus Saadah, terimakasih telah menjadi sahabat semasa kuliah, yang baik hatinya walaupun berbeda jurusan tetapi selalu menyemangati dan mendengarkan keluh kesah.
6. Siti Mahmudah Nur Hidayati, Shafira Ainun Dzikiyya, Tomi Pangestu, sahabat semasa SMA yang selalu memberi semangat dan menjadi tempat ternyaman saat sharing tentang apapun. Thank you guys!
7. Teman-teman teknik kimia angkatan 2018, terima kasih telah banyak membantu selama kuliah.

Penulis menyadari bahwa skripsi ini masih membutuhkan masukan dan saran dari berbagai pihak untuk mencapai kesempurnaan. Harapan penulis semoga skripsi ini dapat bermanfaat bagi pembacanya

Yogyakarta, 21 Oktober 2022

Destiana Eka Rahmasari

HALAMAN PERSEMBAHAN

Puji syukur kepada Allah SWT atas rahmat, karunia, dan hidayahNya, sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi ini dengan baik. Penulis menyadari bahwa dalam penyelesaian skripsi ini tidak lepas dari bantuan, arahan, dukungan dari berbagai pihak. Maka dengan segala kerendahan hati, penulis ingin mengucapkan terima kasih dan mempersembahkan Tugas Akhir ini kepada:

1. Ibu Husni, yang selalu mendoakan kesuksesan, memberi support, serta mencukupi segala kebutuhan , Terimakasih sudah menjadi cinta Pertama dan Ibu yang hebat bagi Alisah , Thank you and love celok !!
2. Kakak perempuanku Jannatul Rahmi , kedua abangku firdaus dan fauzi , abang Ade chandra dan kak Yola yang selalu memberikan semangat untuk segera menyelesaikan skripsi dan selalu mendoakan.
3. Keponakanku Chantika Candra , Teguh Adera Chandra dan Queensha Almahyra Fiola.
4. Destiana Eka Rahmasari S.T, partner dalam penyelesaian skripsi ini, sahabat terfreak dan terBudreek lainnya, wadaw bisa S.T bareng, sukses selalu ya kita!! Alhamdulillah akhirnya ya setelah 45 kali drama perskripsian bisa diizinkan sidang bareng di tahun 2022. Terima kasih udah sama-sama belajar skripsi dan memaknai perjalanan.
5. Ulfa Anisa, Lany Torisy Damanik, Lia Widyaningsih, Anggit Aulifia, Refa Shopiyah Agustina, keluarga minusplus ku, dan Ulfi Lailatul Saadah, sahabat terbaik semasa kuliah yang selalu minus kehadirannya tapi selalu plus isi dompetnya, akrab dari awal jadi maba sampai udah rasa saudara. Terima kasih banyak-banyak udah menjadi rumah ternyaman selama kuliah, teman belajar, teman jalan-jalan, teman healing, dan teman cerita. Semoga kalian sukses selalu!
6. Seluruh member EXO Kim Min Seok (Xiumin), Kim Jun Myeon (Suho), Kim Jong Dae (Chen), Zhang Yixing (Lay), Park Chan Yeol (Chanyeol), Byun Baek Hyun (Baekhyun) , Do Kyung Soo (D.O) , Kim Jong In (Kai), Oh Se Hun (Sehun) yang telah memberikan kebahagiaan paling sederhana atas kehadiran dan karya-karyanya sehingga memberi motivasi dan inspirasi kepada penulis dalam menyelesaikan Skripsi.
7. Teman-teman teknik kimia angkatan 2018, terima kasih telah banyak membantu selama kuliah.

8. *Last but not least, I wanna thank me. I wanna thank me for believing in me. I wanna thank me for all doing this hard work. I wanna thank me for having no days off. I wanna thank me for never quitting. I wanna thank me for just being me at all times.*

Penulis menyadari bahwa skripsi ini masih membutuhkan masukan dan saran dari berbagai pihak untuk mencapai kesempurnaan. Harapan penulis semoga skripsi ini dapat bermanfaat bagi pembacanya

Yogyakarta, 21 Oktober 2022

Alisah

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGAJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
KATA PENGANTAR	iv
HALAMAN PERSEMBAHAN	v
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xi
INTISARI	xiii
CATATAN SIDANG PENDADARAN	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1. Latar Belakang	1
I.2. Prospek Pasar	2
I.3. Kapasitas Produksi	4
I.4. Sasaran Pasar	5
I.5. Lokasi Pabrik	5
I.6. Tinjauan Pustaka	8
I.7. Tinjauan Termodinamika	13
I.8. Tinjauan Kinetika	18
I.9. Pemilihan Reaktor	19
BAB II PROSES PRODUKSI	20
II.1. Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, Produk	20
II.2. Uraian Proses	26
II.3. Rencana Alat yang Digunakan	28
II.4. Keselamatan dan Kesehatan Kerja Produk Gliserin Trinitrat	29
II.5. Diagram Alir	31
II.6. Tata Letak	33
II.7. Spesifikasi Alat Proses	37
II.8. Spesifikasi alat alat- utilitas	59
II.9. Neraca Massa	71
II.10. Neraca Energi	74
BAB III UTILITAS	77

III.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	77
III.2. Listrik	83
III.3. Bahan Bakar	83
III.4. Udara Tekan	83
III.5. Unit Refrigerasi	84
BAB IV MANAJEMEN PERUSAHAAN	89
IV.1. Bentuk Badan Usaha	89
IV.2. Struktur Organisasi	90
IV.3. Jadwal Kerja Karyawan	93
IV.4. Jumlah Karyawan	95
BAB V EVALUASI EKONOMI	103
V.1. Investasi pabrik	103
V.2. Analisis kelayakan	103
BAB VI KESIMPULAN	106

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1. Data Impor Propellent Powder di Indonesia.....	2
Tabel I. 2. Data Pabrik Gliserin Trinitrat	3
Tabel I. 3. Data Impor Gliserin Trinitrat Negara-Negara di Dunia.....	3
Tabel I. 4. Data Harga Komponen Produksi	11
Tabel I. 5. Tinjauan Pemilihan Proses Secara Teknis	12
Tabel I. 6. Data Panas Pembentukan Standar pada suhu 298 K.....	14
Tabel I. 7. Data Kapasitas Panas.....	14
Tabel I. 8. Data Δ Gibbs Komponen Produksi.....	16
Tabel II. 1. Neraca Massa Mixer (M-01)	71
Tabel II. 2. Neraca Massa Reaktor-01 (R-01).....	71
Tabel II. 3. Neraca Massa Dekanter-01 (R-01).....	72
Tabel II. 4. Neraca Massa Netralizer -01 (N-01)	72
Tabel II. 5. Neraca Massa Mixer -02	73
Tabel II. 6. Neraca Massa Dekanter -02 (DE-02)	73
Tabel II. 7. Neraca Massa Washtank	74
Tabel II. 8. Neraca Energi Mixer (M-01).....	74
Tabel II. 9. Neraca Energi Reaktor -01 (R-01)	75
Tabel II. 10. Neraca Energi Mixer -02 (M-02)	75
Tabel II. 11. Neraca Energi Netralizer-01 (N-01).....	76
Tabel II. 12. Neraca Energi Washtank (WT)	76
Tabel III. 1. Kebutuhan Air di Dalam Pabrik	78
Tabel III. 2. Air <i>Make up</i> yang Diperlukan.....	78
Tabel III. 3. Spesifikasi Air di Krakatau Tirta Industri.....	82
Tabel III. 4. Baku Mutu Kandungan Kontaminan air	83
Tabel IV. 1. Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i>	94
Tabel IV. 2. Tenaga Kerja di Bagian Produksi	96
Tabel IV. 3. Tenaga Kerja di Bagian Utilitas	97
Tabel IV. 4. Karyawan Shift	98
Tabel IV. 5. Karyawan Non-shift.....	99
Tabel V. 1. Kesimpulan Analisis Kelayakan	105

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1. Grafik Kapasitas Impor Propellent Powder	4
Gambar II. 1. Diagram Alir Kuantitatif	31
Gambar II. 2. Diagram Alir Kualitatif	32
Gambar II. 3. Tata Letak Pabrik	35
Gambar II. 4. Tata Letak Alat	36
Gambar III. 1. Unit Penyedia Udara tekan.....	84
Gambar III. 2. PEFD Utilitas Air	86
Gambar III. 3. PEFD Brine	87
Gambar III. 4. Skema Unit Refrigerasi	88
Gambar IV. 1. Struktur Organisasi	92
Gambar V. 1. Grafik Evaluasi Ekonomi	105

INTISARI

Gliserin Trinitrat merupakan produk yang digunakan sebagai bahan baku peledak, senjata api, serta sebagai obat untuk penyakit jantung. Karena penggunaan Gliserin Trinitrat yang cukup luas dalam dunia industri dan kesehatan, maka untuk memenuhi kebutuhan Gliserin Trinitrat di dalam negeri yang semakin besar setiap tahunnya didirikan pabrik Gliserin Trinitrat. Pabrik Gliserin Trinitrat dengan kapasitas 15.000 ton/tahun dirancang akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun, dengan proses produksi selama 24 jam dalam 1 hari. Bahan baku berupa Gliserin yang diperoleh dari PT. Cisadane Raya Chemicals di Tangerang, Asam Nitrat diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia di Cikampek, Asam Sulfat diperoleh dari PT. Indonesian Acid Industry di Jakarta, dan Natrium Karbonat diperoleh dari PT. Samarth Chemicals Indonesia di Jakarta. Pabrik direncanakan didirikan di Cilegon, Provinsi Banten, dengan luas tanah yang dibutuhkan sebesar 64.260 m² dengan jumlah karyawan sebanyak 212 orang.

Dalam pembuatan Gliserin Trinitrat proses yang dipilih adalah proses Biazzini. Reaksi yang terjadi pada pembentukan Gliserin Trinitrat adalah reaksi Nitrasasi yang berlangsung secara eksotermis. Proses ini berlangsung dalam reaktor alir tangki berpengaduk dengan suhu 15°C tekanan 1 atm, menggunakan pendingin brine dan katalis Asam Sulfat. Umpan masuk dalam reaktor berupa Gliserin dan Asam Campuran yang terdiri dari Asam Sulfat dan Asam Nitrat. Hasil keluar reaktor dialirkan menuju dekanter (DE-01) untuk memisahkan fase ringan dan fase berat. Fase ringan hasil dari dekanter diumpungkan ke Netralizer (N), sedangkan hasil bawah recycle ke Mixer (M-01). Di dalam Netralizer Asam nitrat dan Asam Sulfat dinetralkan menggunakan larutan Natrium Karbonat sehingga terbentuk garam, untuk memisahkan produk gliserin trinitrat dan garam digunakan alat pemisah dekanter (DE-2) dengan hasil atas berupa garam, Gliserin, dan air yang dialirkan menuju UPL dan hasil bawah berupa produk Gliserin Trinitrat dengan kemurnian 99,5%, selanjutnya untuk faktor keamanan produk dialirkan menuju wash tank dan diberikan tambahan air sebagai stabilizer karena sifat produk yang sensitif terhadap guncangan. Untuk mendukung jalannya proses produksi dan operasional pabrik, maka pabrik membutuhkan unit penunjang yang terdiri dari air sebanyak 98.534,4738 kg/jam dengan air make up sebanyak 19.417,627 kg/jam, listrik sebesar 555 kW yang disuply dari PLN dengan cadangan 1 buah generator berkekuatan 444 kW, bahan bakar sebesar 72 liter/jam, dan udara tekan 88,22 m³/jam.

Hasil analisa menunjukkan pabrik ini membutuhkan Fixed Capital Investment (FCI) Rp.379.564.100.830,9 dan \$10.589.615 dan Working Capital (WC) sebesar Rp124.721.112.971 /tahun, Analisis ekonomi Pabrik Gliserin Trinitrat ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 45,81% dan ROI sesudah pajak sebesar 36,65%, nilai POT sebelum pajak adalah 1,8 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,1 tahun, BEP sebesar 43,7% kapasitas produksi dan SDP sebesar 15,1% kapasitas produksi, dan DCF sebesar 30,26%. Berdasarkan data evaluasi ekonomi tersebut, maka Pabrik Gliserin Trinitrat layak untuk dikaji lebih lanjut

Kata kunci: Gliserin Trinitrat, Gliserin, reaktor alir tangki berpengaduk, Biazzini, Nitrasasi

CATATAN SIDANG PENDADARAN

Nama : Destiana Eka Rahmasari (121180014)

Alisah (121180034)

Tanggal Pelaksanaan : Rabu , 19 Oktober 2022

Metode Pelaksanaan : Luring di Ruang Seminar Jurusan S1 Teknik Kimia

Dosen Pembimbing : 1. Ir. Endang Sulistyowati, M.T

2. Aditya Kurniawan S.T, M.T

Dosen Penguji : 1. Ir. Tunjung Wahyu Widayati, M.T

2. Siswanti, S.T., M.T

Daftar Pertanyaan dan Jawaban:

1. Mengapa kapasitas pabrik anda 15.000?

Jawab :

Pertimbangan kapasitas 15.000 ton/tahun ini berdasarkan data impor gliserin trinitrat pada data BPS dari tahun 2014 hingga 2018 cenderung mengalami peningkatan. Diperkirakan kebutuhan impor pada tahun 2026 mencapai 634 ton/tahun. Jumlah ini masih sedikit namun juga didukung oleh kapasitas pabrik yang telah beroperasi di dunia, dengan kapasitas terbesar 20.000 ton/tahun (Celanese Bishop, Texas) dan kapasitas terkecil 6.500 ton/tahun(Biazzy, Italy). Dan juga didukung pasar luar negeri oleh negara negara yang mengimpor gliserin trinitrat yang dekat dengan Indonesia dan giat militer, yang memiliki kapasitas hingga mencapai 11.000 ton/tahun. Sehingga kapasitas 15.000 diambil dari rentang angka tersebut, utama untuk kebutuhan dalam negeri dan sisanya akan diekspor.

2. Mengapa dalam menentukan kapasitas membandingkan pabrik-pabrik yang telah berdiri di dunia?

Jawab :

Membandingkan kapasitas pabrik yang dirancang dengan kapasitas pabrik yang telah berdiri di dunia, bertujuan untuk agar alat – alat yang digunakan sesuai ukuran standar selain itu ditinjau dari aspek ekonomi, pabrik-pabrik yang sudah berdiri di dunia sudah berhasil.

3. Berapa kemurniaan produk ?

Jawab : kemurnian produk gliserin trinitrate adalah 99.5% dengan impurities 0,5 % air

Kemurnian di sesuaikan dengan kebutuhan pasaran yaitu 99% (Paten USPTO No.4.091.091.)

4. Kenapa pemisahan menggunakan decanter vertical ?

Jawab :

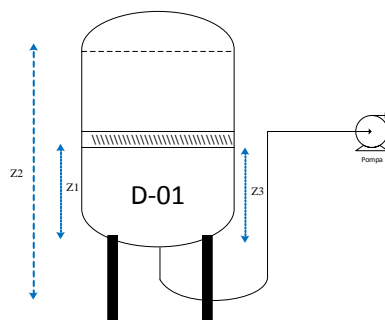
Decanter vertical digunakan karena massa dari fase ringannya lebih banyak daripada fase beratnya. Perbedaan antar fasanya akan terlihat menggunakan decanter vertical dibandingkan decanter horizontal karena luas permukaan interface yang terlihat lebih kecil

5. Apakah hasil keluaran decanter bisa menggunakan pompa ?

Jawab :

Tidak bisa . akan tetapi dapat menggunakan pipa berbentuk U (*goose neck*) untuk mengalirkan fasa berat, sehingga fasa ringan tidak terikut ke bawah , jika menggunakan pompa , tekanan yang di hasilkan oleh pompa akan membuat fasa ringan akan terikut ke fasa bawah (fase berat)

Skema perancangan Dekanter menggunakan Pipa berbentuk U



6. Bagaimana urutan densitas di dekanter 01 dari yang terkecil?

Jawab :

Densitas pada dekanter 01

H₂O (Air) = 0,997 (kg/l)

C₃H₈OH₃ (Gliserin) = 1,257(kg/l)

C₃H₅N₃O₉ (Gliserin Trinitrat) = 1,586 (kg/l)

HNO₃ (Asam Nitrat) = 1,587 (kg/l)

H₂SO₄ (Asam Sulfat) = 1,833 (kg/l)

7. Bagaimana reaksi dalam netralizer?

Jawab :

Reaksi I: $\text{Na}_2\text{CO}_3 + 2\text{HNO}_3 \rightarrow 2\text{NaNO}_3 + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$

Reaksi II: $\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$

Penetralan dalam netralizer menggunakan Na₂CO₃ (Natrium Karbonat) .

Meskipun NaOH lazim digunakan sebagai bahan penetralan zat asam namun dalam hal ini , NaOH mampu meningkatkan suhu campuran pada gliserin trinitrat sehingga produk gliserin trinitrate menjadi tidak stabil .

Maka Natrium Karbonat digunakan lebih cocok untuk menetralkan PH produk.

8. Bagaimana cara penstabilan produk ?

Jawab :

Untuk penstabilan produk di tambahkan air dengan perbandingan 3: 1 pada tangki pencucian (washtank)

9. Bagaimana menghitung tebal isolator ?

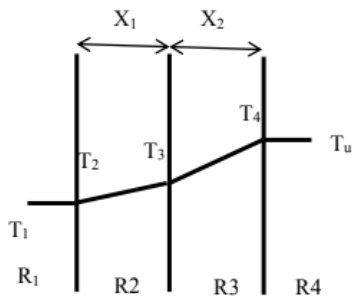
Jawab : perhitungan tebal isolasi yang di perlukan menggunakan Asumsi :

1. Suhu dinding dalam shell sama dengan suhu media pendingin

2. Suhu dinding luar isolator ($T_4 = 20 \text{ C}$)

3. Perpindahan panas pada keadaan Steady state

Skema perhitungan isolator



- R_1 = tahanan konveksi dinding dalam shell
- R_2 = tahanan konduksi dinding dalam shell
- R_3 = tahanan konduksi dinding dalam isolator
- R_4 = tahanan konveksi dinding luar isolator
- X_1 = tebal dinding
- X_2 = tebal isolasi
- T_u = suhu udara luar (30°C)
- T_1 = suhu fluida
- T_2 = suhu dinding dalam shell
- T_3 = suhu dinding luar shell
- T_4 = suhu isolator (20°C)

10. a. Apa itu utilitas?

Jawab :

Unit mendukung berjalannya suatu proses selain bahan baku

b. Apa saja kebutuhan di utilitas?

Jawab :

No.	Kebutuhan Utilitas	Jumlah
1	Air	
	a . Air <i>Start Up</i>	98.534,4738(kg/jam)
	b. Air <i>Make Up</i>	19.417,627 (kg/jam)
2	Listrik	555 kw

3	Bahan Bakar	72 liter /jam
4	Udara Tekan	88,22 m ³ /jam
5	Brine	80611,3422 kg/jam

11. a. Air diperoleh darimana?

Jawab :

Air dibeli dari PT.Krakatau Tirta Industri

Air yang diperoleh dari KTI memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Tabel . Spesifikasi Air di Krakatau Tirta Industri

Jenis Air Industri	pH	Conductivity max. (μS)	TOC max. (ppm)
Air rumah Tangga	5.0 – 8.0	50.0	1000
Air Cooling Tower	6.5 – 8.5	30.0	1000
Air Demin	6.5 – 8.0	10.0	500
Soft Water	6.0 – 8.0	10.0	500
Pure Water			
- Poncini Water	6.0 – 8.0	1.0	50
- Water For Injection	6.5 – 8.0	0.1	10

Untuk kandungan logam dapat dilihat pada tabel berikut ini:

Tabel. Baku Mutu Kandungan Kontaminan air

Jenis Kontaminan pada DAS Cipasaran	Hasil Perhitungan (mg/liter)	Baku Mutu (mg/liter)
Sedimen	88.4278	1000
Seng	0.0033	5
Tembaga	0,0006	

(www.krakatautirta.co.id)

b. Air digunakan untuk apa saja?

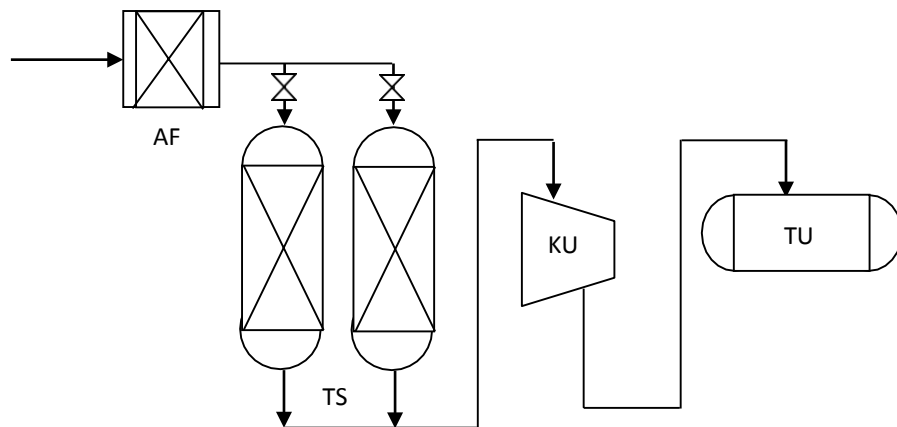
Jawab :

Air servis, air hidran, air sanitasi dan rumah tangga, air make-up cooling tower, dan air proses.

12. a. Apa saja langkah yang dilakukan untuk memperoleh udara tekan?

Jawab :

Skema unit Penyedia Udara Tekan



Dengan melewati udara pada *air filter* dengan tujuan menyaring debu yang terkandung dalam udara. Selanjutnya udara dilewatkan pada tangki silika untuk penyerapan air menggunakan silika gel yang kemudian menjadi udara kering. Kemudian udara kering akan dinaikkan tekanannya menjadi 4 atm dengan kompressor, dan yang terakhir udara akan disimpan ke tangki udara tekan.

b. Pada proses memperoleh udara tekan, apakah proses di tangki silika bisa diletakkan di akhir?

Jawab :

Bisa, apabila air yang dikompresi masih di bawah titik kritisnya, sehingga masih dalam keadaan cair yang seharusnya dihilangkan pada proses tangki silika.

c. Bagaimana rumus menghitung kebutuhan udara tekan?

Jawab :

$$\frac{P_0 \cdot V_0}{T_0} = \frac{P_1 \cdot V_1}{T_1}$$

Dimana:

P₀ : Tekanan udaran pada kondisi normal

V₀ : Volume udara pada kondisi normal

T₀ : Suhu udara pada kondisi normal

P₁ : Tekanan udara pada kondisi operasi

V₁ : Volume udara pada kondisi operasi

T₁ : Suhu udara pada kondisi operasi

13. a. Apa prinsip kerja dari kation anion exchanger?

Jawab :

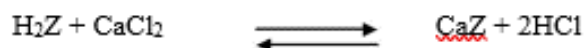
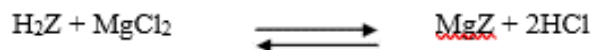
Air masuk dan ion yang terkandung dalam air akan diikat oleh resin, saat resin sudah jenuh maka resin direnenerasi. Reagen yang digunakan adalah:

-Kation : H₂SO₄

Resin (RH₂)

Penghilangan mineral yang digunakan adalah Hidrogen Zeolit (H₂Z)

Reaksi yang terjadi :

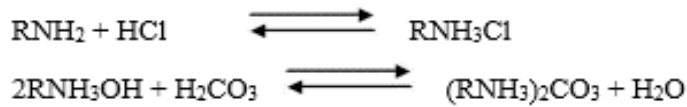


-Anion : NaOH

Resin : R(OH)₂

Penghilangan mineral yang digunakan adalah RNH₂

Reaksi yang terjadi :



b. Tuliskan reaksi yang terjadi pada kation exchanger

Jawab :



c. Bagaimana treatment HCl pada reaksi kation Exchanger?

Jawab :

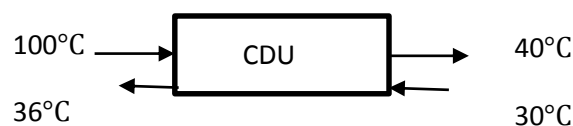
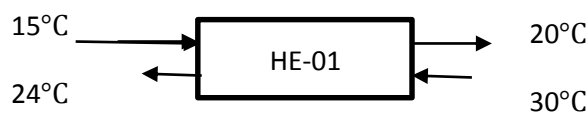
HCl dapat dihilangkan dengan regenerasi dengan cara *backflush* sehingga menjadi jenuh.

14. a. Bagaimana prinsip kerja dari *cooling tower* ?

Jawab:

Yaitu berdasarkan pada pelepasan kalor dan perpindahan kalor. Air panas suhu 35 °C masuk dari puncak Menara dengan cara *dispray* dan melewati bahan pengisi. Sedangkan udara masuk dari samping menara dan berkontak dengan air panas. Sebagian air diuapkan ke aliran udara yang bergerak kemudian dibuang ke atmosfer. Air yang sudah mengalami penurunan suhu lalu ditampung ke dalam bak basin dan dialirkan kembali ke alat penukar panas. Air yang hilang karena penguapan dan *blowdown* akan diganti dengan air *make up*.

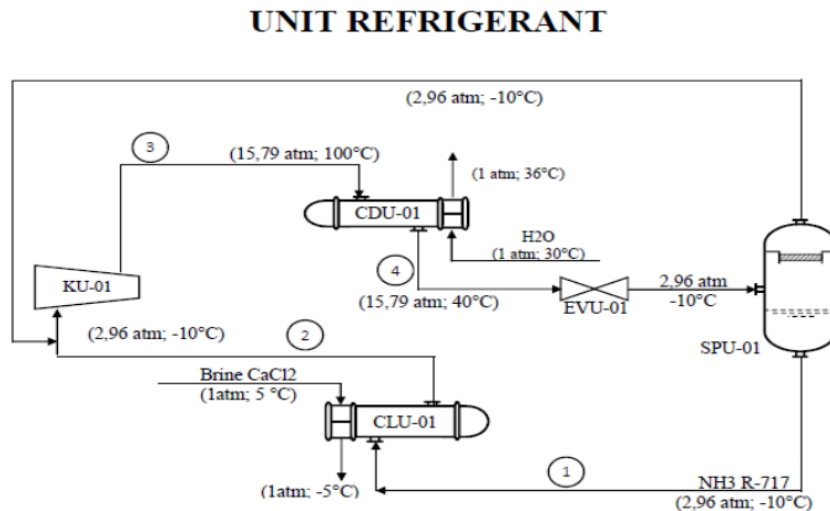
b. Gambarkan arus suhu fluida panas dan fluida dingin pada media pemanas dan media pendingin yang akan dialirkan ke cooling tower!



15. Bagaimana mendinginkan brine ?

Jawab :

Skema Unit Refrigerasi



Brine suhu -5°C akan didinginkan menggunakan ammonia suhu -10°C pada alat cooler utilitas (CLU-01). Kemudian ammonia keluaran CLU-01 menuju kompressor (KU-01) untuk meningkatkan tekanan ammonia dari 2,96 atm menjadi 15,79 (fase uap jenuh menjadi superheated). Kemudian gas ammonia ke condenser utilitas (CDU-01) untuk diembunkan dari suhu 100°C menjadi 40°C dengan media pendingin air suhu 30°C sampai 36°C (fase superheated menjadi cair jenuh) Kemudian di valve ekspansi utilitas (EVU-01) tekanan fluida akan diturunkan dari 15,8 atm menjadi 2,96 atm (fase cair jenuh menjadi campuran). Di separator (SPU-01) utilitas ammonia cair dan gas dipisahkan. Perubahan fase dapat dilihat pada PH diagram ammonia

16. Bagaimana cara menentukan jumlah karyawan pada pabrik?

Jawab :

Untuk karyawan shift (produksi dan utilitas) ditentukan dari jumlah alat pabrik yang digunakan kemudian dikalikan dengan koefisien (manhour) masing-masing alat, lalu jumlahnya ditotalkan kemudian dikalikan dengan jumlah regu (terdapat 4 regu). Sedangkan untuk karyawan non-shift ditentukan berdasarkan struktur organisasi.

17. Mengapa terdapat 3 shift?

Jawab :

Karena 8 jam kerja per harinya.

Shift I : Pukul 07:30 – 15:30

Shift II : Pukul 15:30 – 23:30

Shift III : Pukul 23:30 – 07:30

Saran Perbaikan:

1. Spesifikasi bahan gliserin harus lebih dilengkapi lagi dan harus mencantumkan sumber yang lengkap
2. Memperhatikan spesifikasi produk di pasaran gliserin trinitrate yaitu 99% (Paten USPTO No.4.091.091.)
3. Produk gliserin trinitrate di tampung di washtank dalam bentuk emulsi dengan perbandingan 3:1 (urbansky : hal 81) di tambahkan 0,5 % emulsifier (Cetyl atau oleyl alcohol) dan 0,2 % CMC. Dan pada tangki penyimpanan (T-04) tidak perlu ditambahkan agitator .
4. Pada arus 5 gliserin pada suhu 30 °C langsung dipompakan pada reactor tanpa melalui proses pendinginan untuk mencegah terjadinya pembekuan gliserin pada pipa (titik beku murni gliserin adalah 17 °C) . Reaktor bekerja secara isothermal pada suhu 15 °C sehingga perubahan suhu umpan pada gliserin memerlukan penyesuaian pada beban pendingin dan neraca panas di reaktor perlu disesuaikan
5. Perlu ditambah arus purging pada arus 3 karena adanya sebagian produk yang terikut hasil bawah decanter, dengan adanya produk tersebut menyebabkan akumulasi pada reactor sehingga mempengaruhi kinerja proses sehingga neraca massa pada reactor perlu disesuaikan.
6. Pada perancangan decanter (01) perlu di lakukan modifikasi proses atau penambahan aksesoris seperti baffle dan pipa berbentuk U (*goose neck*), untuk mengurangi efek suction dari pompa yang dapat mempengaruhi kestabilan bidang pemisahan atau interface pada fase ringan dan fasa berat .
7. Pada tangki penyimpanan produk (T-04) perlu ditambahkan emulsifier untuk mempertahankan kestabilan campuran.

8. Proses terbentuknya CO₂ (gas) pada netralizer menyebabkan netralizer bekerja pada system multifase (system gas-cair) sehingga pada kondisi adanya produk gas diperlukan cara untuk mempercepat pengeluaran gas ke permukaan seperti menggunakan reactor yang menggunakan luas penampang yang luas sehingga jarak bubble gas yang terbentuk dengan permukaan menjadi lebih pendek.
9. Sebaiknya pada utilitas tidak perlu menggunakan cooling tower, cukup dibiarkan saja pada tempat terbuka untuk mendinginkan air yang suhunya 35,5 °C (mendekati suhu lingkungan)
10. Sebaiknya pada manajemen perusahaan. jumlah karyawan nonshift dikurangkan, bagian kepala seksi yang tidak terlalu penting di dalam keorganisasian pabrik sebaiknya dihapus saja.



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang yang menjadi salah satu negara dengan populasi tertinggi didunia yang memiliki peranan penting dalam dunia industri. Dengan majunya perindustrian di suatu negara, maka dapat membantu perekonomian di negara tersebut karena dapat menurunkan tingkat jumlah pengangguran yang ada sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan hidup penduduk yang ada di dekat kawasan industri tersebut dan juga masyarakat luas di negara tersebut.

Saat ini salah satu industri yang perlu dikembangkan di Indonesia adalah industri pertahanan, untuk mewujudkan sistem pertahanan negara yang kuat, maju dan mandiri. Gliserin Trinitrat sangat penting dalam usaha pertahanan negara sehingga Indonesia saat ini mulai mengembangkan propelan untuk memenuhi kebutuhan angkatan bersenjata dalam menjalankan tugas konstitusional. Glycerine Trinitrate atau memiliki nama lain nitrogliserin atau 1,2,3 propanotriol yang merupakan senyawa kimia dengan rumus molekul $C_3H_5N_3O_9$ yang dapat dihasilkan dari proses nitrasi gliserin pada kondisi tertentu dengan menggunakan asam campuran yang berupa asam sulfat dan asam nitrat. Gliserin Trinitrat termasuk bahan peledak tingkat tinggi (*high explosive*) yang biasa dipakai sebagai bahan peledak di dalam dinamit dan propelan jenis *double base*. Propelan jenis *double base* merupakan bahan peledak yang berasal dari campuran Gliserin Trinitrat dan nitroselulosa. Gliserin Trinitrat tidak hanya digunakan dalam bidang pertahanan tetapi juga bisa digunakan dalam bidang farmasi sebagai obat pereda rasa sakit jantung dan sebagai bahan peledak dalam bidang pertambangan.

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Hingga saat ini, kebutuhan bahan baku peledak hingga bahan dasar utama pembuatan propelan jenis *double base* masih diperoleh dari luar negeri (impor). Kebutuhan Gliserin Trinitrat di Indonesia diperkirakan terus meningkat, terutama bagi kepentingan pertahanan negara, sedangkan belum ada pabrik yang memproduksi Gliserin Trinitrat. Dengan tersedianya bahan baku pembuatan Gliserin Trinitrat di dalam negeri, maka perlunya studi untuk pembuatan Gliserin Trinitrat dan pendirian pabrik Gliserin Trinitrat dengan memanfaatkan sumber daya yang ada di dalam negeri, dengan tujuan untuk membantu pemerintah dalam memecahkan masalah impor bahan baku tersebut. Selain itu, juga dapat membantu industri itu sendiri dalam pengembangan diri dalam memproduksi.

I.2. Prospek Pasar

I.2.1. Data Impor Gliserin Trinitrat

Data Ekspor-Impor Kebutuhan Gliserin Trinitrat dapat dilihat dari kebutuhan propellent powder yang menggunakan Gliserin Trinitrat sebagai bahan bakunya.

Tabel I. 1. Data Impor Propellent Powder di Indonesia

Tahun	Kapasitas (ton/tahun)
2014	205,6
2015	205,6
2016	315,4
2017	478,6
2018	259

(<http://bps.go.id>)



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Di Indonesia belum ada pabrik Gliserin Trinitrat yang berdiri, sehingga tidak ada data ekspor.

I.2.2. Kapasitas Pabrik yang telah berdiri

Untuk menentukan kapasitas pabrik, dengan membandingkan pabrik Gliserin Trinitrat yang telah berdiri di dunia agar alat-alat proses yang digunakan standar. Adapun pabrik-pabrik gliserin trinitrat yang telah berdiri . adalah sebagai berikut:

Tabel I. 2 Data Pabrik Gliserin Trinitrat

Nama Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
Biazzi SA, Italy	6.500
Biazzi, SA, Swiss	15.000
Akzo Nobel, Italy	9.500
Akzo Nobel, Swedia	12.500
Copperhead Chemical Company, Inc , Amerika	10.000
Celanese Bishop, Texas	20.000

(<https://www.chemicalregister.com>)

Untuk memenuhi kebutuhan pasar luar negeri terhadap gliserin trinitrat dengan melihat data impor di beberapa negara-negara militer dan terdekat dengan Indonesia yang diperoleh dari Observatory of Economic Complexity (OEC) yang ditunjukkan pada tabel di bawah ini:

Tabel I. 3. Data Impor Gliserin Trinitrat Negara-Negara di Dunia

Tahun	Thailand	Italy	Filipina	Korea Selatan	Jerman	China	Total
2019	1475	3138	304	672	3225	1375	10189

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



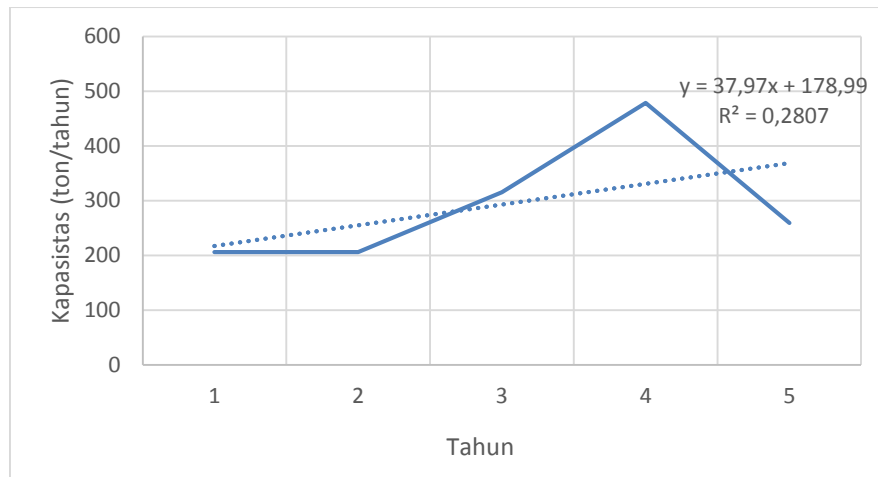
SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

2020	1888	2450	605	2038	4038	819	11838
------	------	------	-----	------	------	-----	-------

(<https://oec.world/>)

I.3. Kapasitas Produksi

Berdasarkan Tabel 1.1 Data Impor Propellent Powder, dapat diperoleh persamaan garis linear pada gambar 1.1



Gambar I. 1. Grafik Kapasitas Impor Propellent Powder

Menentukan kapasitas:

Jika pabrik didirikan 5 tahun dari sekarang, yaitu tahun 2026 (tahun ke 12 dari 2014)

maka:

$$Y = 37,97(12) + 178,99$$

$$Y = 634,63$$

Kapasitas yang diperoleh yaitu 634,63 ton/tahun, kapasitas tersebut masih kecil karena alat-alat yang digunakan tidak standar oleh karena itu kapasitas mengacu dari pabrik-pabrik yang sudah berdiri di dunia, dan juga kebutuhan gliserin trinitrate di pasar luar negeri yang mencapai 11.000 ton/tahun sehingga kapasitas yang digunakan adalah sebesar 15.000 ton/tahun.

Destiana Eka Rahmasari	121180014
Alisah	121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

I.4. Sasaran Pasar

Pabrik Gliserin Trinitrat yang akan didirikan bertujuan untuk memenuhi permintaan pasar dalam negeri, terutama industri farmasi, propellent, dan bahan peledak, sisanya akan di ekspor ke pasar luar negeri. Berikut beberapa pabrik yang dimaksud :

- a. PT. Pindad (Malang, Jawa Timur) sebagai produsen alat-alat pertahanan.
- b. PT. Dahana (Subang, Jawa Barat), produsen propellant dan bahan peledak.

I.5. Lokasi Pabrik

Pabrik direncanakan akan didirikan di kawasan industri Cilegon, Banten, dengan pertimbangan sebagai berikut:

I.5.1. Ketersediaan Bahan Baku

Sumber bahan baku merupakan faktor yang paling penting. karena dapat mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan sehingga perlu diperhatikan harga bahan baku, jarak dari sumber bahan baku, biaya transportasi, ketersediaan bahan baku yang berkesinambungan dan penyimpanannya. Kota Cilegon yang merupakan kawasan industri dipilih menjadi lokasi pendirian pabrik karena berdekatan dengan lokasi bahan bakunya, yaitu gliserin yang diperoleh dari PT. Cisadane Raya Chemicals di Tangerang, asam nitrat diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia di Cikampek, asam sulfat diperoleh dari PT. Indonesian Acid Industry di Jakarta, dan natrium karbonat diperoleh dari PT. Samarth Chemicals Indonesia di Jakarta.

Destiana Eka Rahmasari	121180014
Alisah	121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

I.5.2. Transportasi

Sarana transportasi diperlukan dalam mengangkut bahan baku dan pemasaran produk Lokasi yang dekat dengan pelabuhan yang memudahkan transportasi produk dengan jalur laut laut, kelebihan hasil produksi dapat dengan mudah diekspor ke negara lain. Cilegon juga memiliki akses jalan tol yang dapat menghubungkan antara cilegon dengan bandara Soekarno-Hatta. Selain itu transportasi dari dan ke arah kota Cilegon dapat ditempuh melalui jalur darat seperti bus dan mobil, sehingga akses untuk menuju Kota Cilegon sangat mudah dan banyak pilihan.

I.5.3. Pemasaran

Untuk pemasaran produk perlu diperhatikan letak pabrik dengan pasar yang membutuhkan produk tersebut guna menekan biaya pendistribusian ke lokasi pasar dan waktu pengiriman. Lokasi di Kota Cilegon memiliki akses yang mudah untuk menuju pelabuhan, sehingga hal ini memudahkan dalam ekspor produk ke pasar internasional melalui jalur pelabuhan. Dari sisi dalam negeri, Banten merupakan provinsi yang terletak di daerah Jawa yang terdapat banyak pabrik obat-obatan yang membutuhkan produk dari pabrik ini. Kota Cilegon juga berdekatan dengan PT. Dahana yang bergerak dibidang industri bahan peledak dan juga PT. Pindad yang bergerak di bidang industri senjata dan amunisi sehingga dapat mempermudah pendistribusian dari produk gliserintrinitrat. Selain itu juga Cilegon merupakan kawasan industri yang berdekatan dengan kawasan industri besar lainnya sehingga memudahkan dalam pemasaran produk gliserintrinitrat.

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

I.5.4. Energi

Kemudahan sumber listrik karena keberadaan PLN dengan kapasitas 1000 MW.

I.5.5. Ketersediaan Air

Kemudahan akses untuk mendapatkan sumber air bagi kebutuhan utilitas pabrik yang berasal dari PT.Krakatau Tirta Industri.

I.5.6. Ketersediaan Tenaga Kerja

Kota Cilegon memiliki tenaga kerja industri yang memadai.

I.5.7. Kebijakan Pemerintah

Sesuai dengan kebijakan pengembangan industri, pemerintah telah menetapkan daerah Cilegon sebagai kawasan industri yang terbuka bagi investor asing. Pemerintah sebagai fasilitator telah memberikan kemudahan-kemudahan dalam perizinan, pajak dan hal-hal lain yang menyangkut teknis pelaksanaan pendirian suatu pabrik.

I.5.8. Kondisi Geografis, Iklim, dan Sosial

Kondisi tanah yang relatif masih luas dan merupakan tanah datar sangat menguntungkan Kawasan industri Cilegon merupakan daerah yang bebas banjir, gempa bumi, dan angin topan, sehingga keamanan bangunan pabrik dapat terjamin. Selain itu jika dilihat dari keadaan sosianya, masyarakat setempat yang sudah terbiasa dengan adanya industri dan juga diciptakan kebijakan daerah setempat guna mendukung kegiatan perindustrian

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034

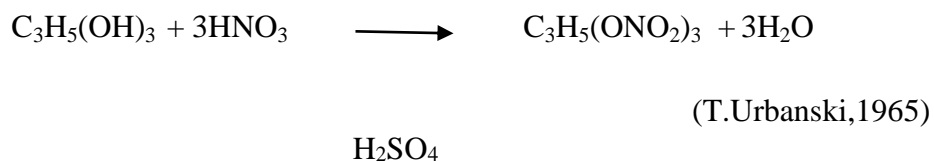


SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

I.6. Tinjauan Pustaka

Gliserin Trinitrat pertama kali ditemukan pada tahun 1847 oleh Sobrero, akan tetapi baru tahun 1860-an Gliserin Trinitrat mulai digunakan sebagai bahan peledak ketika Immanuel dan Alfred Nobel berhasil mengembangkan metode mengenai penggunaan Gliserin Trinitrat sebagai bahan peledak dengan cukup aman. Tahun-tahun berikutnya Alfred Nobel berhasil mengembangkan bahan peledak Gliserin Trinitrat yang lebih maju, seperti dinamit pada tahun 1886.

Proses pembuatan Gliserin Trinitrat yaitu nitrasi antara gliserin dan asam nitrat. Asam sulfat berguna untuk membuat ion nitric dan menyerap air yang terbentuk selama reaksi berlangsung. Karena reaksinya berlangsung secara eksotermis, maka untuk mempertahankan suhu reaksi panas yang timbul harus secepatnya dihilangkan. Reaksi yang terjadi pada proses pembuatan Gliserin Trinitrat adalah sebagai berikut :



I.6.1. Tinjauan Proses

Ada beberapa macam proses pembuatan Gliserin Trinitrat, diantaranya:

a. Schmid-Meissner Continuous Process

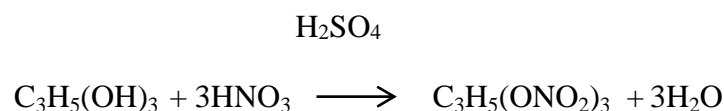
Prosesnya meliputi nitrasi, pemisahan, dan pemurnian Gliserin Trinitrat secara netralisasi dan pencucian. Nitratornya berbentuk tangki berpengaduk, Sebagai medium pendingin dipakai brine yang masuk pada suhu 5°C. Asam campuran masuk dari bagian bawah nitrator dan gliserin masuk dari bagian

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

atas sedangkan hasilnya keluar secara overflow ke separator. Suhu nitrator dijaga jangan lebih dari 18°C dan tekanan atmosfer. Gliserin Trinitrat yang telah terpisah dicampur dengan larutan pencampur yang panas, berupa soda dan ammonia dan kemudian diemulsi dengan udara. Pemisahan Gliserin Trinitrat dan sisa asam berdasarkan pembentukan dua lapisan dan perbedaan densitas. Sisa asam yang densitasnya lebih kecil berada pada lapisan atas dan Gliserin Trinitrat pada lapisan bawah. Sisa asam yang keluar dari separator akan direcovery, sedangkan Gliserin Trinitrat dicuci dalam Menara atau kolom pencuci yang berisi baffle. Di dalam kolom pencuci, campuran dibuat emulsi dengan memakai air yang dingin dan menginjeksikan udara bertekanan. Emulsi mengalir dari atas kolom ke intermediate separator, kemudian dialirkan ke dasar kolom pencuci. Emulsi mengalir dari puncak Menara II menuju separator II. Kemudian cairan dialirkan ke Menara III dan separator III sampai stability yang telah diinginkan tercapai.



(T.Urbanski,1965)

b. Nitro Nobel Injector Process

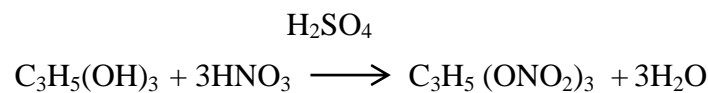
Alat dalam proses ini adalah sebuah injector yang dipakai untuk mencampur gliserin dengan pre-cooled nitration acid (asam penitrasi yang telah didinginkan). Aliran asam yang lewat injector akan menimbulkan kevakuman, hingga gliserin akan tertarik masuk. Pencampuran kedua zat ini sangat cepat dan akan

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

membentuk emulsi. Gliserin yang terisap ke injector pada suhu 48°C segera bereaksi dengan asam. Reaksi berlangsung pada suhu 45-50°C. Emulsi yang diperoleh segera didinginkan hingga suhu 15°C lalu keluar secara gravitasi menuju centrifuge, di sini Gliserin Trinitrat akan dipisahkan dari asam bekas, kemudian asam bekas dapat di recycle atau didenitrasi. Campuran yang mengandung Gliserin Trinitrat diemulsikan dengan water jet untuk membentuk campuran non-explosive, lalu dinetralkan dengan Na₂CO₃ dan dicuci. Gliserin Trinitrat yang telah stabil dilewatkan melalui injector untuk membentuk non-explosive water emulsion demi keamanan dalam penyimpanan.



(T.Urbanski,1965)

c. **Biazzii Continous Process**

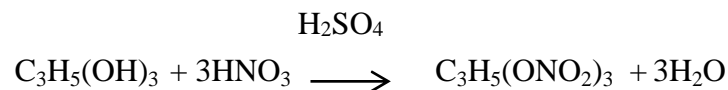
Perlengkapan terdiri dari nitrator, separator, dan pencuci berpengaduk. Nitratornya berupa vessel berbentuk silinder kecil yang dilengkapi dengan *stainless steel vessel* dengan koil pendingin, di mana brine pada suhu (-5) °C disirkulasikan selama nitrasi untuk menjaga reaksi pada suhu 15°C dan tekanan atmosfer (1 atm). Berdasarkan penelitian Lu et al. (2008), perbandingan gliserin dengan asam campuran sebesar 1:5,1. Asam campuran berupa asam nitrat (HNO₃) dan asam sulfat (H₂SO₄) dengan perbandingan sebesar 49:51. Hasil nitrator masuk ke separator I untuk memisahkan Gliserin Trinitrat dari asam sisa berdasarkan berat jenis dan kelarutan. Berdasarkan

Destiana Eka Rahmasari	121180014
Alisah	121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

data yang terdapat dalam Biazzi paten, pemisahan ini dapat selesai dalam waktu kurang dari 10 menit. Kemudian sisa asam dinetralkan dengan larutan natrium karbonat 12%. Lalu dialirkan ke separator II untuk memisahkan garam-garam hasil netralisasi dengan Gliserin Trinitrat. Kemudian, di dalam tangki pencuci yang dilengkapi dengan pengaduk, Gliserin Trinitrat dibuat emulsi dengan air sampai tercapai standar stabilitas (faktor keamanan). Perbandingan air dengan Gliserin Trinitrat di tangka pencuci tidak boleh kurang dari 3:1 karena Gliserin Trinitrat yang murni rentan akan ledakan. Selanjutnya Gliserin Trinitrat yang dihasilkan disimpan dalam tangki penyimpanan.



(T.Urbanski,1965)

I.6.2. Tinjauan Ekonomi

Pemilihan proses dapat ditinjau secara ekonomis, yaitu dengan cara menghitung potensial ekonomi (PE) dari reaksi sebagai berikut.

Tabel I. 4. Data Harga Komponen Produksi

Komponen	BM (kg/kmol)	Harga (US\$/kg)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	92,094	0,85
HNO_3	63,012	0,37
$\text{C}_3\text{H}_5(\text{ONO}_2)_3$	227,085	1
H_2O	18	-

(<http://alibaba.com> dan <http://lookchem.com>)

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**

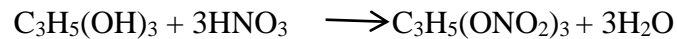


SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Menghitung Nilai Potensial Ekonomi (PE)

$$PE = (BM \times \text{harga})_{\text{produk}} - (BM \times \text{harga})_{\text{reaktan}}$$

Reaksi:



$$PE = (227,085 \times 1) - (92,094 \times 0,85) - (3 \times 63,012 \times 0,37)$$
$$= 227,085 - 78,280 - 69,943 = \text{US\$ } 78,862/\text{kmol}$$

Dari hasil perhitungan potensial ekonomi, reaksi layak dipertimbangkan lebih lanjut dengan peninjauan secara teknis.

Tabel I. 5. Tinjauan Pemilihan Proses Secara Teknis

Parameter	Proses Schmid-Meissner	Proses Nitro Nobel Injector	Proses Biazzini
Temperatur	18 ⁰ C (***)	45-50 ⁰ C (*)	15 ⁰ C (***)
Tekanan	1 atm (***)	Vakum (**)	1 atm (***)
Fase reaksi	Cair (***)	Cair (***)	Cair (***)
Katalis	H ₂ SO ₄ (***)	H ₂ SO ₄ (***)	H ₂ SO ₄ (***)
Reaktor	RATB (***)	Injektor (**)	RATB (***)
Safety	Sedang (**)	Rendah (*)	Tinggi (***)
Potensi Ekonomi	(***)	(***)	(***)
Total	20	15	21

Keterangan :

* : kurang

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

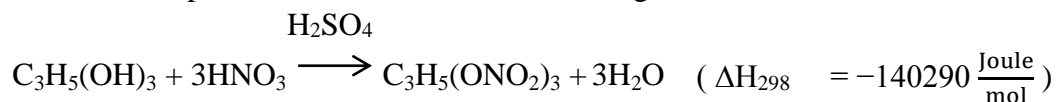
** : cukup

*** : baik

Dari tinjauan secara teknis dan ekonomi, dapat disimpulkan bahwa proses yang paling baik adalah proses Biazzi. Hal ini dikarenakan tingkat keamanan dari proses Biazzi lebih tinggi dibanding proses lainnya karena suhu operasinya lebih rendah sehingga resiko untuk meledak lebih kecil. Selain itu, dibandingkan dengan proses Schmid-Meissner, proses Biazzi lebih sederhana, terutama pada unit pencucian dan unit pemisahan.

I.7. Tinjauan Termodinamika

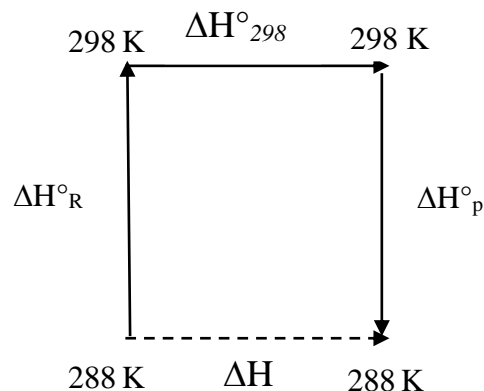
Reaksi pembentukan gliserin trinitrat dari gliserin dan asam nitrat.



Fase reaktan	: cair-cair
Jenis katalis	: H_2SO_4
Fase katalis	: cair
Suhu	: 15°C
Tekanan	: 1 atm

Menentukan ΔH :

$$\Delta H = \Delta H^\circ_R + \Delta H_{298} + \Delta H^\circ_P$$



Destiana Eka Rahmasari	121180014
Alisah	121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Tabel I. 6. Data Panas Pembentukan Standar pada suhu 298 K

Senyawa	ΔH_f^{0298} (kJ/mol)
Gliserin ($C_3H_8O_3$)	-582,8
Asam nitrat (HNO_3)	-135,10
Gliserin Trinitrat ($C_3H_5N_3O_9$)	-270,90
Air (H_2O)	-285,83

(Yaws, 1999)

Panas reaksi:

$$\Delta H^{\circ}_{298} = \Delta H_f^{\circ}\text{produk} - \Delta H_f^{\circ}\text{reaktan}$$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = (\Delta H_f^{\circ} C_3H_5N_3O_9 + 3 \cdot \Delta H_f^{\circ} H_2O) - (\Delta H_f^{\circ} C_3H_8O_3 + 3 \cdot \Delta H_f^{\circ} HNO_3)$$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = (-270,90 + 3(-285,83)) - (-582,8 + 3(-135,10))$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}_{298} &= -140,29 \frac{\text{kJoule}}{\text{mol}} \\ &= -140290 \frac{\text{Joule}}{\text{mol}} \end{aligned}$$

Kapasitas panas cairan:

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

C_p dalam J/(mol K); T dalam K

Tabel I. 7. Data Kapasitas Panas

Senyawa	A	B	C	D
Gliserin (CH_8O_3)	132,145	0,86007	$-1,9745 \times 10^{-3}$	$1,8068 \times 10^{-6}$
Asam nitrat (HNO_3)	214,478	-0,76762	$1,4970 \times 10^{-3}$	$-3,0208 \times 10^{-7}$

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Gliserin	3	0,81996	-	-
Trinitrat (C ₃ H ₅ N ₃ O ₉)				
Air (H ₂ O)	92,053	-0,039953	-2,1103x10 ⁻⁴	5,3469x10 ⁻⁷

$$\Delta H^{\circ}_R = \int_{288}^{298} \sum C_p dT$$

$$\Delta H^{\circ}_R = \int_{288}^{298} C_p \text{CH}_8\text{O}_3 dT + \int_{288}^{298} 3x C_p \text{HNO}_3 dT$$

$$\Delta H^{\circ}_R = \int_{288}^{298} (132,145 + 0,86007T - 1,9745 \times 10^{-3}T^2 + 1,8068 \times 10^{-6}T^3) \\ + [3.(214,478 - 0,76762T + 1,497 \times 10^{-3}T^2 - 3,0208 \times 10^{-7}T^3)]dT$$

$$\Delta H^{\circ}_R = (775,579T - \frac{1}{2} \cdot 1,4428 T^2 + \frac{1}{3} \cdot 2,5165 \times 10^{-3}T^3 + \frac{1}{4} \cdot 9,0056 \times 10^{-7} T^4)$$

$$(298 - 288)$$

$$\Delta H^{\circ}_R = 5915,5756 \frac{\text{Joule}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H^{\circ}_P = \int_{298}^{288} C_p \text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9 dt + \int_{298}^{288} 3 x C_p \text{H}_2\text{O}$$

$$\Delta H^{\circ}_P = \int_{298}^{288} [(3+ 0,81996T) + [3. (92,053 - 0,039953T - 2,1103 \times 10^{-4}T^2 \\ + 5,3469 \times 10^{-7}T^3)]dT$$

$$\Delta H^{\circ}_P = (279,159T + \frac{1}{2} \cdot 0,7001T^2 - \frac{1}{3} \cdot 6,3318 \times 10^{-4}T^3 + \frac{1}{4} \cdot 1,60407 \times 10^{-6} T^4)$$

$$(288 - 298)$$

$$\Delta H^{\circ}_P = -4702,853 \frac{\text{Joule}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H = \Delta H^{\circ}_R + \Delta H^{\circ}_{298} + \Delta H^{\circ}_P$$

Destiana Eka Rahmasari	121180014
Alisah	121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

$$\Delta H = (5915,5756 - 140290 - 4702,853) \frac{\text{Joule}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H = -139077,2774 \frac{\text{Joule}}{\text{mol}}$$

Karena semua nilai ΔH negatif, maka reaksi melepaskan panas atau berlangsung secara eksotermis.

Menentukan nilai ΔG°_{298} dan K (Nilai Kesetimbangan)

Tabel I. 8. Data ΔG Gibbs Komponen Produksi

Komponen	$\Delta G^{\circ}_{(298K)}$ (kJ/mol)
Gliserin ($C_3H_8O_3$)	-448,49
Asam nitrat (HNO_3)	-74,7
Gliserin Trinitrat ($C_3H_5N_3O_9$)	-1079,8
Air (H_2O)	-228,6

(Yaws,1999)

Menentukan nilai ΔG°_{298}

$$\Delta G^{\circ}_{298} = \Delta G^{\circ}_{\text{produk}} - \Delta G^{\circ}_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} = (-1079,8 - 3(228,6) + 448,49 + 3(74,7)) \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} = -1093,01 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Menentukan nilai K_{298}

$$\ln K = -\frac{\Delta G^{\circ}_{298}}{RT} ; R = 0.008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}$$

$$T = 298 \text{ K}$$

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

$$\ln K_{298} = - \frac{-1093,01 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \cdot \text{K} \times 298 \text{ K}} = 441,162$$

Menentukan nilai K pada suhu 15°C (288 K) menggunakan persamaan Van't Hoff :

$$\ln \left(\frac{K_{288}}{K_{298}} \right) = - \frac{\Delta H^{\circ}_{298}}{R} \left(\frac{1}{288} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \left(\frac{K_{288}}{441,162} \right) = - \frac{-140,29 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}}} \left(\frac{1}{288} - \frac{1}{298} \right) \frac{1}{\text{K}}$$

$$K_{288} = 3151,15$$

Menentukan nilai ΔG°_{288} :

$$\ln K_{288} = - \frac{\Delta G^{\circ}_{288}}{RT}$$

$$\Delta G^{\circ}_{288} = - R T \ln K$$

$$\Delta G^{\circ}_{288} = -0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 288 \text{ K} \times \ln 3151,15$$

$$\Delta G^{\circ}_{288} = -19,288 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Jika ΔG :

$\Delta G < 0 \text{ kJ/mol}$ = sangat layak berlangsung

$0 < \Delta G < 50 \text{ kJ/mol}$ = layak berlangsung

$\Delta G > 50 \text{ kJ/mol}$ = tidak layak berlangsung

Jadi, nilai K pada suhu 15°C sebesar 3151,15 yang berarti kesetimbangan cenderung berjalan ke arah kanan atau reaksi cenderung berlangsung searah. energi bebas Gibbs yang diperoleh sebesar -19,288 kJ/mol yang berarti sehingga reaksi sangat layak berlangsung dan reaksi berlangsung secara spontan.

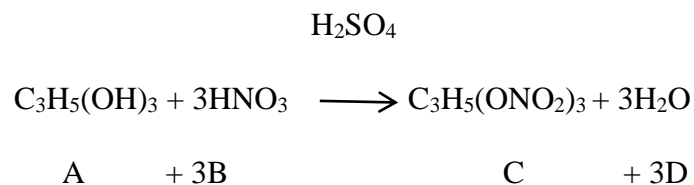
Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

I.8. Tinjauan Kinetika

Kinetika berhubungan erat dengan kecepatan reaksi kimia. Konsentrasi, suhu dan tekanan sangat berpengaruh pada konstanta kecepatan reaksi maupun pada kecepatan reaksi. Reaksi pembentukan Gliserin Trinitrat dari gliserin dan asam nitrat adalah sebagai berikut :



Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan oleh Lu et al. (2008), komposisi umpan yang optimum adalah perbandingan gliserin dengan asam campuran sebesar 1:5,1. Asam campuran terdiri dari asam nitrat dengan asam sulfat. Perbandingan berat asam nitrat dengan asam sulfat dalam asam campuran adalah 49:51. Persamaan laju reaksi pembentukan Gliserin Trinitrat pada reaktor alir tangki berpengaduk pada proses Biazzi mengikuti persamaan:

$$-r_A = 9,78 \times 10^{22} e^{-(14674,044/T)} C_A^{0,935} C_B^{1,117}$$

(Lu et al. (2008))

Dimana:

- $-r_A$ = Laju reaksi gliserin (mol/lmin)
- C_A = Konsentrasi senyawa gliserin (mol/liter)
- C_B = Konsentrasi senyawa asam nitrat (mol/liter)
- T = Suhu reaksi, K

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

I.9. Pemilihan Reaktor

Sesuai dengan proses yang dipilih, yaitu proses Biazzi maka dipilih *continous stirred tank reactor* karena reaksi dan juga katalisnya berfase cair. Selain itu berdasarkan penelitian yang telah dilakukan oleh Lu et al. (2008), disebutkan bahwa kondisi operasi yang aman menggunakan *continous stirred tank reactor*

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

BAB II

PROSES PRODUKSI

II.1. Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, Produk

II.1.1. Spesifikasi Bahan Baku

1. Gliserin

Rumus molekul	: $C_3H_5(OH)_3$
Fase	: Cair
Berat molekul	: 92,094 g/mol
Bentuk dan Bau	: Larutan bening hingga kuning dan tidak berbau
Titik didih normal	: 290°C pada 1 atm
Titik beku normal	: 17,5°C pada 1 atm
Temperatur Kritis	: 450°C
Tekanan Kritis	: 39,48 atm
Tekanan Uap	: 1 mmHg pada 20°C
Viskositas	: 1300mPa's
Densitas	: 1,257 g/ml pada 25°C
Spesific gravity	: 1,2067 pada 25°C
Kemurnian	: 99,5%
Impurities	: H ₂ O 0,5%

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Kelarutan dalam air	(25°C) : $5,29 \times 10^{-6}$ mg/L
Stabilitas	: Stabil
Flash Point	: 199°C
Temperatur Autoignisi	: 370°C
Material dihindari	: Asam, Basa, Pengoksidasi, logam, peroksida, agen pereduksi.
Kondisi yang dihindari	: Hindari sentuhan dengan material yang tidak cocok (PT. Cisadane Raya Chemicals)

2. Asam Nitrat

Rumus molekul	: HNO_3
Fase	: Cair
Berat molekul	: 63,013 g/mol
Bentuk	: Larutan bening (transparan) dan sedikit beruap
pH	: <1
Titik didih normal	: 86°C pada 1 atm
Titik beku normal	: -42°C pada 1 atm
Tekanan Uap	: 51 mmHg pada 25°C

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Specific Gravity	: 1,51
Viskositas	: 1 cp pada 20°C
Densitas	: 1,4922 g/ml pada 25°C
Kemurnian	: 98%
Impurities	: H ₂ O 2%
Kelarutan dalam air (25 °C):	0,14 kg/L
Stabilitas	: Stabil
Material dihindari	: Basa terkonsentrasi, bahan air yang reaktif dan material oksidasi
Kondisi yang dihindari	: Hindari sentuhan dengan material yang tidak cocok, bereaksi hebat dengan logam, alkali, basa kuat, reduktor kuat

(PT. Multi Nitrotama Kimia)

II.1.2. .Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Asam Sulfat

Rumus Molekul	: H ₂ SO ₄
Fase	: Cair
Berat molekul	: 98,08 g/mol

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Bentuk dan Bau	: Larutan bening dan tidak berbau
pH	: 0,3 pada 49 g/L 25°C
Densitas	: 1,8310 g/ml pada 25°C
Titik didih normal	: 337°C pada 1 atm
Titik beku normal	: 10 °C pada 1 atm
Temperatur Kritis	: 652°C
Tekanan Kritis	: 63,16 atm
Tekanan Uap	: 0,0001hPa pada 20°C
Spesific gravity	: 1,84
Viskositas,dinamis	: kira-kira 24 mPa.s pada 20°C
Kemurnian	: 98%
Impurities	: H ₂ O 2%
Kelarutan dalam air (25°C):	106 mg/L
Stabilitas	: Stabil
Korosi	: Dapat korosif terhadap logam
Sifat Peledak	: Tidak diklasifikasikan sebagai mudah meledak
Sifat Oksidator	: Potensi mengoksidasi
Material dihindari	: Pengoksidasi, logam, bases, amines

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Kondisi yang dihindari : Hindari sentuhan dengan material

yang tidak cocok

(PT. Indonesian Acid Industry)

2. Natrium Karbonat (Soda Abu)

Rumus molekul : Na_2CO_3

Fase : Padat (serbuk)

Berat molekul : 105,988 g/mol

Bentuk dan Bau : Serbuk putih dan tak berbau

pH : 11,16 pada g/l 25°C

Titik lebur : 851°C pada 1 atm

Titik didih : 300°C pada 1,013 hPa

Specific gravity : 2,533

Kelarutan : 30,7 g/ 100 g H_2O pada 25°C

Densitas : 2,54 g/ml pada 25°C

Kemurnian : 99,2 %

Impurities : H_2O 0,8%

Kelarutan dalam air (25°C): 212,5 g/l

Flamabilitas : Tidak mudah menyala

Stabilitas : Stabil

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Kondisi yang dihindari : Hindari sentuhan dengan material yang tidak cocok, seperti asam (PT. Samarth Chemicals)

II.1.3. Spesifikasi Produk

1. Gliserin Trinitrat

Rumus molekul	: $C_3H_5N_3O_9$
Fase	: Cair
Berat molekul	: 227,085 g/mol
Titik didih normal	: 170,5 °C pada 1 atm
Titik beku normal	: 13,5°C pada 1 atm
Titik ledak	: 250°C
Kecepatan ledakan	: 7700 m/detik
Densitas	: 1,591 g/ml pada 25°C
Kemurnian	: 99,5 %
Impurities	: H ₂ O 0,5%
Kelarutan dalam air(25°C):	1800 mg/L
Bentuk dan bau	: larutan tidak berwarna
Stabilitas	: reaktif, mudah meledak, tidak stabil terhadap tekanan,suhu lingkungan,

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

dan gesekan.

(<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov>)

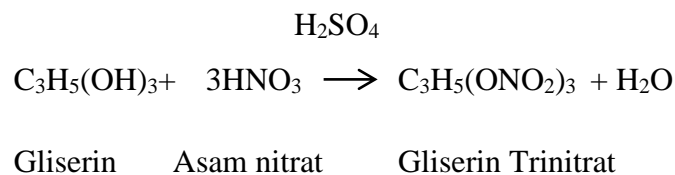
II.2. Uraian Proses

II.2.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Proses persiapan bahan baku dalam industri ini diawali dengan memompakan asam nitrat dan asam sulfat dalam bentuk cair yang disimpan di tangki penyimpanan (T-01) dan tangki penyimpanan (T-02) menuju mixer (M- 01) untuk dicampur dengan *recycle*. Asam campuran yang keluar dari mixer (M-01) dan gliserin dari tangki penyimpanan (T-03) gliserin didinginkan menggunakan cooler (C-01) menjadi 15°C kemudian dipompakan menuju reactor alir tangki berpengaduk (R- 01).

II.2.2. Tahap Reaksi

Reaksi antara gliserin dan asam campuran berjalan pada suhu 15°C dan tekanan 1 atm pada reactor alir tangki berpengaduk. Di dalam reactor terjadi reaksi sebagai berikut:



Reaksi nitrasi di atas bersifat irreversible. Reaksi yang terjadi juga merupakan reaksi yang bersifat eksotermis, sehingga untuk menjaga suhu reaksi reaktor perlu dilengkapi dengan pendingin. Berdasarkan patent Lu et al, 2008 konversi yang dihasilkan oleh reaksi ini sebesar 99,15%.

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**

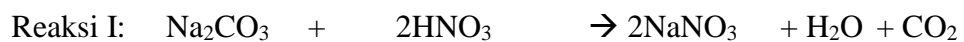


SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

II.2.3. Tahap Pemurnian Produk

Produk keluar reaktor berupa Gliserin Trinitrat dan air serta sisa asam campuran selanjutnya dialirkan menuju Decanter pertama (DE-01) untuk dipisahkan dipisahkan fase ringan dan berat berdasarkan densitasnya. Fase berat berupa campuran asam yang menjadi arus recycle dan dicampurkan bersama umpan segar, fase ringan berupa Gliserin Trinitrat yang masih mengandung sebagian sisa campuran asam yang dialirkan menuju neutralizer (N-01). Sisa asam dinetralkan dengan natrium karbonat yang diencerkan terlebih dahulu dalam mixer (M-02). Meskipun NaOH lazim digunakan sebagai penetralan zat asam, namun dalam hal ini, NaOH mampu meningkatkan suhu pencampuran yang dapat menyebabkan Nitrogliserin menjadi tidak stabil. Reaksi yang terjadi pada netralisasi sebagai berikut:



Pada reaksi netralisasi, terjadi reaksi multifase dimana CO_2 yang terbentuk dalam fase gas. CO_2 menuju permukaan netralizer segera keluar dengan cepat, dan dialirkan ke UPL. Setelah dinetralkan hasil larutan yang keluar dari neutralizer (N-01) dialirkan menuju decanter kedua (D-02) untuk dipisahkan lagi fase ringan dan berat berdasarkan densitasnya. Fase berat berupa Gliserin Trinitrat dialirkan ke tangki pencucian atau wash tank (T-04) untuk ditambahkan air murni dengan perbandingan 3:1 agar menjadi stabil, dan selanjutnya dialirkan ke tangki penyimpanan (T-05) sedangkan fase ringan berupa larutan garam hasil netralisasi dialirkan ke UPL.

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

II.3. Rencana Alat yang Digunakan

Alat-alat yang digunakan antara lain sebagai berikut:

1. Mixer

Kode : M-01

Tugas : Untuk melarutkan H_2SO_4 dan HNO_3

Jumlah : 1

Kode : M-02

Tugas : Untuk melarutkan Na_2CO_3 dengan air

Jumlah : 1

2. Reaktor

Kode : R-01

Tugas : Mereaksikan gliserin dan asam nitrat dengan katalis asam sulfat menjadi Gliserin Trinitrat

Jumlah : 1

3. Dekanter

Kode : DE-01

Tugas : Memisahkan fase berat dan fase ringan hasil produk keluar reaktor berupa Gliserin Trinitrat , air dan campuran asam

Jumlah : 1

Kode : DE-02

Tugas : Memisahkan fase berat dan fase ringan hasil produk keluar neutralizer

Jumlah : 1

4. Neutralizer

Kode : N-01

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Tugas : Menetralkan larutan asam nitrat dan asam sulfat dengan larutan natrium karbonat

Jumlah : 1

5. Wash Tank

Kode : WT-01

Tugas : Untuk menstabilkan Gliserin Trinitrat dengan air

Jumlah : 1

II.4. Keselamatan dan Kesehatan Kerja Produk Gliserin Trinitrat

Gliserin Trinitrat merupakan senyawa yang tidak stabil serta pembuatan Gliserin Trinitrat memiliki resiko terjadi kecelakaan ledakan, oleh sebab itu diperlukan kehati-hatian yang sangat tinggi, karena sifatnya yang sangat sensitif, beracun dan mudah meledak jika terkena gesekan dan getaran Sehingga ada beberapa bentuk upaya yang dapat dilakukan yaitu :

- a. Karena senyawa hasil (gliseril trinitrat) mudah terurai dan mudah meledak pada suhu tinggi, sehingga reaksi harus dilakukan pada suhu rendah. Karena reaksi dijalankan pada suhu rendah maka pereaksi yang dipakai harus kuat (asam campuran).
- b. Gliserintrinitrat disimpan untuk menghindari kontak dengan ozon, asam kuat seperti (hidroklorit, sulfur, dan nitrit), sinar ultraviolet, dan basa kuat (sodium hidroksida dan potasium hidroksida). Gliserin trinitrat disimpan dalam wadah tertutup rapat, di tempat yang sejuk, dan berventilasi baik, tangki reaksi maupun penyimpanan harus digrounding dan dibonding. Dimana pun gliserin trinitrat digunakan, ditangani, diproduksi, dan disimpan, harus menggunakan peralatan listrik yang tahan terhadap ledakan.
- c. Kewaspadaan terhadap lingkungan tempatkan limbah dalam wadah

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

tertutup yang diberi label yang sesuai untuk dibuang, jika terjadi kebocoran dan ketumpahan segera bersihkan tumpahan menggunakan sikat bulu alami yang lembut dan karet konduktif atau sekop plastik konduktif. Hindari gliserin trinitrat dari panas, nyala api, rokok, kejutan, gesekan atau percikan api. Jika terjadi tumpahan atau pelepasan yang tidak disengaja, persiapkan alat pelindung diri dan Praktik Kebersihan Umum.

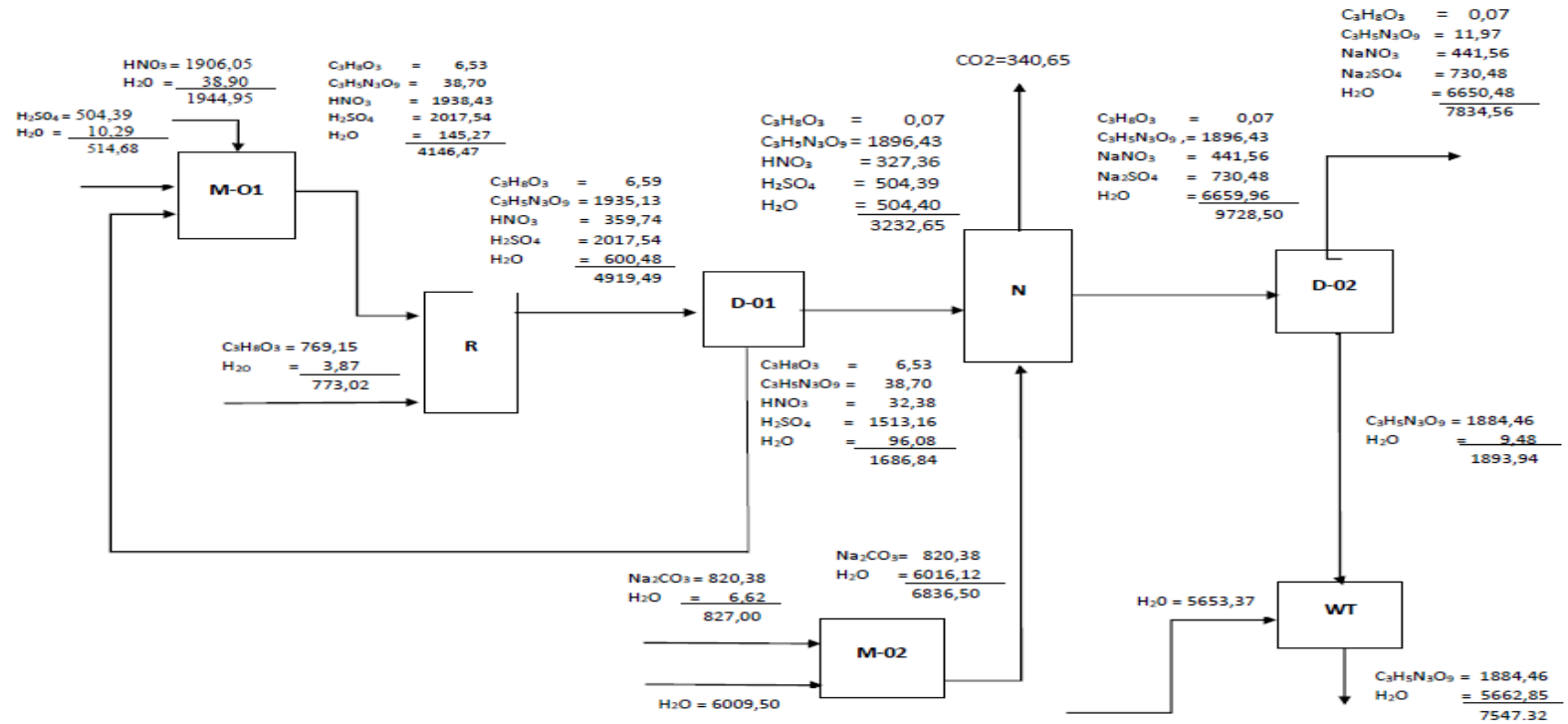
- d. Pembuangan (jika eksplosif) harus dilakukan di bawah pengawasan langsung orang yang berkualifikasi. Untuk pembuangan industri, peraturan limbah berbahaya federal mengizinkan pembakaran terbuka limbah bahan peledak di fasilitas yang diizinkan.
- e. Serta untuk keselamatan kerja dapat dilakukan safety blasting Pakaian yang terkontaminasi harus dibuang di tempat kerja atau dibersihkan sebelum menggunakan kembali. Personil terkena kontaminasi secara menyeluruh harus mandi dan mengenakan bersih pakaian sebelum meninggalkan area kerja.

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

II.5. Diagram Alir

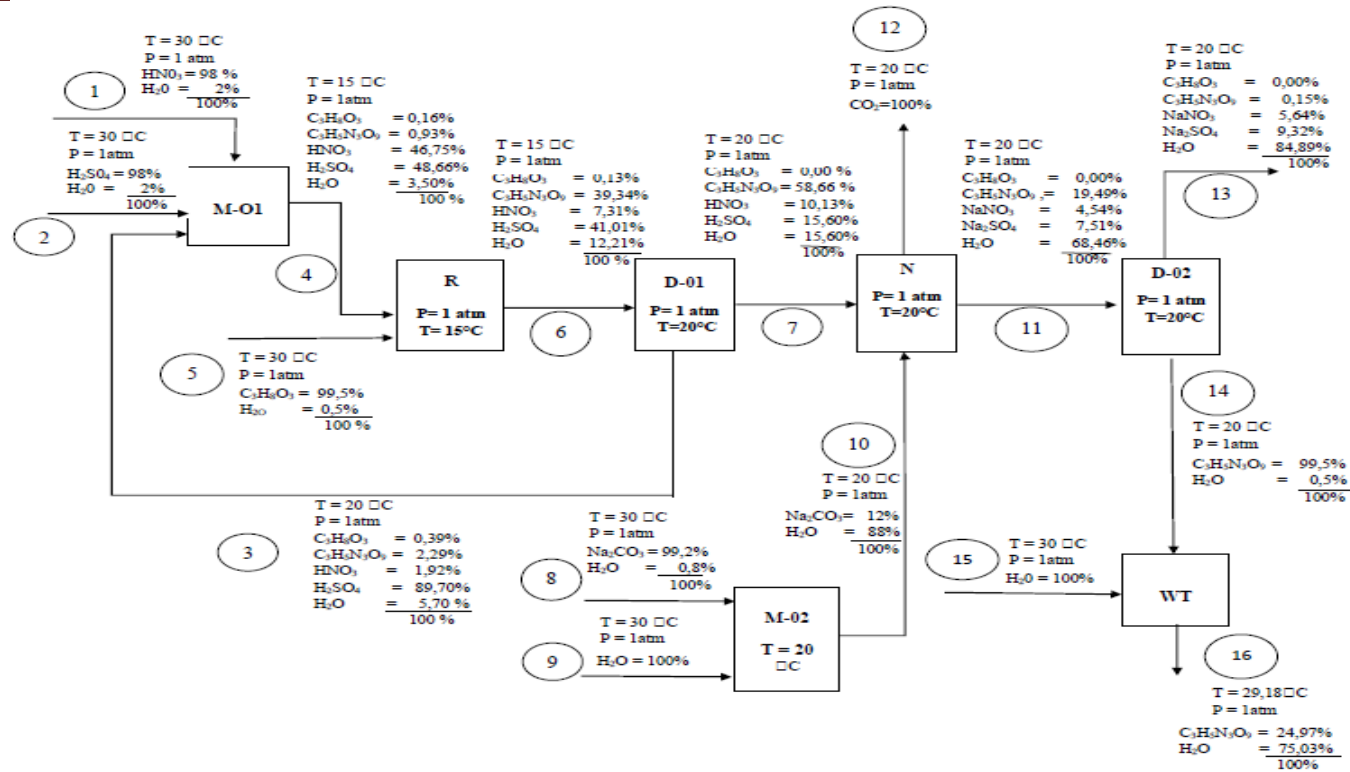


Gambar II. 1. Diagram Alir Kuantitatif

Destiana Eka Rahmasari 121180014
 Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



Gambar II. 2. Diagram Alir Kualitatif

Destiana Eka Rahmasari 121180014
 Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

II.6. Tata Letak

II.6.1. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat atau kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan kerja, 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, sehingga perlu adanya penambahan peralatan.

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. Jika perlu ruangan harus dibuat bertingkat, sehingga dapat menghemat tempat.

c. Kualitas, Kuantitas, dan Letak Bangun

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

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

d. Faktor Keamanan

Faktor yang paling penting adalah keamanan. Walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan, seperti hidran, reservoir air, penahanan 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 berfungsi sebagai jalur pengangkutan bahan baku, produk, dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses dan kelancaran distribusi.

II.6.2. Tata Letak Alat

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam tata letak alat antara lain, penyusunan alat proses harus saling berurutan sesuai dengan urutan kerja dan fungsinya, kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja, serta kondisi operasi masing-masing alat. Untuk 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 dilakukan pemeriksaan, perbaikan dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Pengaturan alat kontrol dilakukan pada ruang kendali (control room). Untuk kantor produksi dan laboratorium ditempatkan berdekatan dengan area proses agar mudah dalam mengontrol dan mengawasi produksi

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



Gambar II.3. Tata Letak Pabrik

Keterangan:

- 1. Pos Satpam
- 2. Parkir Tamu
- 3. Parkir Karyawan
- 4. Perumahan
- 5. Kantor
- 6. Lapangan
- 7. Gedung Serbaguna
- 8. Pusdiklat
- 9. Kantin & Koperasi

- 10. Masjid
- 11. Perpustakaan
- 12. Poliklinik
- 13. Damkar
- 14. Bengkel
- 15. Laboratorium
- 16. Area Utilitas
- 17. UPL
- 18. Loading Area
- 19. Area Taneki

- 20. Control Room
- 21. Area Proses
- 22. Area Perluasan
- 23. ATM

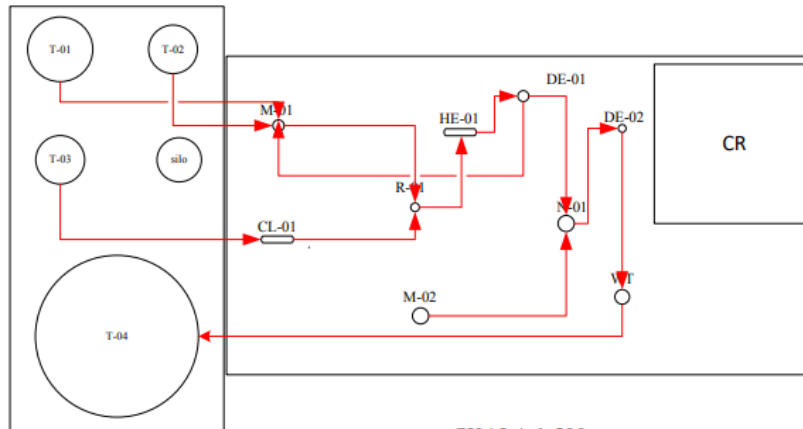


SKALA 1:1500

Gambar II. 3. Tata Letak Pabrik



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



SKALA 1:500

Keterangan:

1. T = Tangki
2. M = Mixer
3. R = Reaktor
4. CL = Cooler
5. HE = Heater
6. DE = Dekanter
7. N = Netralizer
7. WT = Washtank
8. CR = Control Room

(Skala 1:250)

Gambar II. 4. Tata Letak Alat



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

II.7. Spesifikasi Alat Proses

II.7.1. Alat Penyimpanan

1. Tangki Asam Nitrat (T-01)

Tugas	: Menyimpan bahan baku Asam Nitrat (HNO_3) sebanyak 1944,95 kg/jam selama 7 hari
Tipe	: <i>Vertical vessel</i> dengan <i>torispherical dished head</i>
Kondisi Operasi	:
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Spesifikasi	:
Diameter	: 20 ft : 6,096 m
Tinggi	: 30 ft : 9,144 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in
Tinggi <i>head</i>	: 4,5119 ft : 1,38 m
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 Type 316</i>
Harga	: \$349.585,71

2. Tangki Asam Sulfat (T-02)

Tugas	: Menyimpan H_2SO_4 sebanyak 514,68 kg/jam selama 7 hari
Jenis	: <i>Vertical vessel</i> dengan <i>conical roof</i>
Kondisi Operasi	:
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Spesifikasi	:
Diameter	: 15 ft : 4,572 m
Tinggi	: 18 ft : 5,4864 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Tinggi <i>roof</i>	: 2,1838 ft: 0,666 m
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 Type 316</i>
Harga	: \$93.222,86

3. Tangki Gliserin (T-03)

Tugas	: Menyimpan bahan baku $C_3H_8O_3$ sebanyak 779,55 kg/jam selama 7 hari
Jenis	: <i>Vertical vessel dengan conical roof</i>
Kondisi Operasi	:
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Spesifikasi	:
Diameter	: 15 ft : 4,572 m
Tinggi	: 30 ft : 9,144 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Tinggi <i>roof</i>	: 2,7296 ft: 0,832 m
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-135</i>
Harga	: \$\$87.266,95

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

4. Tangki Gliserin Trinitrat (T-04)

Tugas	: Menyimpan produk $C_3H_5N_3O_9$ sebanyak 7547,31 kg/jam selama 7 hari
Jenis	: <i>Vertical vessel</i> dengan <i>conical roof</i>
Kondisi Operasi	:
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Spesifikasi	:
Diameter	: 50 ft : 15,24 m
Tinggi	: 24 ft : 7,32 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Tinggi <i>roof</i>	: 9,1 ft: 2,773 m
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-135</i>
Harga	: \$\$815.700

5. Silo (SL-01)

Fungsi	: Menyimpan Sodium Karbonat (Na_2CO_3) sebanyak 827 kg/jam dengan waktu tinggal 7 hari
Tipe	: Tangki silinder vertikal dengan <i>conical bottom</i>
Kondisi Operasi	:
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Diameter	: 4,1567 m
Volume Silo	: 65,954 m ³

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Tinggi	: 6,2395 m
Tebal shell	: 0,25 in
Tebal head	: 0,25 in
Tebal bottom	: 0,375 in
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA-167</i> <i>Type 316</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$39.682,70

6. Hopper (HP-01)

Tugas	: Menampung sementara Sodium Karbonat (Na_2CO_3) sebelum masuk ke mixer -02 (M-02)
Jenis	: Silinder vertical dengan bagian dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>
Dimensi Hopper :	
Diameter (D)	: 0,5985 m
Kedalaman (H)	: 0,5985 m
Tinggi <i>cone</i> (h)	: 0,2992 m
Tebal <i>shell</i> (ts)	: 3/16 in
Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 Type 316</i>
Harga	: \$4.409,19

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

II.7.2. Alat Proses

1. Reaktor

Fungsi	: Mereaksikan gliserin dan asam nitrat dengan katalis asam sulfat menjadi Gliserin Trinitrat dengan kecepatan umpan masuk gliserin 1025,54 kg/jam, asam nitrat 2584,57 kg/jam.
Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Suhu operasi	: 15°C
Tekanan operasi	: 1 atm
Waktu tinggal	: 0,1073 jam
Konversi	: 99,15%
Volume fluida	: 0,3377 m ³
Volume reaktor	: 0,7974 m ³
Tinggi cairan	: 0,872 m
Diameter dalam	: 0,8033 m
Diameter luar	: 0,8128 m
Tebal <i>head</i>	: 3/16 in
Tinggi <i>head</i> atas	: 0,2053 m
Tinggi <i>head</i> bawah	: 0,2053 m
Tebal dinding reaktor	: 0,1875 in
Tinggi dinding reaktor	: 1,132 m
Tinggi total reaktor	: 1,5426 m
Material	: <i>Stainless Steel SA – 167 tipe 316</i>
Pengaduk reaktor	
Jenis	: <i>Flat Blade Turbine Impeller</i>
Jumlah <i>blade</i>	: 6 buah
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Diameter pengaduk	: 0,2678 m
Tinggi pengaduk	: 0,2678 m
Lebar <i>blade</i>	: 0,0536 m
Panjang <i>blade</i>	: 0,0268 m
Lebar <i>baffle</i>	: 0,0878 m
Kecepatan pengaduk	: 320 rpm
<i>Power</i> pengaduk	: 5 Hp
Pendingin	
Jenis	: Koil pendingin
Media pendingin	: Brine CaCl ₂ 25%
Kebutuhan pendingin	: 35623,9366 kg/jam
Luas transfer panas	: 16,9425 m
Panjang pipa koil	: 73,5198 m
Jumlah lilitan koil	: 46
Jarak antar lilitan koil	: 1/4 in
Tinggi koil	: 4,3752 m
Harga	: \$57.282,30

2. Mixer -01

Fungsi	: Untuk mencampurkan H ₂ SO ₄ sebanyak 514,68 kg/jam, HNO ₃ sebanyak 1944,95 kg/jam, dan arus <i>recycle</i> sebanyak 1686,84 kg/jam
Tipe	: Tangki berpengaduk
Suhu operasi	: 30°C
Tekanan operasi	: 1 atm
Waktu tinggal	: 0,5 jam
Volume cairan	: 1,2997 m ³
Volume mixer	: 1,5764 m ³

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Tinggi cairan	: 1,7164 m
Diameter dalam	: 1,0573 m
Diameter luar	: 1,0668 m
Tebal head	: 3/16 in
Tinggi head atas	: 0,2353 m
Tinggi head bawah	: 0,2353 m
Tebal dinding mixer	: 3/16 in
Tinggi total mixer	: 2,0204 m
Material	: <i>Stainless Steel SA – 167 tipe 316</i>
Pengaduk mixer	
Jenis	: Flat Blade Turbine Impeller
Jumlah blade	: 6 buah
Jumlah baffle	: 4 buah
Diameter pengaduk	: 0,3524 m
Tinggi pengaduk	: 0,3524 m
Lebar blade	: 0,0705 m
Panjang blade	: 0,0881 m
Lebar baffle	: 0,0352 m
Kecepatan pengaduk	: 190 rpm
Power pengaduk	: 3 Hp
Pendingin	
Jenis	: Jaket pendingin
Media pendingin	: Brine CaCl ₂ 25%
Suhu Masuk	: -5°C
Suhu Keluar	: 10 °C
Kebutuhan pendingin	: 7009,0931 kg/jam
Luas transfer panas	: 3,4314 m ²
Bahan	: Stainless Steel

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Jumlah : 1 unit

Harga : \$64.738,10

3. Dekanter-01

Fungsi : Memisahkancampuran fase berat berupa $C_3H_5N_3O_9$, HNO_3 , H_2SO_4 , $C_3H_8O_3$ dan H_2O , dengan fase ringan berupa $C_3H_8O_3$, $C_3H_5N_3O_9$, HNO_3 , H_2SO_4 , dan H_2O dengan laju alir 4919,49 kg/jam.

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 20°C

Settling velocity : 0,000707 m/detik

Waktu pemisahan : 4,48 menit

Diameter dekanter : 1,0271 m

Diameter pipa :

a. Pipa umpan : 0,405 in

b. Pipa fase berat : 0,405 in

c. Pipa fase ringan : 0,405 in

Tinggi dekanter : 1,45 m

Tinggi pipa

a. Pipa umpan : 1,0271 m

b. Pipa fase berat : 1,7376 m m

c. Pipa fase ringan : 1,8489 m

Volume decanter : 0,2948 m³

Tebal shell : 3/16 in

Jenis Head : *Head Torispherical head (flange and dished head)*

Tebal head : 3/16 in

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Tinggi head	: 0,26 m
Jenis material	: <i>Stainless steel SA-167 Type 316</i>
Harga	: \$189.595,14
4. Mixer (M-02)	
Fungsi	: Untuk melarutkan Na_2CO_3 sebanyak 820,38 kg/jam dengan air sebanyak 6009,50kg/jam
Tipe	: Tangki berpengaduk
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Waktu tinggal	: 0,5 jam
Volume cairan	: 3,8284 m ³
Volume mixer	: 1,5764 m ³
Tinggi cairan	: 1,4811 m
Diameter dalam	: 1,5145 m
Diameter luar	: 1,524 m
Tebal head	: 3/16 in
Tinggi head atas	: 0,3131 m
Tinggi head bawah	: 0,3131 m
Tebal dinding mixer	: 3/16 in
Tinggi total mixer	: 2,4393 m
Material	: <i>Stainless Steel SA – 167 tipe 316</i>
Pengaduk mixer	
Jenis	: Flat Blade Turbine Impeller
Jumlah blade	: 6 buah
Jumlah baffle	: 4 buah
Diameter pengaduk	: 0,5048 m
Tinggi pengaduk	: 0,5048 m

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Lebar blade	: 0,101 m
Panjang blade	: 0,1262 m
Lebar baffle	: 0,0505 m
Kecepatan pengaduk	: 125 rpm
Power pengaduk	: 3 Hp
Pendingin	
Jenis	: Jaket pendingin
Media pendingin	: Brine CaCl_2 25%
Suhu Masuk	: -5°C
Suhu Keluar	: 5°C
Kebutuhan pendingin	: 15759,2141kg/jam
Luas transfer panas	: 7,6387 m^2
Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 Type 316</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$64.738,10

5. Netralizer

Fungsi	: Menetralkan larutan asam nitrat sebanyak 327,36 dan asam sulfat sebanyak 504,39 kg/jam dengan larutan natrium karbonat sebanyak 802,38 kg/jam.
Tipe	:Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB).
Suhu operasi	: 20°C
Tekanan operasi	: 1 atm
Waktu tinggal	: 0,33 jam
Volume fluida	: 2,9091 m^3
Volume netralizer	: 2,9305 m^3
Tinggi fluida	: 2,283 m
Diameter dalam	: 1,3621 m

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Diameter luar	: 1,3716 m
Tebal head	: 3/16 in
Tinggi head atas	: 0,2855 m
Tinggi head bawah	: 0,2855m
Tebal dinding	: 3/16 in
Tinggi dinding	: 2,027 m
Tinggi total	: 2,5981 m
Material	: <i>Stainless Steel SA – 167 tipe 316</i>
Pengaduk netralizer	
Jenis	: Flat Blade Turbine Impeller
Jumlah blade	: 6 buah
Jumlah baffle	: 4 buah
Diameter pengaduk	: 0,454 m
Tinggi pengaduk	: 0,454 m
Lebar blade	: 0,0908 m
Panjang blade	: 0,1135 m
Lebar baffle	: 0,0454 m
Kecepatan pengaduk	: 155 rpm
Power pengaduk	: 5 Hp
Pendingin	
Jenis	: Jaket pendingin
Media pendingin	: Brine CaCl ₂ 25%
Suhu Masuk	: -5°C
Suhu Keluar	: 5 °C
Kebutuhan pendingin	: 21047,0536 kg/jam
Luas transfer panas	: 7,3769 m ²
Bahan	: <i>Stainless steel SA-167 Type 316</i>
Jumlah	: 1 unit

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Harga : \$91.651,69

4. Dekanter-02

Fungsi : Memisahkan campuran fase berat berupa $C_3H_5N_3O_9$ dan H_2O , dengan fase ringan berupa $C_3H_8O_3$, $C_3H_5N_3O_9$, $NaNO_3$, Na_2SO_4 , dan H_2O dengan laju alir 9728,50 kg/jam.

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 20°C

Settling velocity : 0,000707 m/detik

Waktu pemisahan : 4,84 menit

Diameter dekanter : 1,0271 m

Diameter pipa :

a. Pipa umpan : 0,405 in

b. Pipa fase berat : 0,405 in

c. Pipa fase ringan : 0,405 in

Tinggi dekanter : 2,37 m

Tinggi pipa

d. Pipa umpan : 1,1826 m

e. Pipa fase berat : 2,1288 m

f. Pipa fase ringan : 1,7893 m

Volume dekanter : 0,2948 m³

Tebal shell : 3/16 in

Jenis Head : *Head Torispherical head (flange and dished head)*

Tebal head : 3/16 in

Tinggi head : 0,26 m

Jenis material : *Stainless steel SA-167 Type 316*

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Harga : \$114.638,92

6. Washtank

Fungsi : Untuk menstabilkan $C_3H_5N_3O_9$ sebanyak
1884,46 kg/jam dengan air sebanyak
5653,37 kg/jam

Tipe :Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB).

Suhu operasi : 20°C

Tekanan operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 0,33 jam

Volume fluida : 2,2231 m³

Volume washtank : 2,243 m³

Tinggi fluida : 1,8118 m

Diameter dalam : 1,3621 m

Diameter luar : 1,3716 m

Tebal head : 3/16 in

Tinggi head atas : 0,2855 m

Tinggi head bawah : 0,2855m

Tebal dinding : 3/16 in

Tinggi dinding : 1,8533 m

Tinggi total : 2,5404 m

Material : *Stainless Steel SA – 167 tipe 316*

Pengaduk washtank

Jenis : Flat Blade Turbine Impeller

Jumlah blade : 6 buah

Jumlah baffle : 4 buah

Diameter pengaduk : 0,454 m

Tinggi pengaduk : 0,454 m

Lebar blade : 0,0908 m

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Panjang blade	: 0,1135 m
Lebar baffle	: 0,0454 m
Kecepatan pengaduk	: 155 rpm
Power pengaduk	: 5 Hp
Harga	: \$77.685,72

II.7.3. Alat Penukar Panas

1. Cooler (CL-01)

Fungsi	: Menurunkan suhu gliserin ($C_3H_8O_3$) sebanyak 1030,69 kg/jam dari 30°C hingga suhu 15°C menggunakan pendingin <i>brine</i> $CaCl_2$ 25%.
Jenis Cooler	: <i>Double pipe heat exchanger</i>
Beban Panas	: 32877,68 kJ/jam
Luas Transfer Panas	: 8,15 ft ²
Laju alir umpan	: 773,02 kg/jam
Laju alir <i>brine</i>	: 1172,04 kg/jam
Panjang	: 12 ft
Jumlah <i>hairpin</i>	: 2
Diameter <i>annulus</i>	: 2 1/2 in (IPS, Schedule 40)
Diameter pipa	: 1 1/4 in (IPS, Schedule 40)
Harga	: \$2.291,29
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>

2. Heater (HE-01)

Fungsi	: Memanaskan hasil keluaran reactor menuju decanter dari 15 °C menjadi 20 °C dengan air
Jenis Cooler	: <i>Double pipe heat exchanger</i>
Beban Panas	: 40416,79 kJ/jam

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Luas Transfer Panas	: 29,8791 ft ²
Laju alir umpan	: 4919,49 kg/jam
Laju alir <i>brine</i>	: 9642,26 kg/jam
Panjang	: 12 ft
Jumlah <i>hairpin</i>	: 6
Diameter <i>annulus</i>	: 2 1/2 in (IPS, Schedule 40)
Diameter pipa	: 1 1/4 in (IPS, Schedule 40)
Harga	: \$4.582,58
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>

II.7.4. Alat Transportasi

1. Pompa -01

Fungsi	: Memompa bahan baku berupa HNO ₃ dari tangki unit pembelian menuju tangki penyimpanan T-01
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 96 m ³ /jam
Head pompa	: 8,502 m
Kecepatan putar	: 300 rpm
Efisiensi pompa	: 78%
Daya motor	: 7,5 Hp
Efisiensi motor	: 85%
Bahan konstruksi	: <i>Stainlessl steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$49.200,95

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

2. Pompa-02
- Fungsi : Memompa bahan baku berupa H₂SO₄ dari tangki unit pembelian menuju tangki penyimpanan T-02
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas : 96 m³/jam
- Head pompa : 5,1922 m
- Kecepatan putar : 200 rpm
- Efisiensi pompa : 78%
- Daya motor : 7,5 Hp
- Efisiensi motor : 83%
- Bahan konstruksi : *Stainless steel*
- Jumlah : 1
- Harga : \$49.206,13
3. Pompa-03
- Fungsi : Memompa bahan baku berupa C₃H₈O₃ dari tangki unit pembelian penyimpanan T-02 menuju tangki penyimpanan T-03
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas : 96 m³/jam
- Head pompa : 10,0312m
- Kecepatan putar : 333 rpm
- Efisiensi pompa : 78%
- Daya motor : 7,5 Hp
- Efisiensi motor : 86%
- Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1
- Harga : \$47.243,27

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

4. Pompa-04
- Fungsi : Memompa bahan baku HNO_3 dari tangki penyimpanan 1 menuju mixer 1
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas : $1,3044 \text{ m}^3/\text{jam}$
- Head pompa : 2,384 m
- Kecepatan putar : 1000 rpm
- Efisiensi pompa : 37%
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel*
- Jumlah : 1
- Harga : \$22.632,44
5. Pompa-05
- Fungsi : Memompa larutan H_2SO_4 98% yang berfungsi sebagai katalis dari tangki penyimpanan 2 menuju mixer 1
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas : $0,2842 \text{ m}^3/\text{jam}$
- Head pompa : 2,2261 m
- Kecepatan putar : 1500 rpm
- Efisiensi pompa : 37%
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel*
- Jumlah : 1
- Harga : \$22.632,44

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

6. Pompa-06
- Fungsi : Memompa bahan baku gliserin ($C_3H_8O_3$) dari tangki penyimpanan T-03 menuju reaktor
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas : $0,617 \text{ m}^3/\text{jam}$
- Head pompa : 4,6516 m
- Kecepatan putar : 1500 rpm
- Efisiensi pompa : 37%
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1
- Harga : \$\$22.622,80
7. Pompa-07
- Fungsi : Memompa larutan dari Mixer (M-01) ke reaktor (R-01)
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas : $2,5236 \text{ m}^3/\text{jam}$
- Head pompa : 2,1358 m
- Kecepatan putar : 600 rpm
- Efisiensi pompa : 40%
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel*
- Jumlah : 1
- Harga : \$22.632,44

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

8. Pompa-08
- Fungsi : Memompa larutan dari Reaktor (R-01) menuju ke Dekanter (D-01)
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas : 3,0256 m³/jam
- Head pompa : 2,4682 m
- Kecepatan putar : 600 rpm
- Efisiensi pompa : 41%
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel*
- Jumlah : 1
- Harga : \$45.535,07
9. Pompa-09
- Fungsi : Memompa Hasil larutan fasa berat Dekanter (D-01) ke Mixer (M-01)
- Tipe : Centrifugal pump
- Kapasitas : 0,9480 m³/jam
- Head pompa : 2,9479 m
- Kecepatan putar : 1000 rpm
- Efisiensi pompa : 40%
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel*
- Jumlah : 1
- Harga : \$22.632,44

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

10. Pompa-10

Fungsi	: Memompa hasil larutan Fasa ringan dari Dekanter (D-01) menuju ke Netralizer (N-01)
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 2,1040 m ³ /jam
Head pompa	: 2,9778 m
Kecepatan putar	: 750 rpm
Efisiensi pompa	: 40%
Daya motor	: 0,5 Hp
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$22.632,44

11. Pompa-11

Fungsi	: Memompa larutan dari Mixer (M-02) ke Netralizer (N-01)
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 6,5535 m ³ /jam
Head pompa	: 3,132 m
Kecepatan putar	: 500 rpm
Efisiensi pompa	: 41%
Daya motor	: 0,5 Hp
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$22.622,80

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

12. Pompa-12

Fungsi	: Memompa larutan Hasil dari Netralizer (N-01) ke Dekanter (D-02)
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 7,5207 m ³ /jam
Head pompa	: 2,9418 m
Kecepatan putar	: 429 rpm
Efisiensi pompa	: 40%
Daya motor	: 0,5 Hp
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$22.622,80

13. Pompa-13

Fungsi	: Memompa larutan Hasil Fasa berat dari Dekanter (D-02) ke Washtank (WT-01)
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 1,5049 m ³ /jam
Head pompa	: 2,556 m
Kecepatan putar	: 750 rpm
Efisiensi pompa	: 41%
Daya motor	: 0,5 Hp
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$22.622,80

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

14. Pompa-14

Fungsi	: Memompa larutan dari Washtank (WT-01) ke tangki penyimpanan produk (T-04)
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 6,9311 m ³ /jam
Head pompa	: 3,1459 m
Kecepatan putar	: 500 rpm
Efisiensi pompa	: 41%
Daya motor	: 0,5 Hp
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$22.622,80

15. Pompa-15

Fungsi	: Memompa larutan dari tangki penyimpanan Produk (T-04) ke unit penjualan
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 96 m ³ /jam
Head pompa	: 5,7511 m
Kecepatan putar	: 214 rpm
Efisiensi pompa	: 78%
Daya motor	: 5 Hp
Efisiensi motor	: 85%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$49.200,95

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

II.8. Spesifikasi alat- utilitas

1. Bak air bersih 1 (BU-01)

Fungsi	: Menampung air bersih yang berasal dari PT.Krakatau Tirta Industri
Tipe	: Bak terbuka persegi panjang
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 432,76 m ³
Lebar	: 8,0569 m
Tinggi	: 4 m
Panjang	: 16,1031 m
Harga	: Rp596.130,340

2. Bak air Rumah Tangga (BU-02)

Fungsi	: Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga
Tipe	: Tower , Bak persegi panjang
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 10,4263 m ³
Lebar	: 1,7686 m
Tinggi	: 2 m
Panjang	: 3,5372 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$163,041,45

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

3. Tangki Klorinasi (TU-01)

Fungsi	: Tempat klorinasi untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis
Tipe	: Tangki silinder vertikal
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 1,74 m ³
Diameter	: 1,1 m
Tinggi	: 2,2 m
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$8.181

4. Tangki penampung H₂SO₄ (TU-02)

Fungsi	: Menampung larutan H ₂ SO ₄ untuk regenerasi penukar kation
Tipe	: Tangki silinder vertikal berpengaduk
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 1,8645 m ³
Diameter	: 1,4178 m
Tinggi	: 1,4178 m
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 167 type 306</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$25.132

5. Tangki penampung NaOH (TU-03)

Fungsi	: Menampung larutan NaOH Untuk regenerasi penukar anion
Tipe	: Tangki silinder vertikal berpengaduk

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 0,3729 m ³
Diameter	: 0,8292 m
Tinggi	: 0,8292 m
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 167 type 306</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$11.023

6. Tangki kation (TU-04)

Fungsi	: Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari bak air
Tipe	: Tangki silinder vertikal
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 1,2781 m ³
Diameter	: 1,4 m
Tinggi	: 1,524 m
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 167 type 306</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$39.683

7. Tangki anion (TU-05)

Fungsi	: Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air
Tipe	: Tangki silinder vertikal
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 0,409 m ³
Diameter	: 1,524 m

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Tinggi	: 0,2243 m
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 167 type 306</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$21.164
8. Tangki silika (TU-06)	
Fungsi	: Menyerap uap air di udara keluaran filter Udara
Tipe	: Tangki silinder vertikal
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 0,81 m ³
Diameter	: 4,02 m
Tinggi	: 2,01 m
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$6.416
9. Tangki udara tekan (TU-07)	
Fungsi	: Menampung udara tekan
Tipe	: Tangki silinder horizontal
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 4 atm
Kapasitas	: 21,7 m ³
Diameter	: 2,097m
Panjang	: 6,292 m
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$54.991

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

10. Tangki Bahan bakar (TU-08)

Fungsi	: Menyimpan bahan bakar generator untuk kebutuhan selama 1 bulan
Tipe	: Tangki silinder horizontal
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 72 liter/jam
Diameter	: 9,3661 m
Tinggi	: 3,1220 m
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$20.622

11. Cooling tower (CT-01)

Fungsi	: Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan pada alat-alat proses untuk disirkulasikan kembali
Tipe	: <i>Induced draft</i>
Kebutuhan udara	: 58253,0666 kg/jam
Kadar uap udara	: 0,042 kg/kg udara kering
Panjang	: 3,53 m
Lebar	: 3,53 m
Tinggi	: 10,7 m
Luas Penampang	: 12,4258 m ²
Daya fan	: 0,041 Hp/ft ²
Motor standar	: 7,5 Hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$34.369

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

12. Tangki Brine (TU-09)

Fungsi	: Menampung pendingin brine CaCl ₂
Tipe	: Tangki silinder vertikal
Suhu	: -5°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 10,658 m ³
Diameter	: 1,76 m
Tinggi	: 5,27 m
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA-167 Type 306</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$199.188,96

13. Condensor utilitas (CDU-01)

Fungsi : Mengembunkan refrigerant NH₃ dari suhu 100 °C menjadi 40 °C dengan media pendingin air suhu 30°C sampai 36°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Fluida Panas

Suhu masuk fluida	: 5°C
Suhu keluar fluida	: -5°C
Tekanan	: 1 atm

Kondisi Fluida Dingin

Suhu masuk fluida	: -10°C
Suhu keluar fluida	: -10°C
Tekanan	: 2,96 atm
Beban panas condenser	: 1794423,1363 kJ/jam
Luas transfer panas	: 18,1028 m ²

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Kecepatan fluida panas masuk	: 2173,0384	kg/jam
Kecepatan pendingin masuk	: 71407,8476	kg/jam
Dimensi tube side		
OD tube, BWG	: 0,75	in , 14
ID tube	: 0,584	In
at' (flow area)	: 0,023	ft ²
at (surface area)	: 0,1963	ft ² /ft
Panjang tube	: 16	Ft
Jumlah tube	: 62	Batang
Pressure drop	: 1,8485	Psi
Dimensi shell side		
ID shell	: 10 in	
Pass	: 1	
Pressure drop	: 0,0397 psi	
Jenis material	: <i>Stainless Steel</i>	
Harga	: \$2.848	

14. Cooler utilitas 1 (CLU-01)

Fungsi : Mendinginkan brine dari suhu 5 °C menjadi -5 °C
dengan media pendingin ammonia suhu -10°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Fluida Panas

Suhu masuk fluida : 5°C

Suhu keluar fluida : -5°C

Tekanan : 1 atm

Kondisi Fluida Dingin

Suhu masuk fluida : -10°C

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Suhu keluar fluida	:	-10°C	
Tekanan	:	2,96 atm	
Beban panas cooler	:	2263002,209	kJ/jam
Luas transfer panas	:	202,9626	m ²
Kecepatan fluida panas masuk	:	80611,3422	kg/jam
Kecepatan pendingin masuk	:	1781,8915	kg/jam
Dimensi tube side			
OD <i>tube</i> , BWG	:	0,75	in , 16
ID <i>tube</i>	:	0,62	In
at' (<i>flow area</i>)	:	0,3020	in ²
at (<i>surface area</i>)	:	0,1963	ft ² /ft
Panjang <i>tube</i>	:	16	Ft
Jumlah <i>tube</i>	:	728	batang
<i>Pressure drop</i>	:	0,506	psi
Dimensi shell side			
ID <i>shell</i>	:	31	In
<i>Pass</i>	:	2	
<i>Pressure drop</i>	:	0,0001	Psi
Jenis material	:	<i>Stainless Steel</i>	
Harga	:	\$20.716	

15. Kompresor Utilitas (KU-01)

Tugas	:	Meningkatkan tekanan ammonia dari Cooler Utilitas (CLU-01) pada tekanan 2,96 atm menjadi 15,79 atm
Tipe alat	:	Centrifugal compressor
Suhu masuk	:	-10 °C
Tekanan masuk	:	2,96 atm

Destiana Eka Rahmasari	121180014
Alisah	121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Tekanan keluar	: 15,79 atm
Suhu keluar	: 100 °C
Daya motor	: 250 hp
Harga	: \$16.497
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>

16. Expansion Valve (EVU-01)

Tugas	: Menurunkan tekanan fluida dari 15,8 atm menjadi 2,96 atm
Diopt	: 1,298 in

17. Separator Utilitas (SPU-01)

Tugas	: Memisahkan NH ₃ cair dan uap dari Expansion Valve (EVU-01)
Jenis alat	: Vertikal Separator
Umpan masuk	: 2762,01 kg/jam
Suhu	: -10°C = 263 K
Tekanan	: 2,96 atm
Tinggi cairan	: 7,90 m
Diameter separator	: 0,3048 m
Tinggi separator	: 8,76 m
Tebal shell	: 0,1875 in
Tebal head	: 0,1875 in
Waktu tinggal	: 10 menit
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Spesifikasi alat-alat transportasi

1. Pompa Utilitas -01

Fungsi	: Memompa air dari bak air bersih ke bak rumah tangga , air servis , cooling tower dan kation anion exchanger
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 18,0317 m ³ /jam
Head pompa	: 2,005 m
Kecepatan putar	: 200 rpm
Efisiensi pompa	: 78%
Daya motor	: 0,5 Hp
Efisiensi motor	: 83%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$\$12.948

2. Pompa Utilitas -02

Fungsi	: Memompa air dari tangki Klorinasi (TU-01), ke ke bak rumah tangga (BU-02)
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 1,7377 m ³ /jam
Head pompa	: 4,054 m
Kecepatan putar	: 600 rpm
Efisiensi pompa	: 58%
Daya motor	: 0,5 Hp
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$6.215

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

3. Pompa Utilitas -03

Fungsi	: Memompa air dari cooling tower (CT-01) ke unit pendingin dan unit pemanas
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 88,223 m ³ /jam
Head pompa	: 3,336 m
Kecepatan putar	: 600 rpm
Efisiensi pompa	: 78%
Daya motor	: 2 Hp
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$29.521

4. Pompa Utilitas -04

Fungsi	: Memompa air dari unit pemanas dan pendingin ke cooling tower
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 88,6561 m ³ /jam
Head pompa	: 11,386 m
Kecepatan putar	: 188 rpm
Efisiensi pompa	: 78%
Daya motor	: 7,5 Hp
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$45.535,07

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

5. Pompa Utilitas -05

Fungsi	: Memompa air dari anion dan kation exchanger menuju ke Mixer (M-02) dan Washtank
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 15,2097 m ³ /jam
Head pompa	: 4,395 m
Kecepatan putar	: 429 rpm
Efisiensi pompa	: 62%
Daya motor	: 0,75 Hp
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$45.535,07

6. Pompa Utilitas -06

Fungsi	: Memompa pendingin Brine CaCl ₂ 25 % Dari tangki penampung brine CaCl ₂ 25% (TU-09) ke alat pendingin pada proses
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 63,9481 m ³ /jam
Head pompa	: 3,328 m
Kecepatan putar	: 188 rpm
Efisiensi pompa	: 70%
Daya motor	: 2 Hp
Efisiensi motor	: 81%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$29.521

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

II.9. Neraca Massa

1. Mixer-01 (M-01)

Tabel II. 1. Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	Masuk						Keluar	
	Arus 1		Arus 2		Arus 3		Arus 4	
	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa
C ₃ H ₈ O ₃					6,53	0,39	6,53	0,16
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉					38,70	2,29	38,70	0,93
HNO ₃	1906,05	98			32,38	1,92	1938,43	46,75
H ₂ SO ₄			504,39	98	1513,16	89,70	2017,54	48,66
H ₂ O	38,90	2	10,29	2	96,08	5,70	145,27	3,50
Total	1944,95	100	514,68	100	1686,84	100	4146,47	100
	4146,47						4146,47	

2. Reaktor -01 (R-01)

Tabel II. 2. Neraca Massa Reaktor-01 (R-01)

Komponen	Masuk				Keluar	
	Arus 4		Arus 5		Arus 6	
	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa
C ₃ H ₈ O ₃	6,53	0,16	769,15	99,5	6,59	0,13
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	38,70	0,93			1935,13	39,34
HNO ₃	1938,43	46,75			359,74	7,31
H ₂ SO ₄	2017,54	48,66			2017,54	41,01
H ₂ O	145,27	3,50	3,87	0,5	600,48	12,21
Total	4146,47	100	773,02	100	4919,49	100
	4919,49				4919,49	

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

3. Dekanter-01 (DE-01)

Tabel II. 3. Neraca Massa Dekanter-01 (R-01)

Komponen	Masuk		Keluar			
	Arus 6		Arus 3		Arus 7	
	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa
C ₃ H ₈ O ₃	6,59	0,13	6,53	0,39	0,07	0,00
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1935,13	39,34	38,70	2,29	1896,43	58,66
HNO ₃	359,74	7,31	32,38	1,92	327,36	10,13
H ₂ SO ₄	2017,54	41,01	1513,16	89,70	504,39	15,60
H ₂ O	600,48	12,21	96,08	5,70	504,40	15,60
Total	4919,49	100	1686,84	100	3232,65	100
	4919,49		4919,49			

4. Netralizer-01 (N-01)

Tabel II. 4. Neraca Massa Netralizer -01 (N-01)

Komponen	Masuk				Keluar			
	Arus 7		Arus 10		Arus 11		Arus 12	
	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa
C ₃ H ₈ O ₃	0,07	0,00			0,07	0,00		
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1896,43	58,66			1896,43	19,49		
HNO ₃	327,36	10,13						
H ₂ SO ₄	504,39	15,60						
Na ₂ CO ₃			820,38	12				
NaNO ₃					441,56	4,54		
Na ₂ SO ₄					730,48	7,51		
H ₂ O	504,40	15,60	6016,12	88	6659,96	68,46		
CO ₂							340,65	100
Total	3232,65	100	6836,50	100	9728,50	100	340,65	100

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

	10069,15	10069,15
--	----------	----------

5. Mixer-02 (M-02)

Tabel II. 5. Neraca Massa Mixer -02

Komponen	Masuk				Keluar	
	Arus 8		Arus 9		Arus 10	
	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa
Na ₂ CO ₃	820,38	99,20			820,38	12
H ₂ O	6,62	0,80	6009,50	100	6016,12	88
Total	827,00	100	6009,50	100	6836,50	100
	6836,50				6836,50	

6. Dekanter -02 (DE-02)

Tabel II. 6. Neraca Massa Dekanter -02 (DE-02)

Komponen	Masuk		Keluar			
	Arus 11		Arus 13		Arus 14	
	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa
C ₃ H ₈ O ₃	0,07	0,00	0,07	0,00		
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1896,43	19,49	11,97	0,15	1884,46	99,50
NaNO ₃	441,56	4,54	441,56	5,64		
Na ₂ SO ₄	730,48	7,51	730,48	9,32		
H ₂ O	6659,96	68,46	6650,48	84,89	9,48	0,50
Total	9728,50	100	7834,56	100,00	1893,94	100
	9728,50		9728,50			

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

7. Washtank (WT)

Tabel II. 7. Neraca Massa Washtank

Komponen	Masuk				Keluar	
	Arus 14		Arus 15		Arus 16	
	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1884,46	99,50			1884,46	24,97
H ₂ O	9,48	0,50	5653,37	100	5662,85	75,03
Total	1893,94	100	5653,37	100	7547,31	100
	7547,31				7547,31	

$$\begin{aligned} \text{input} &= \text{output} \\ 15722,52 &= 15722,52 \end{aligned}$$

II.10. Neraca Energi

1. Mixer-01 (M-01)

Tabel II. 8. Neraca Energi Mixer (M-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	-92,32	-184,34
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	-209,03	-414,57
HNO ₃	16472,62	-33990,32
H ₂ SO ₄	-7156,59	-28623,97
H ₂ O	-985,54	-6102,71
Panas pencampuran	120356,75	
Panas pendingin		197701,79
Jumlah	128385,89	128385,89

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

2. Reaktor-01(R-01)

Tabel II. 9. Neraca Energi Reaktor -01 (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output Output (kJ/jam)
$C_3H_8O_3$	21905,91	-186,20
$C_3H_5N_3O_9$	414,57	-20728,54
HNO_3	33990,32	-6308,06
H_2SO_4	28623,97	-28623,97
H_2O	6265,08	-25225,90
Panas reaksi	-1171579,56	
Panas pendingin		-999307,04
Jumlah	-1080379,71	-1080379,71

3. Mixer-02 (M-02)

Tabel II. 10. Neraca Energi Mixer -02 (M-02)

Komponen	Input (kJ/kmol)	Output (Kj/jam)
Na_2CO_3	4679,6793	-4679,679
H_2O	126065,3274	-126398,47
Panas pelarutan	180386,3	
Q Pendingin		442070,56
Total	311131,26	311131,26

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

4. Netralizer-01 (N-01)

Tabel II. 11. Neraca Energi Netralizer-01 (N-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
$C_3H_8O_3$	0,93	-0,93
$C_3H_5N_3O_9$	10242,58	-10242,58
HNO_3	2872,23	0,00
H_2SO_4	3588,14	0,00
Na_2CO_3	4679,68	0,00
$NaNO_3$	0	-4043,03
Na_2SO_4	0	-3369,48
CO_2	0	-1483,59
H_2O	136845,43	-139771,91
Panas reaksi	-907543,23	0
Panas pendingin		-590402,71
Jumlah	-749314,23	-749314,23

5. Wash Tank

Tabel II. 12. Neraca Energi Washtank (WT)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
$C_3H_5N_3O_9$	-10177,926	8658,1799
H_2O	118265,0845	99428,978
Total	108087,16	108087,16

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

BAB III

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sekumpulan unit yang bertugas menyediakan sarana penunjang proses produksi. Unit ini keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam rancangan suatu pabrik. Fasilitas-fasilitas yang terdapat dalam unit utilitas pabrik Gliserin Trinitrat ini yakni:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik
3. Unit penyedia bahan bakar
4. Unit penyedia udara tekan
5. Unit refrigerasi

III.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Pabrik pembuatan gliserintrinitrat dari gliserin dan asam nitrat dengan proses *Biazz* ini memenuhi seluruh kebutuhan airnya dengan menggunakan air yang bersumber dari PT. Krakatau Tirta Industri. Pertimbangan pemilihan sumber yang akan digunakan dapat didasarkan pada lokasi pabrik, biaya proses, serta jumlah kebutuhan air. Lokasi pabrik berjarak sekitar 20 km dari PT. Krakatau Tirta Industri.

Air yang telah diolah akan digunakan untuk keperluan umum, persediaan pemadam kebakaran, keperluan proses yang terdiri dari pemenuhan kebutuhan air pendingin, air pemanas dan juga air proses. Kebutuhan air saat *start up* sebesar 98534,4738 kg/jam.

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Berikut adalah rincian pemenuhan kebutuhan air tiap jam.

Tabel III. 1. Kebutuhan Air di Dalam Pabrik

No.	Jenis Kebutuhan Air	Kg/jam
1	Air Pemanas	9.642,562
2	Air Pendingin	71.407,8476
3.	Air Proses	15.559,85
4.	Air untuk Kantor dan Rumah Tangga	1688,8335
5.	Air Service dan Hidran	235,3798
Total		98.534,4738

Tabel III. 2. Air *Make up* yang Diperlukan

No.	Jenis Kebutuhan Air <i>make up</i>	Kg/jam
1	Air untuk Kantor + Rumah Tangga	1.688,8335
2.	Air Service dan Hidran	235,3798
3.	Air Proses	15.559,85
4.	<i>Make up cooling tower</i>	873,796
5.	<i>Blowdown</i>	1.059,7674
Total		19.417,627



SKRIPSI PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Syarat – syarat air pendingin

1. Jernih (tidak terdapat partikel-partikel kasar seperti batu, kerikil, maupun pasir).
2. Efek korosi sekecil mungkin.
3. Tidak menyebabkan fouling akibat kotoran yang terikut air seperti pasir, mikroba, zat organik.
4. Tidak mengandung bahan-bahan anorganik yang dapat mengganggu proses pertukaran panas pada sistem pendingin maupun merubah komposisi air karena bereaksi akibat perubahan suhu air.

Air yang diperoleh dari KTI (Krakatau Tirta Industri) telah melalui beberapa tahap *treatment*, diantaranya:

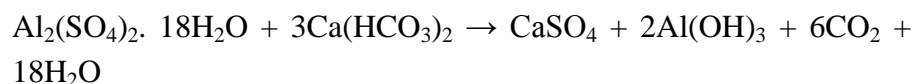
1. Sedimentasi

Pengendapan partikel-partikel padat dari air sungai dengan cara gravitasi tanpa penambahan bahan kimia. Pengendapan ini dilakukan pada bangunan pengendap

2. Flokulator

Penambahan koagulan secara teratur sesuai dengan kebutuhan (dosis yang tepat). untuk membantu proses pengendapan partikel-partikel kecil yang tak dapat mengendapkan dengan sendirinya. zat alkali dan zat pembantu juga ditambahkan untuk mengatur pH agar kondisi air baku dapat menunjang proses flokulasi, serta membantu agar pembentukan flok dapat berjalan dengan lebih cepat.

Reaksi flokulasi



Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

3. Clarifier

Pada clarifier terjadi pembentukan flok-flok yang lebih besar dengan bantuan motor pengaduk. Flok-flok akan dikeluarkan melalui bawah clarifier sedangkan air jernih keluar melalui bagian atas menuju proses selanjutnya

4. Filter

Effluent dari bak pengendap (*sedimentation basin*) mengalir ke filter, gumpalan- gumpalan dan lumpur (flok) tertahan pada lapisan atas filter.

5. Reservoir

Reservoir berfungsi sebagai tempat penampungan air bersih yang telah disaring melalui filter. Air yang dalam reservoir ini sebelum disalurkan ke konsumen diberikan larutan kaporit untuk membunuh bakteri yang terkandung dalam air tersebut.

(www.krakatautirta.co.id)

Dengan adanya *treatment* seperti di atas maka air yang diperoleh dari KTI sudah memenuhi syarat sebagai air pendingin sehingga dapat langsung digunakan sebagai air pendingin pada kondensor (CDU-01) dan pada heater (HE-01)

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Syarat-Syarat Air Sanitasi dan Kantor

1. Jernih / tak berwarna.
2. Netral / pH sekitar 7.
3. Bersih / sehat, bebas bakteri dan bacilus.
4. Tidak mengandung logam berat.
5. Kandungan mineral / logam dengan syarat tertentu.

Air Pemanas

Air pemanas adalah kebutuhan air yang digunakan untuk mencukupi proses pada sistem pemanasan selama proses di dalam pabrik berlangsung. Syarat-syarat yang harus dipenuhi untuk menyediakan air pemanas yang baik adalah:

1. Tidak mengandung padatan
2. Stabil dalam proses pemanasan
3. Tidak menyebabkan korosi
4. Bebas dari mikroba dan zat-zat organik

Air Pendingin

Air pendingin adalah kebutuhan air yang digunakan untuk mendinginkan amoniak pada sistem refrigerant selma proses didalam pabrik. Syarat-syarat yang harus dipenuhi untuk menyediakan air pendingins yang baik adalah:

1. Tidak mengandung padatan
2. Stabil dalam proses pendinginan
3. Tidak menyebabkan korosi
4. Bebas dari mikroba dan zat-zat organik

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Syarat-Syarat Proses

Air Proses memiliki kesamaan dengan syarat air sanitasi dan kantor.

1. Jernih / tak berwarna.
2. Netral / pH sekitar 7.
3. Bersih / sehat, bebas bakteri dan bacillus.
4. Tidak mengandung logam berat.
5. Kandungan mineral / logam dengan syarat tertentu.

Air yang diperoleh dari KTI memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Tabel III. 3. Spesifikasi Air di Krakatau Tirta Industri

Jenis Air Industri	pH	Conductivity max. (μ S)	TOC max. (ppm)
Air rumah Tangga	5.0 – 8.0	50.0	1000
Air Cooling Tower	6.5 – 8.5	30.0	1000
Air Demin	6.5 – 8.0	10.0	500
Soft Water	6.0 – 8.0	10.0	500
Pure Water			
- Poncini Water	6.0 – 8.0	1.0	50
- Water For Injection	6.5 – 8.0	0.1	10

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Untuk kandungan logam dapat dilihat pada tabel berikut ini:
Tabel III. 4. Baku Mutu Kandungan Kontaminan air

Jenis Kontaminan pada DAS Cipasaran	Hasil Perhitungan (mg/liter)	Baku Mutu (mg/liter)
Sedimen	88.4278	1000
Seng	0.0033	5
Tembaga	0,0006	

(www.krakatautirta.co.id)

Dengan beberapa *treatment* yang telah dilakukan oleh KTI maka syarat air kantor telah terpenuhi.

III.2. Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak pada alat-alat proses seperti pompa, pengaduk dan alat-alat lainnya. Selain itu listrik di pabrik Vinil Asetat juga digunakan untuk penerangan. Daya listrik yang dibutuhkan sebesar 516 kW. Sehingga daya listrik yang terpasang sebesar 555 kW yang dipenuhi oleh PLN dan juga disediakan generator listrik sebesar 444 kW sebagai cadangan jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik dari PLN kurang.

III.3. Bahan Bakar

Bahan bakar solar yang digunakan sebagai bahan bakar *Generator* didapat dari PT. Pertamina. Kebutuhan untuk bahan bakar sebanyak 72 liter/jam.

III.4. Udara Tekan

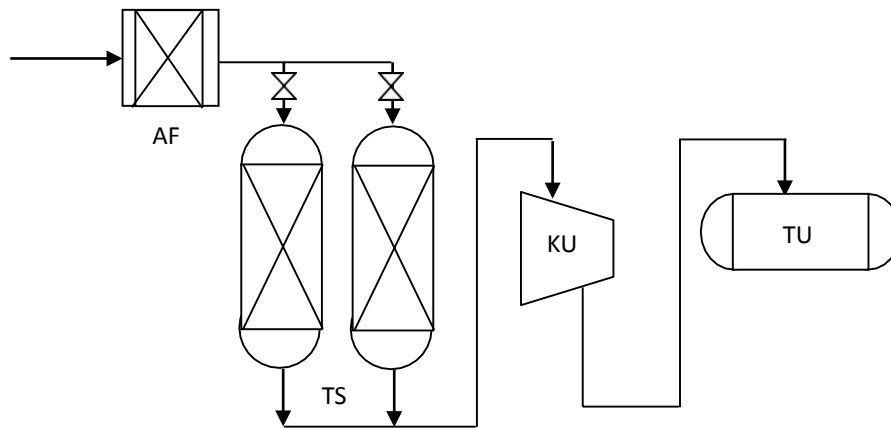
Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen pengendali. Udara tekan yang digunakan adalah di dalam Pabrik Gliserin

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Trinitrat ini sebanyak 88,22 m³/jam. Uraian proses: Udara lingkungan diambil dan dilewatkan pada penyaring udara (Air Filter) untuk menyaring debu-debu yang terikut. Udara bersih akan dilewatkan pada tangki silica untuk diserap uap air yang terbawa, sehingga menjadi udara kering. Udara yang telah kering akan dilewatkan kompresor untuk mengubah tekanannya menjadi 4 atm. Udara kering dengan tekanan 4 atm akan disimpan dalam tangki udara tekan.



Gambar III. 1. Unit Penyedia Udara tekan

III.5. Unit Refrigerasi

Pabrik Gliserin Trinitrat ini secara overall beroperasi pada suhu rendah (15°C). Setiap proses pendinginan baik di heat exchanger maupun di unit proses (reaktor, netralizer, mixer), pendinginan menggunakan fluida pendingin brine CaCl₂ 25%. Brine CaCl₂ 25% dapat mendinginkan suhu -32°C sampai 20°C. Dapat Brine merupakan secondary refrigerant sehingga untuk mendinginkannya perlu dikontakkan dengan fluida pendingin primary refrigerant seperti ammonia (NH₃). Proses pendinginan refrigerant dilakukan dalam sebuah sistem refrigerasi. Sistem refrigerasi adalah suatu sistem yang memungkinkan untuk mengatur suhu sampai mencapai suhu di

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

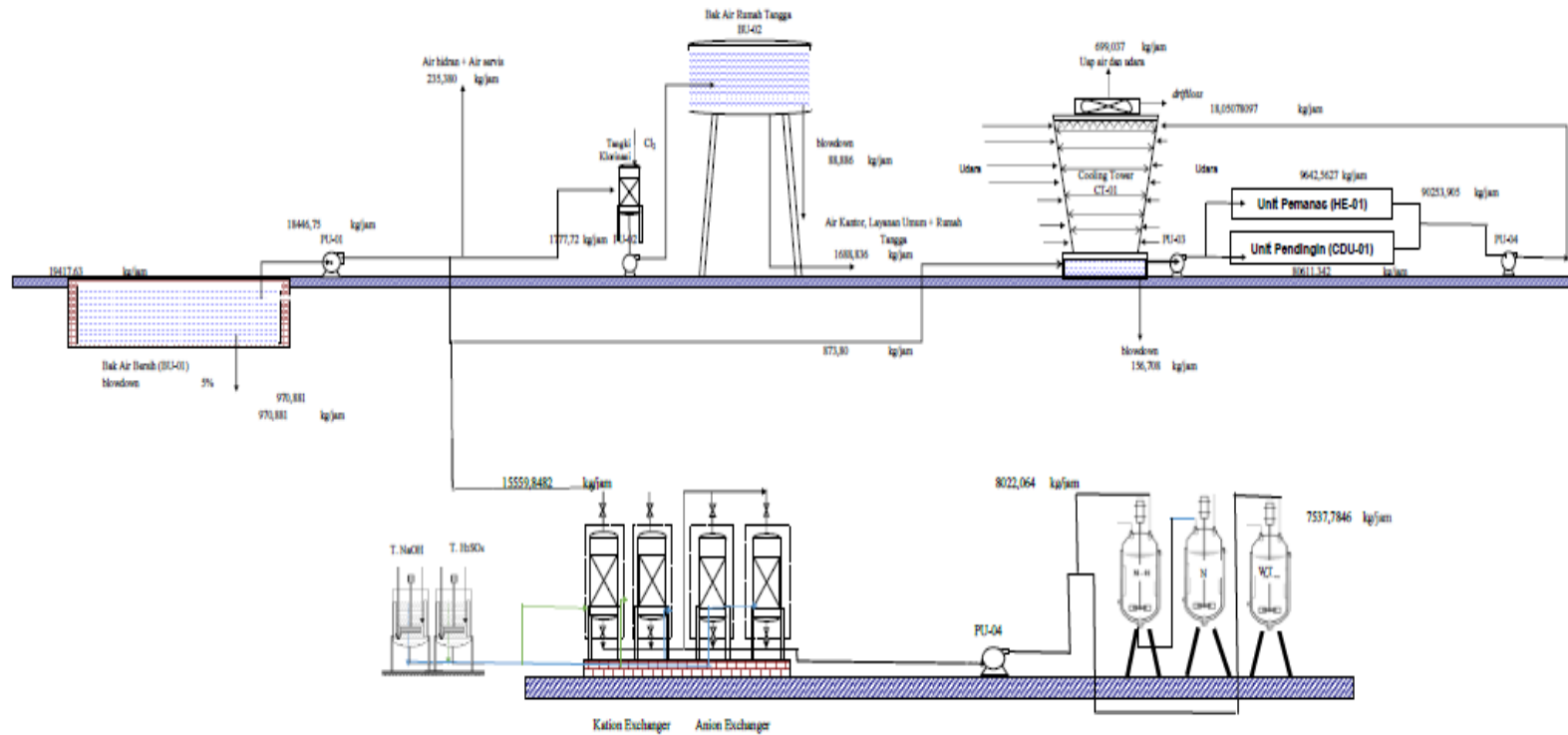
bawah suhu lingkungan. Sistem refrigerasi ini penting dalam sebuah pabrik yang membutuhkan sistem dengan suhu di bawah suhu lingkungan. Dalam sistem refrigerasi ini dibutuhkan jumlah primary refrigerant berupa ammonia (NH_3) sebanyak 1781,8915 kg/jam untuk mendinginkan brine sebanyak 80611,3422 kg/jam dari suhu 5°C menjadi -5°C .

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

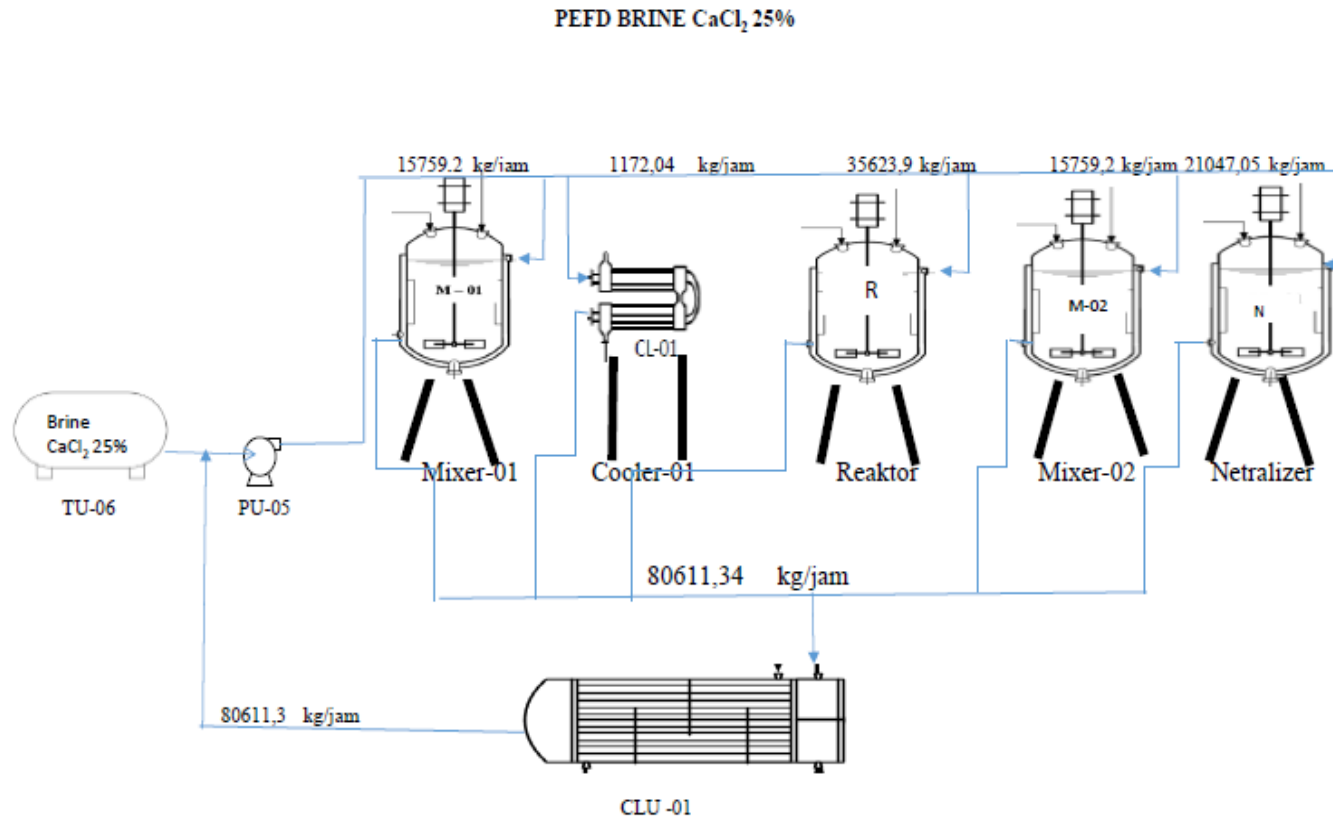
UTILITAS AIR
UNIT PENGOLAHAN AIR PABRIK GLISERIN TRINITRAT



Gambar III. 2. PEFD Utilitas Air



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

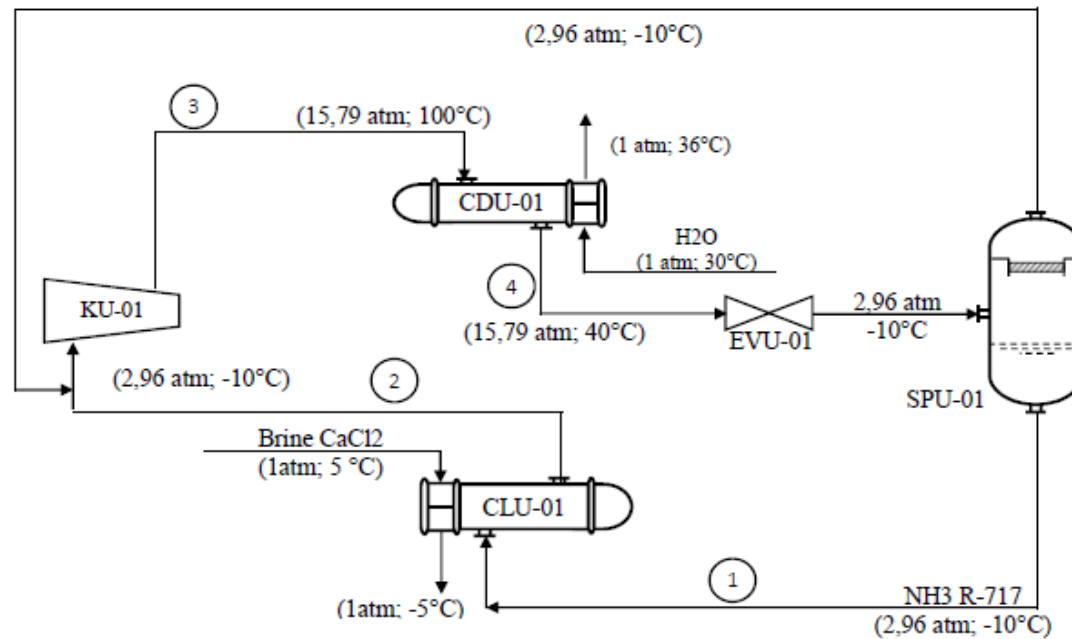


Gambar III. 3. PEFD Brine



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

UNIT REFRIGERANT



Gambar III. 4. Skema Unit Refrigerasi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

BAB IV
MANAJEMEN PERUSAHAAN

IV.1. Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal badan hukum terdiri atas saham-saham dan kredit dari dalam dan luar negeri. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh seorang direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dibantu oleh direktur-direktur.

Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, tidak selalu seorang yang dipilih menjadi direktur adalah orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu oleh akuntan pabrik bila dalam perusahaan ada hal-hal yang kurang beres.

Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham apabila mereka bersedia setelah masa jabatannya habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya diadakan setahun sekali. Modal perusahaan diperoleh dari penjualan saham-saham dan bila perusahaan rugi maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut:

- a. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat

Destiana Eka Rahmasari	121180014
Alisah	121180034



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

berganti-ganti.

- b. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
- c. Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
- d. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
- e. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber-sumber modal secara efisien.
- f. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

IV.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. 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, dimana 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 dibawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Kelebihan pada sistem organisasi ini adalah sebagai berikut :

- a. Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI

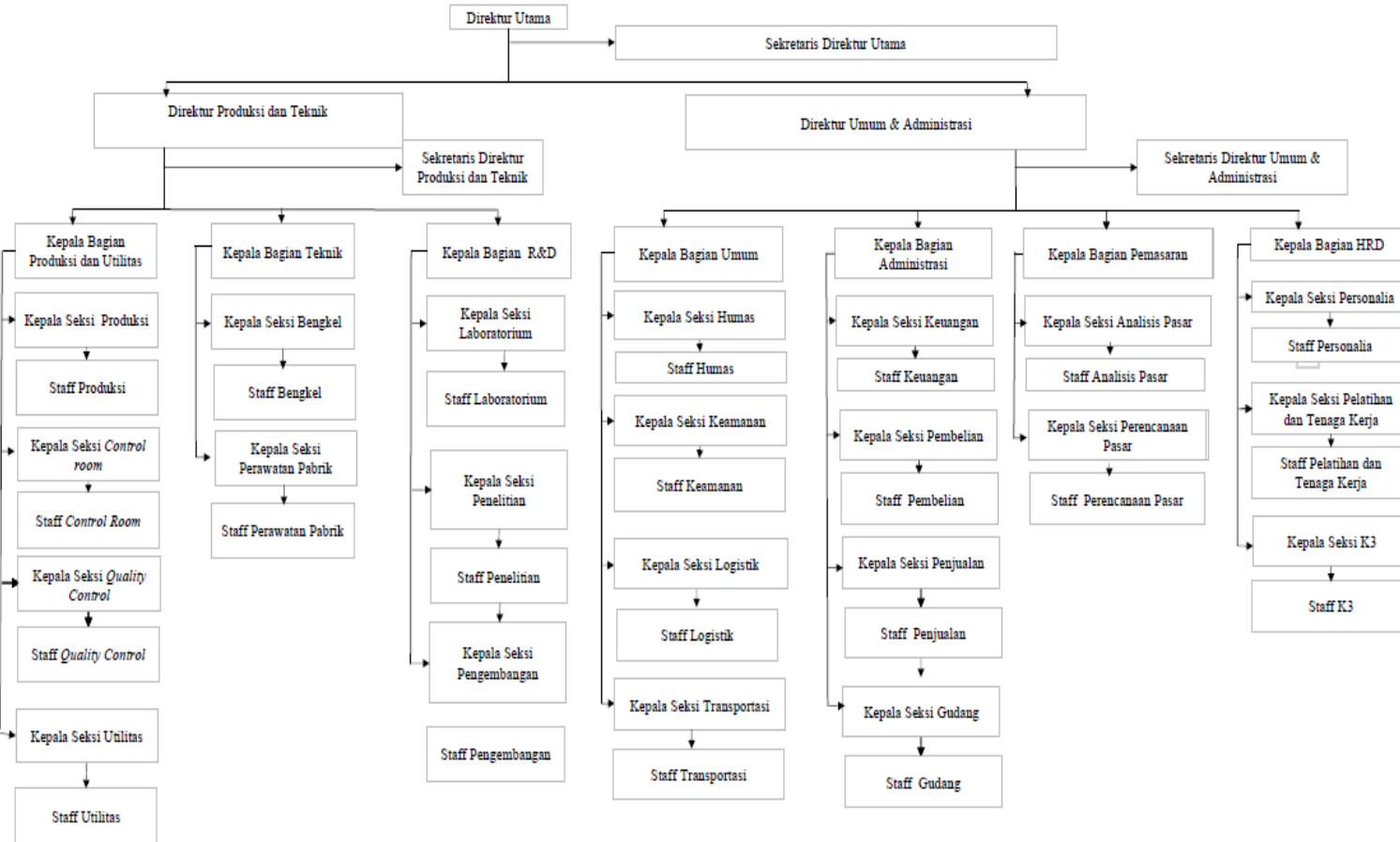
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

- b. Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
- c. Mengingat biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.

Destiana Eka Rahmasari	121180014
Alisah	121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



Gambar IV. 1. Struktur Organisasi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

IV.3. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Gliserin Trinitrat ini direncanakan memiliki pekerja sebanyak 212 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

IV.3.1. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan *non* produksi dalam seminggu adalah 6 hari dengan jumlah kerja maksimum 40 jam dalam seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan *non* produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Hari Senin - Jumat : Jam 08.00 – 16.00 WIB

Hari Sabtu : Jam 08.00 – 13.00 WIB

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Hari Senin - Jumat : Jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Sabtu : -

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

IV.3.2. Karyawan *Shift*

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut :

Shift I : Pukul 07:30 – 15:30

Shift II : Pukul 15:30 – 23:30

Shift III : Pukul 23:30 – 07:30

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian *shift* setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan produksi tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian controll room, laboratorium dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian *shift* seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

Tabel IV. 1. Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	

Destiana Eka Rahmasari
Alisah

121180014
121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	II	II	II	II	III	III	III	II	I	I	I	II	II	II	
B	II	III	III	III	I	I	I	II	II	II	III	III	III	II	
C	III	III	I	I	I	II	II	II	III	III	III	II	II	II	
D	I	I	I	II	II	II	III	III	III	II	I	I	I	I	

Keterangan :

- 1, 2, 3, ... : Hari kerja
- I, II, III : Jam kerja (*shift*)
- A,B,C,D : Kelompok kerja *shift*
- : Libur

IV.4. Jumlah Karyawan

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik ini adalah sebanyak 212 orang

Fasilitas dan jaminan sosial

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan berikut:

- a. Tunjangan istri/suami sebesar 15% dari gaji pokok
- b. Tunjangan anak sebesar 2 % dari gaji pokok
- c. Cuti selama 12 hari tiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji.

Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan.

- a. Fasilitas air bersih
- b. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

- c. Memberikan pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 1 kali dalam setahun
- d. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi perusahaan
- e. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan
- f. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya
- g. Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi hari tua.

Karyawan Shift

Karyawan shift bagian produksi dan utilitas ditentukan dengan cara penjumlahan alat pada pabrik dikalikan dengan koefisien *manhour* berdasarkan Aries, Newton, 1955.

Tabel IV. 2. Tenaga Kerja di Bagian Produksi

No.	Nama alat	Jumlah alat	Tenaga kerja/hari	Jumlah TK
1	Reaktor	1	0,5	0,5
2	Mixer	2	0,5	1
3	Dekanter	2	0,5	1
4	Netralizer	1	0,5	0,5
5	Washtank	1	0,5	0,5
6	Tangki storage	4	0,25	1
7	Heater	1	0,25	0,25

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

8	Cooler	1	0,25	0,25
9	Pompa	15	0,25	3,75
10	Screw Conveyor	1	0,25	0,25
11	Belt Elevator	1	0,25	0,25
12	Silo	1	0,25	0,25
Jumlah karyawan				9,5

9,5 dibulatkan menjadi 10

Tabel IV. 3. Tenaga Kerja di Bagian Utilitas

No.	Nama alat	Jumlah alat	Tenaga kerja	Jumlah
			per alat	Tenaga kerja
1	Bak air bersih	1	0,25	0,25
2	Tangki klorinasi	1	0,25	0,25
3	Bak air RT	1	0,25	0,25
4	Cooling tower	1	0,25	0,25
5	KE	1	0,25	0,25
6	AE	1	0,25	0,25
7	Tangki NaOH	1	0,25	0,25
8	Tangki H ₂ SO ₄	1	0,25	0,25
9.	Pompa utilitas	6	0,25	1,5
10.	Tangki silika	1	0,25	0,25
11.	Kompresor	2	0,25	0,5
12	Tangki udara tekan	1	0,25	0,25
13.	Tangki bahan bakar	1	0,25	0,25
14.	Generator	1	0,25	0,25
15.	Tangki Brine	1	0,25	0,25
16.	Cooler Utilitas	1	0,25	0,25
17.	Condensor utilitas	1	0,25	0,25
18.	Separator utilitas	1	0,25	0,25

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

19.	Unit Pengolahan Lanjut	2	1	2
Total				8

Karyawan shift proses dan utilitas = 4×18

= 72 karyawan

Tabel IV. 4. Karyawan Shift

No	Jabatan	Jumlah Orang per Regu	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
1.	Keamanan	2	4	8
2.	Supervisor	2	4	8
3.	Listrik dan Instrumentasi	2	4	8
4.	Control Room	2	4	8
5.	Laboratorium	2	4	8
6.	K3	2	4	8
Jumlah				48

Total karyawan shift = 72 orang + 48 orang

= 120 orang

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Karyawan Non Shift

Tabel IV. 5. Karyawan Non-shift

No	Jabatan	Jumlah
A.	Direktur Utama	1
1.	Direktur Utama	1
2.	Sekretaris Direktur Utama	1
B.	Direktur Bagian	
1.	Direktur Produksi dan Teknik	1
2.	Sekretaris Direktur Produksi dan Teknik	1
3.	Direktur Umum dan Keuangan	1
4.	Sekretaris Direktur Umum dan Keuangan	1
C.	Kepala Bagian (Kabag)	
1.	Kabag Produksi dan Utilitas	1
2.	Kabag Teknik	1
3.	Kabag R&D	1
4.	Kabag Umum	1
5.	Kabag Pemasaran	1
6.	Kabag HRD	1
7.	Kabag Administrasi	1
D.	Kepala Seksi (Kasi)	
1.	Kasi Proses dan Produksi	1

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

2.	Kasi <i>Control Room</i>	1
3.	Kasi quality control	1
4.	Kasi Utilitas	1
5.	Kasi Bengkel	1
6.	Kasi Perawatan pabrik	1
7.	Kasi Laboratorium	1
8.	Kasi Penelitian	1
9.	Kasi Pengembangan	1
10.	Kasi Humas	1
11.	Kasi Keamanan	1
12.	Kasi Transportasi	1
13.	Kasi Logistik	1
14.	Kasi Keuangan	1
15.	Kasi Gudang	1
16.	Kasi Pembelian	1
17.	Kasi Penjualan	1
18.	Kasi Analisis Pasar	1
19.	Kasi Perencanaan Pemasaran	1
20.	Kasi Personalia	1
21.	Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	1
22.	Kasi K3	1
E.	Staff	

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

1.	Staff Kasi Proses dan Produksi	2
2.	Staff Kasi Control Room	2
3.	Staff Kasi quality control	2
4.	Staff Kasi Utilitas	2
5.	Staff Kasi Bengkel	2
6.	Staff Kasi Perawatan pabrik	2
7.	Staff Kasi Laboratorium	2
8.	Staff Kasi Penelitian	2
9.	Staff Kasi Pengembangan	2
10.	Staff Kasi Humas	2
11.	Staff Kasi Keamanan	2
12.	Staff Kasi Transportasi	2
13.	Staff Kasi Logistik	2
14.	Staff Kasi Keuangan	2
15.	Staff Kasi Gudang	1
16.	Staff Kasi Pembelian	1
17.	Staff Kasi Penjualan	1
18.	Staff Kasi Analisis Pasar	2
19.	Staff Kasi Perencanaan Pemasaran	2
20.	Staff Kasi Personalia	2
19.	Staff Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	1
20.	Staff Kasi K3	2

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

F.	Staff Tambahan	
1.	Dokter	4
2.	Perawat	4
3.	<i>Driver</i>	5
4.	<i>Cleaning Service</i>	4
Jumlah Karyawan		92

$$\begin{aligned}\text{Total Karyawan} &= \text{Karyawan } \textit{shift} + \text{Karyawan } \textit{non shift} \\ &= 92 \text{ orang} + 120 \text{ orang} \\ &= 212 \text{ orang}\end{aligned}$$

Destiana Eka Rahmasari **121180014**
Alisah **121180034**



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

BAB V

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi digunakan sebagai dasar pengambilan keputusan apakah pabrik layak didirikan atau tidak. Selain dari itu untuk mengetahui apakah modal yang ditanamkan dapat kembali pada jangka waktu tertentu atau tidak, dengan demikian dapat diketahui apakah pabrik ini menarik atau tidak bagi investor.

V.1. Investasi pabrik

V.1.1. Fixed capital investment (FCI)

Fixed Capital Investment adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi serta pembuatannya. *Fixed Capital Investment* yang diperlukan sebesar Rp.379.564.100.830,9 dan \$10.589.615

V.1.2. Working capital

Working Capital adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha / modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu. *Working Capital* yang diperlukan sebesar Rp 124.721.112.971

V.2. Analisis kelayakan

V.2.1. Return of investment (ROI)

Return on Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan. Dengan:

ROI sebelum pajak : 45,81 %

ROI sesudah pajak : 36,65 %



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

V.2.2. Pay out time (POT)

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

Dengan:

POT sebelum pajak : 1,8 tahun

POT sesudah pajak : 2,1 tahun

V.2.3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah kondisi dimana perusahaan hanya mampu menjual (%) kapasitas produk yang dimaksud dan hasil penjualannya hanya mampu untuk membayar biaya pengeluaran total sehingga pabrik dikatakan tidak untung maupun tidak rugi. *Break Even Point* terjadi pada 43,7% kapasitas.

V.2.4. Shut Down Point (SDP)

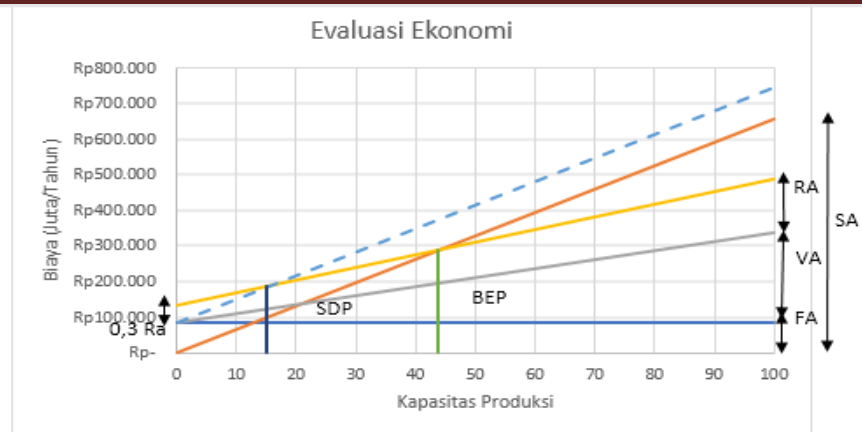
Shut Down Point adalah kondisi dimana hasil penjualan produk pada (%) kapasitas yang dimaksud hanya mampu untuk membayar *Fixed Cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain sehingga lebih baik pabrik tutup. *Shut Down Point* terjadi pada 15,1%.

V.2.5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh tiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali setiap tahun selama umur ekonomis pabrik. *Discounted Cash Flow Rate* yang diperoleh sebesar 30,26%. Nilai bunga komersial saat ini berkisar 10 % per tahun, sehingga nilai *interest* pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



Gambar V. 1. Grafik Evaluasi Ekonomi

Tingkat resiko usaha pabrik gliserin trinitrat merupakan jenis pabrik yang tergolong *High risk*. Hal ini dapat diketahui dari spesifikasi produk yang dihasilkan bersifat eksplosif. Maka dapat disimpulkan analisis kelayakan ekonomi sebagai berikut

Tabel V. 1. Kesimpulan Analisis Kelayakan

Analisis	Hasil	Parameter	Sumber
ROI			
- Sebelum pajak	45,8%	>44% (<i>High Risk</i>)	Aries, Newton, 1955
- Sesudah pajak	37%		
POT			
- Sebelum pajak	1,8 Tahun	< 2 Tahun (<i>High Risk</i>)	Aries, Newton, 1955
- Sesudah pajak	2,1 Tahun		
BEP	43,7%	40%-60%	Aries, Newton, 1955
SDP	15,1%		
DCF	30,26%	> Bunga Bank (10%)	https://pusatdat.kontan.co.id (Aries, Newton, 1955)



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA GLISERIN TRINITRAT
DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

BAB VI

KESIMPULAN

1. Ditinjau dari teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi dan tenaga kerja maka Pabrik Gliserin Trinitrat dengan kapasitas produksi 15.000 ton/tahun menarik untuk dikaji lebih lanjut.
2. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik Gliserin Trinitrat ini membutuhkan Fixed Capital Investment (FCI) sebesar Rp.379.564.100.830,9 dan \$10.589.615 dan Working Capital (WC) sebesar Rp. 124.721.112.971 Analisis ekonomi Pabrik Gliserin Trinitrat ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 45,81% dan ROI sesudah pajak sebesar 36,65%, nilai POT sebelum pajak adalah 1,8 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,1 tahun, BEP sebesar 43,7% kapasitas produksi dan SDP sebesar 15,1% kapasitas produksi, dan DCF sebesar 30,26%. Berdasarkan data evaluasi ekonomi tersebut, maka Pabrik Gliserin Trinitrat layak untuk dikaji lebih lanjut

Destiana Eka Rahmasari 121180014
Alisah 121180034

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, Robert S., and Robert D. Newton. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Biro Pusat Statistik. Jakarta. *Data Impor Propellent Powder*. Tahun 2014-2018.
- Brown, George Granger. 1987. *Unit Operations*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Brownell, Lloyd E., and Edwin H. Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc.,
- Holman, J. P. 1989. *Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill Book Company.
- Kern, Donald Q. 1950. *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill Book Company.
- Kirk, R. E., and D. F. Othmer. 1982. *Encyclopedia of Chemical Technology*. New York: Interscience Publisher Inc.
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering*. New York: John Wiley & Sons.
- Lu, K.T., Luo, K. M., Yeh, T. F., and Lin, P. C., 2008, "The Kinetic Parameters and Safe Operation Conditions of Nitroglycerin Manufacture in the CSTR of Biazzi Process", National Defense University, Taiwan.
- Ludwig, Ernest E. 2001. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3, 3rd edition*. London: Gulf Professional Publishing.
- Mc. Ketta, J.J., "Encyclopedia of Chemical Processing and Design", Marcell Dekker, New York, 1988.
- Perry, Robert H., and Don W. Green. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th edition*. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Peters, Max S., and Klaus D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th edition*. Singapore: McGraw-Hill International Editions.
- Powell, S. T. 1954. *Water Conditioning for Industry*. Tokyo: McGraw-Hill International Inc.
- Rase, Howard F. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plants, Volume 1: Principles and Techniques*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design Vol. 6, 4th edition*. London: Elsevier Butterworth-Heinemann.

Smith, Carlos A., and Armando B. Corripio. 1997. *Principles and Practice of Automatic Process Control, 2nd Edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.,

Smith, J. M., H. C. Van Ness, and M. M. Abbott. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th edition in SI Units*. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.

Speight, J.G., 2002, *Chemical and Process Design Handbook*, McGraww-Hill Book Co., New York.

Sularso, and Haruo Tahara. 2000. *Pompa & Kompresor, Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan*. Jakarta: PT Pradnya Paramita.

Ulrich, G. D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons, Inc.

Urbanski, T., 1965, *Chemistry and Technology of Explosive*, vol. 2, Pergamon Press Ltd., Scotland.

Walas, S. M., 1988, "Chemical Process Equipment", Butterworth, United State of America
Yaws, C.L., 1988, "*Chemical Properties Handbook*", Mc. Graw Hill Book Co., Tokyo.

<https://www.alibaba.com>. diakses pada tanggal 15 Agustus 2021

<https://lookchem.com>. diakses pada tanggal 12 Agustus 2021

<https://www.pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>. diakses pada tanggal 12 Agustus 2021

<https://www.chemicalregister.com>. diakses pada 1 September 2021

<https://www.krakatautirta.co.id>. diakses pada tanggal 1 Juni 2022

LAMPIRAN

MIXER (M-01)

Fungsi : Untuk mencampurkan H_2SO_4 sebanyak 514,68 kg/jam, HNO_3 sebanyak 1944,95kg/jam, dan arus *recycle* sebanyak 1686,84 kg/jam

Jenis : Tangki berpengaduk

Kondisi operasi:

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

1. Neraca Massa

Komposisi umpan masuk:

- Arus 1 (HNO_3 98%)

Komponen	BM (kg/kmol)	kmol/jam	kg/ jam
HNO_3	63,01	30,24858	1906,05
H_2O	18,02	2,15922	38,90
Total		32,4078	1944,95

- Arus 2 (H_2SO_4 98%)

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
H_2SO_4	98,07848	5,14268	504,39
H_2O	18,01528	0,571381	10,29
Total		5,714061	514,68

- Arus 3 (*Recycle*)

Komponen	BM	kmol/jam	kg/ jam
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	92,09382	0,070877	6,53
$\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9$	227,0865	0,170431	38,70
HNO_3	63,01284	0,513811	32,38
H_2SO_4	98,07848	15,42804	1513,16
H_2O	18,01528	5,333053	96,08
Total		21,51621	1686,84

2. Neraca Panas

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$			
	A	B	C	D
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	132,145	0,86007	-1,97E-03	1,81E-06
$\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9$	3	0,81996		

HNO ₃	214,478	-0,76762	1,50E-03	-3,02E-07
H ₂ SO ₄	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06
H ₂ O	92,053	-0,039953	-2,11E-04	5,35E-07

(Yaws,1999)

Panas masuk

T masuk = 30°C

Tref = 25°C

Arus 1

Komponen	massa masuk (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	ni xCp dT (kJ/jam)
HNO ₃	1906,05	30,24858	553,97	16756,68
H ₂ O	38,90	2,15922	377,50	815,1116
Total	1944,95	32,4078		17571,8

Arus 2

Komponen	massa masuk (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	ni xCp dT (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	504,39	5,14268	701,54	3607,82
H ₂ O	10,29	0,571381	377,50	215,6981
Total	514,68	5,714061		3823,518

Arus 3

Komponen	massa masuk (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	ni Cp dT (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	6,53	0,070877	-1302,51	-92,3183
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	38,70	0,170431	-1226,49	-209,032
HNO ₃	32,38	0,513811	-552,86	-284,067
H ₂ SO ₄	1513,16	15,42804	-697,72	-10764,4
H ₂ O	96,08	5,333053	-378,08	-2016,35
Total	1686,84	21,51621		-13366,2

Maka total panas masuk mixer adalah = 8029,137

Panas pelarutan

Komponen masuk = 47,26 % massa HNO₃

49,19 % massa H₂SO₄

3,54 % massa H₂O

Total asam = 96,5% massa

HNO₃ bebas air = $\frac{\%HNO_3}{\%Total\ asam} \times 100\%$

$$= \frac{47,26\%}{96,5\%} \times 100\%$$

$$= 49\%$$

Jumlah total asam = 3955,97 kg = 8721,421471 lb

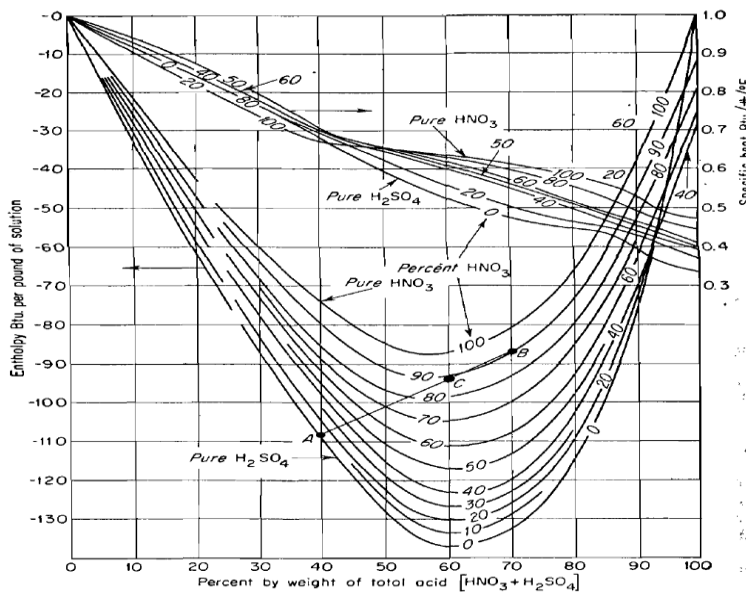


FIG. 4-5. Enthalpy of nitric acid, sulfuric acid, and water mixtures. The ordinate of Fig. 4-5 is enthalpy in "Btu per pound of solution," and its abscissa is "per cent by weight of total acid in mixed-acid solution." The enthalpy for a specific composition is obtained by interpolation between the lines of indicated nitric acid composition, being based on anhydrous HNO₃ + H₂SO₄. For example, the line of 60 per cent HNO₃ represents the enthalpy at 32°F of all mixtures of water with an acid containing 60 parts nitric acid to 40 parts sulfuric acid on the basis of anhydrous acid (HNO₃ + H₂SO₄).

Dari grafik Entalpi vs Asam Campuran (%) pada fig. 4-5 Groggins diperoleh

$$H_{32F} = -15 \text{ Btu/lb}$$

$$C_p = 0,52 \text{ Btu/lb. F}$$

Maka entalpi pada T = 30°C = 86 F

$$\Delta H \text{ pelarutan } (\Delta H_s) = m \cdot H_{32F} + m \cdot C_p \cdot dT$$

$$= (H_{32F} + C_p \cdot dT) \cdot m$$

$$= (-15 \text{ Btu/lb} + 0,52 \text{ Btu/lb. F } (86-32)F) \cdot 8721,421471 \text{ lb/jam}$$

$$= 114076,1928 \text{ Btu/jam}$$

$$= 120356,7549 \text{ kJ/jam}$$

Panas keluar

$$T = 15^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

Komponen	massa (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	ni Cp dT (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	6,53	0,07	-2600,812483	-184,338
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	38,70	0,17	-2432,4828	-414,571
HNO ₃	1938,43	30,76	-1104,931083	-33990,3
H ₂ SO ₄	2017,54	20,57	-1391,490799	-28624
H ₂ O	145,27	8,06	-756,8167688	-6102,71
Total	4146,4692	59,64		-69315,9

Sehingga diperoleh neraca panas pada mixer (M-01):

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	8029,14	
Q pelarutan	120356,75	
Q keluar		-69315,90
Q pendingin		197701,79
Total	128385,89	128385,89

Suhu Keluar Mixer Apabila Tidak Menggunakan Pendingin (Adiabatis Q=0)

$$T_{\text{trial}} = 43,35^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp C}_3\text{H}_8\text{O}_3 &= \int_{298}^{316,35} \text{Cp C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ dT} \\ &= \int_{298}^{316,35} (132,145 + 0,86007T - 1,97 \cdot 10^{-3}T^2 + 1,81 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ dT} \\ &= 4818,25351 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 &= n \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \times \int_{298}^{316,35} \text{Cp C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ dT} \\ &= 0,07 \text{ kmol/jam} \times 4818,25351 \text{ kJ/kmol} \\ &= 341,22 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama diperoleh panas keluar mixer

Pana keluar mixer pada suhu 316,35 K

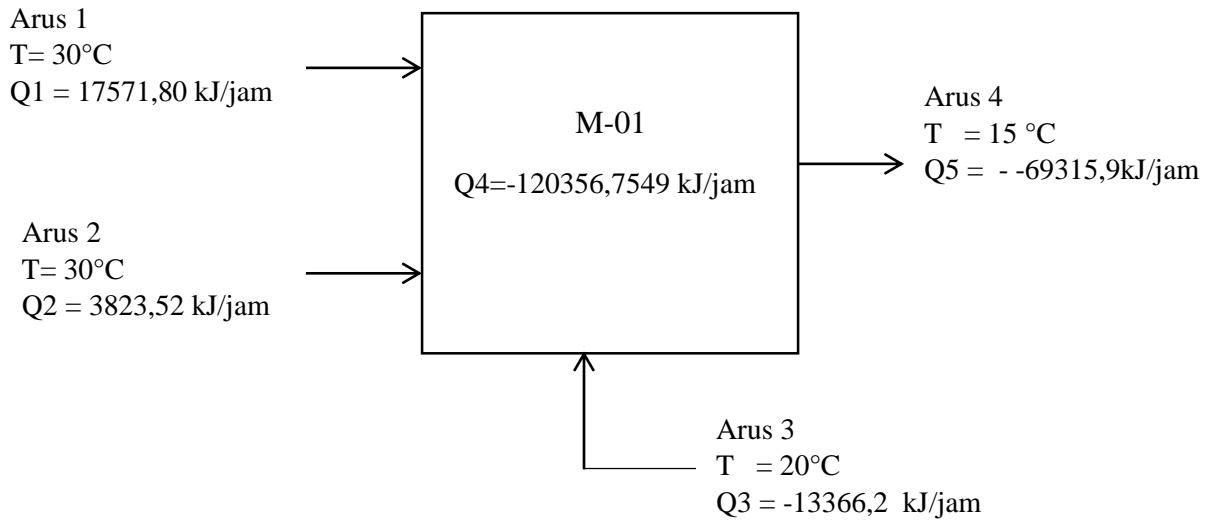
Komponen	massa (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	ni Cp dT (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	6,53	0,07	4814,25	341,22
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	38,70	0,17	4676,29	796,99
HNO ₃	1938,43	30,76	2040,53	62771,78
H ₂ SO ₄	2017,54	20,57	2592,24	53324,37
H ₂ O	145,27	8,06	1382,93	11151,53
Total	4146,47	59,64		128385,89

Panas masuk ($\Delta H_{reaktan}$) + panas reaksi (ΔH_R) = 128385,89 kJ/jam

ΔH_{RT} = Panas masuk ($\Delta H_{reaktan}$) + panas reaksi (ΔH_R) + panas keluar (ΔH_{produk})

Dengan menggunakan goalseek diperoleh $T = 43,35\text{ }^{\circ}\text{C} = 316,35\text{ K}$

Diagram Alir



3. Merancang Dimensi Mixer

A. Menentukan Volume Mixer

Komponen	ρ (kg/l)	W (kg/jam)	$F_v = W / \rho$ (liter/jam)
$C_3H_8O_3$	1,246	6,53	5,239
$C_3H_5N_3O_9$	1,562	38,70	24,779
HNO_3	1,478	1938,43	1311,274
H_2SO_4	1,810	2017,54	1114,362
H_2O	1,011	145,27	143,737
Total		4146,47	2599,391

Diketahui :

$$\text{Waktu tinggal } (\Theta) = 0,5 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan didalam mixer } (V_L) &= 2599,391 \text{ liter/jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 1299,6957 \text{ liter} \\ &= 1,2997 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

B. Menentukan Tinggi dan Diameter Mixer

Mixer berbentuk silinder tegak dan berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D : H yang dipilih adalah 1 : 1,5.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88

Diperoleh :

$$\begin{aligned} V_{\text{torispherical}} = V_H &= 0,000049 ID^3 \text{ (d dalam in)} \\ &= 8,0296 \times 10^{-10} ID^3 \text{ (d dalam m)} \end{aligned}$$

$$V_{\text{mixer}} = \text{Volume Shell } (V_s) + \{2 \times \text{Volume Head } (V_H)\}$$

Dimana :

$$V_{\text{shell}} (V_s) = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_{\text{mixer}} &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times H\} + (2 \times V_H) \\ &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times 1,5D\} + (2 \times V_H) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= \left\{ \left(\frac{1}{4} \cdot 1,5 \right) \times \pi \times D^3 \right\} + (2 \times V_H) \\
&= 1,1786D^3 + (2 \times 8,0296 \times 10^{-10} D^3) \\
&= 1,1786D^3 + 1,60593 \times 10^{-09} D^3
\end{aligned}$$

$$V \text{ mixer} = 1,1786D^3$$

Maka,

$$\text{Inside Diameter (ID)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume mixer}}{1,1786}}$$

Sehingga diperoleh Inside Diameter (ID)

$$ID = \sqrt[3]{\frac{1,2997}{1,1786}} = 1,0331 \text{ m}$$

$$ID = 1,0331 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 3,3895 \text{ ft}$$

$$ID = 1,0331 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} = 40,6751 \text{ in}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned}
H_s &= 1,5 \times ID \\
&= 1,5 \times 1,0331 \text{ m} \\
&= 1,5497 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$H_s = 1,5497 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 5,0843 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,5497 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} = 61,0126 \text{ in}$$

C. Menentukan Tebal Dinding Mixer (ts)

Tangki mixer terdiri atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head).

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and Young, persamaan 13.1 hal.254})$$

Keterangan :

- C = Faktor Korosi
- Pdesain = Tekanan Terukur
- ri = Jari-jari dalam Shell
- f = Stress yang diijinkan
- E = Efisiensi sambungan

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih : Baja Stainless Steel SA 167 Type 316. Stres maksimum yang diijinkan (f) pada suhu 176°F diperoleh dari hal 342, Brownell and Young adalah 18750 psi.

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050

b. Jari – Jari dalam Shell

$$\begin{aligned} \text{Jari-Jari dalam Shell (ri)} &= (1/2) \times \text{ID mixer} \\ &= (1/2) \times 40,675 \text{ in} \\ &= 20,3375 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan Double Welded butt Joint dengan efisiensi sambungan (E) sebesar 0,8. Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young.

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Ther-mally Re-lieved	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80

d. Faktor Korosi

Faktor korosi (C) untuk stainless steel yang diijinkan adalah $\frac{1}{8} = 0,125 \text{ in}$.

(Tabel 6, Timmerhaus, 1958 : 542)

e. Tekanan Perancangan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\
 &= 1,1 \times 14,696 \text{ psi} \\
 &= 16,1656 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

f. Tebal Dinding Mixer (ts)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C = \frac{16,1656 \frac{\text{lbf}}{\text{in}^2} \times 20,3375 \text{ in}}{18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,8 - 0,6 \times 16,1656 \text{ lbf/in}^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1469 \text{ in}$$

Diambil tebal shell standar = 3/16 in = 0,1875 in (Brownell and Young, hal.88).

$$\begin{aligned}
 \text{Outside Diameter (OD)} &= \text{ID} + 2 \times t_{\text{shell standar}} \\
 &= 40,6751 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\
 &= 41,0501 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\
 &= 1,0427 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 hal.91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 42 in :

$$\text{OD standar} = 42 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 1,0668 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times t_{\text{shell standar}} \\
 &= 42 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\
 &= 41,625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{ID} = 41,625 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 1,0573 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,0573 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 3,4687 \text{ ft}$$

D. Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

a. Menentukan Jenis Head

Untuk menentukan bentuk-bentuk head ada 3 pilihan :

a. Flanged and Standard Dished Head

Digunakan untuk vesel proses bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. Selain itu harganya

murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil. (Brownell & Young, 1959 : hal 86).

b. Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig sampai 200 psig dan harganya cukup ekonomis. (Brownell & Young, 1959 : hal 88)

c. Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. (Brownell & Young, 1959 : hal 92).

Jenis head yang dipilih adalah Torispherical Flanged and Dished Head. Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig.

Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167. tipe : 316 dengan tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18750 psi. (Brownell and Young, hal 342).

Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis Double Welded but Joint (E) = 0,8. (Brownell and young, tabel 13.2, hal 254)

Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542)

Pdesain = 16,1656 psi

b. Menentukan Ketebalan Torispherical Head

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Persamaan 7.77, Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

th = Tebal head (in)

W = Faktor intensifikasi stress

f = Allowable stress untuk Plate Steel SA-167 tipe : 316

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosion allowance

P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi Stress (W)

Dengan nilai OD standar 42 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

$$rc = 42 \text{ in}$$

$$icr = 2 \frac{5}{8} \text{ in}$$

Sehingga

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

$$= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{42}{2 \frac{5}{8}}} \right)$$

$$= 1,75$$

Maka, ketebalan *Torisherical Head*

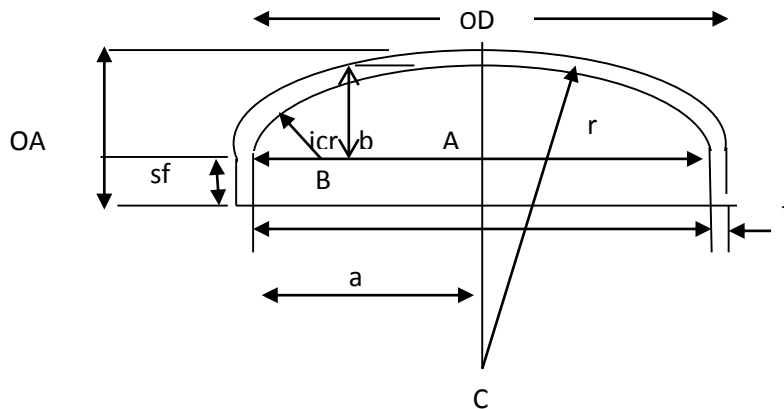
$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

$$= \frac{16,1656 \text{ lbf/in}^2 \times 42 \text{ in} \times 1,75}{2 \times 18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,8 - 0,2 \times 16,1656 \text{ lbf/in}^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$th = 0,1646 \text{ in}$$

Dipakai tebal head (th) standar $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$.

c. Menentukan Tinggi Torisherical Head



Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

rc = Jari-jari kelengkungan (in)

sf = Flange lurus (straight flange) (in)

th = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius / jari-jari shell (in)

ID = Inside diameter (in)

Berdasarkan tebal head standar (3/16), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 – 2 in.
(Tabel 5.8 hal.93 Brownell and Young)

Dipilih Sf = 2 in

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID koreksi}}{2} \\ &= \frac{41,625 \text{ in}}{2} \\ &= 20,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 20,8125 \text{ in} - 2,625 \text{ in} \\ &= 18,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 42 \text{ in} - 2,625 \text{ in} \\ &= 39,375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(42 \text{ in})^2 - (18,1875 \text{ in})^2} \\ &= 34,9229 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 42 \text{ in} - 34,9229 \text{ in} \\ &= 7,0771 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + Sf \\ &= 0,1875 \text{ in} + 7,0771 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 9,2646 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 0,2353 \text{ m} \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi Total Mixer

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total mixer} &= \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head} \\ &= 61,0126 \text{ in} + 2 \times 9,2646 \text{ in} \\ &= 79,5419 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total mixer} &= 79,5419 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 2,0204 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total mixer} &= 2,0204 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\ &= 6,6284 \text{ ft} \end{aligned}$$

F. Menentukan Tinggi Larutan dalam Mixer

$$\begin{aligned} A &= (\pi/4) \times \text{ID koreksi}^2 \\ &= \{(22/7)/4\} \times 1,0573^2 \text{ m}^2 \\ &= 0,8775 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter dalam mixer (ID)} = 41,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head bawah (V}_H) &= \text{Volume head atas (V}_H) \\ &= 0,000049 D^3 \\ &= 0,000049 \times (41,625 \text{ in})^3 \\ &= 3,5339 \text{ in}^3 \times \left(\frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}}\right)^3 \\ &= 0,0000579 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 1,2997 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dibagian shell (V}_L) &= \text{Volume larutan} - \text{Volume head bawah} \\ &= 1,2997 \text{ m}^3 - 0,0000579 \text{ m}^3 \\ &= 1,2996 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam bagian shell (H}_{L,S}) &= \frac{V_L}{A} \\ &= \frac{1,2996 \text{ m}^3}{0,8775 \text{ m}^2} \\ &= 1,4811 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam shell dan head bawah (H}_L) &= H_{L,S} + \text{OA} \\ &= 1,4811 \text{ m} + 0,2353 \text{ m} \\ &= 1,7164 \text{ m} \\ &= 1,7164 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\ &= 5,6312 \text{ ft} \end{aligned}$$

G. Menentukan Pengaduk Mixer

$$\begin{aligned} \text{Suhu didalam mixer} &= 15^\circ\text{C} + 273 = 298 \text{ K} \\ &= (15^\circ\text{C} \times \frac{9}{5}) + 32 = 59^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Pengaduk yang akan digunakan dalam mixer dipilih berdasarkan viskositas total komponen masuk mixer pada suhu 15°C.

Menentukan viskositas setiap komponen masuk mixer

$$\log_{10} \mu_{\text{liq}} = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2 \quad (T, K), (\mu, \text{cP})$$

Diketahui data untuk perhitungan viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₈ O ₃	-18,2152	4,23E+03	2,87E-02	-1,86E-05
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	-30,0495	5,61E+03	5,26E-02	-3,26E-05
HNO ₃	-3,5221	7,29E+02	3,96E-03	-2,24E-06
H ₂ SO ₄	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

(Yaws, 1999)

Pengaduk pada Mixer

a. Menentukan Jenis Pengaduk

Viskositas komponen dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \log_{10} \mu_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3} &= (-18,2152) + \frac{(4,23\text{E}+03)}{298 \text{ K}} + (2,87\text{E} - 02) \cdot 298 \text{ K} + \\ &\quad (-1,86\text{E} - 05)(298 \text{ K})^2 \\ &= 3,1943 \\ \mu_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3} &= 10^{3,1943} \\ &= 1564,3589 \text{ cP} \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama diperoleh viskositas komponen

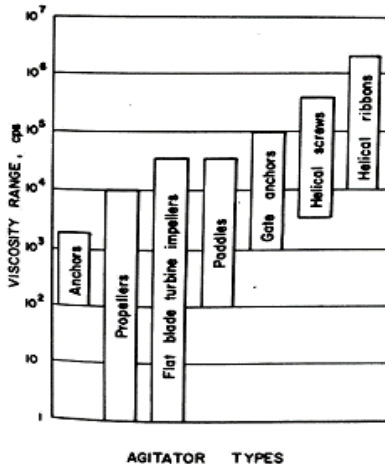
Komponen	log ₁₀ μ _{liq}	μ _{liq} (cP)
C ₃ H ₈ O ₃	3,1943	1564,3589
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1,8747	74,9313
HNO ₃	-0,0333	0,9262
H ₂ SO ₄	1,5506	35,5289
H ₂ O	0,0667	1,1661

Menentukan viskositas campuran komponen masuk mixer

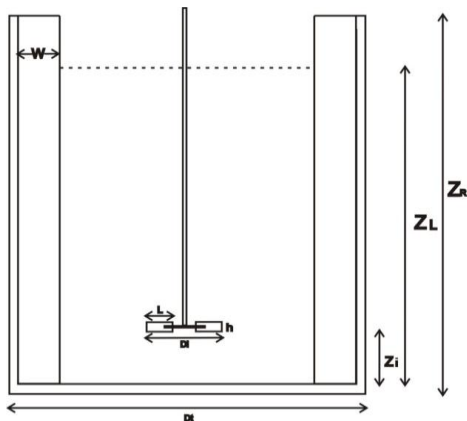
Komponen	Massa masuk (kg/jam)	Fraksi Massa (x)	μ (cP)	x · μ (cP)
C ₃ H ₈ O ₃	6,53	0,00157	1564,36	2,46
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	38,70	0,00933	74,93	0,70
HNO ₃	1938,43	0,46749	0,93	0,43
H ₂ SO ₄	2017,54	0,48657	35,53	17,29

H ₂ O	145,27	0,03503	1,17	0,04
Total	4146,47	1,00000	1676,91	20,92

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, Reinhold New York , 1966)



Untuk viskositas 20,92 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah Flat Blade Turbines Impellers atau propellers (Rase H.F , Fig 8.4 Halaman 341). Dipilih Flat Blade Turbines Impeller karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk mixer dengan proses continuous. (Rase H.F, Halaman 344)



Komponen Bagian Mixer

Keterangan:

Z_R : Tinggi reaktor

Z_L : Tinggi cairan

Z_i : Tinggi pengaduk dari dasar

D_t : Diameter reaktor

D_i : Diameter pengaduk

L : Panjang pengaduk

h : Lebar pengaduk

w : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hlm. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (flat blade turbines impellers) :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_i/D_i = 2,7 - 3,9$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4$$

$$w/D_i = 0,1$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

1. Jumlah Blade = 6 buah
2. Jumlah Baffle = 4 buah
3. Diameter Impeller (D_i) = $1/3 \times$ Diameter tangki (D_t)
= $1/3 \times 1,0573 \text{ m}$
= $0,3524 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 1,1562 \text{ ft}$
4. Tinggi Impeller dari dasar (Z_i) = diambil $Z_i/D_i = 1$
= D_i
= $0,3524 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
= $1,1562 \text{ ft}$
5. Lebar Blade Impeller (h) = $1/5 \times D_i$
= $1/5 \times 0,3524 \text{ m}$
= $0,0705 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 0,2312 \text{ ft}$
6. Panjang Blade Impeller (L) = $1/4 \times D_i$
= $1/4 \times 0,3524 \text{ m}$
= $0,0881 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
= $0,2891 \text{ ft}$
7. Lebar Baffle (W) = $0,1 \times D_i$
= $0,1 \times 0,3524 \text{ m}$
= $0,0352 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
= $0,1156 \text{ ft}$

b. Menentukan Kecepatan Pengaduk

Densitas Campuran Komponen Masuk Mixer

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa (x_i)	ρ (kg/liter)	$x_i \cdot P$
$C_3H_8O_3$	6,53	0,0016	1,262	0,0020

C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	38,70	0,0093	1,600	0,0149
HNO ₃	1938,43	0,4675	1,525	0,7128
H ₂ SO ₄	2017,54	0,4866	1,845	0,8979
H ₂ O	145,27	0,0350	1,037	0,0363
Total	4146,47	1,0000		1,6639

Berdasarkan Rase, H.F., (1977), vol.1., hlm. 345, 366, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbine Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit.

Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{(22/7) \times 0,3524 \text{ ft}}$$

$$N = 165,1127 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ sekon}}$$

$$N = 2,7519 \text{ rps}$$

Dari Wallas, halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 144,3111 rpm adalah 190 rpm.

$$N \text{ standar} = 190 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ sekon}} = 3,1667 \text{ rps}$$

c. Menentukan Bilangan Reynold

Rumus yang digunakan

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan rumus :

$$\rho = \rho \text{ campuran umpan masuk} = 1,6639 \text{ kg/liter} = 103,8769 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = \text{Kecepatan pengadukan} = 3,1667 \text{ rps}$$

$$Di = \text{Diameter impeller} = 0,3524 \text{ ft}$$

$$\mu = \text{Viskositas campuran umpan masuk mixer}$$

$$= 11,07 \text{ cP} \times \frac{0,000671969 \text{ lb/ft.s}}{\text{cP}}$$

$$= 0,0074 \text{ lb/ft.s}$$

Maka, nilai bilangan reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu} = \frac{103,8769 \text{ lb/ft}^3 \times 3,1667 \text{ rps} \times (0,3524 \text{ ft})^2}{0,074 \text{ lb/ft.s}}$$

$$NRe = 57998,4268$$

Dari gambar 8.8 (Rase H.F, 1957), untuk six blade turbine dengan $NRe > 10$, nilai Np (power number) yang didapat adalah = 5,5.

d. Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan :

- P = Daya penggerak (watt)
- Np = Power Number
- ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m^3)
- N = Kecepatan pengaduk standar (1/s)
- Di = Diameter pengaduk (m)

Maka, tenaga pengaduk

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 1663,9483 \text{ kg/m}^3 \times (3,1667 \text{ rps})^3 \times (0,3524 \text{ m})^5 \\ &= 5,5 \times 1663,9483 \text{ kg/m}^3 \times 31,7546 \text{ rps}^3 \times 0,0054 \text{ m}^5 \\ &= 1579,9449 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 1579,9449 \text{ J/s} \\ &= 1579,9449 \text{ Watt} \times \frac{\text{kWatt}}{1000 \text{ Watt}} \\ &= 1,5799 \text{ kWatt} \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari Tabel 3.1 Towler, halaman 111 :

Tabel Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

Dengan daya penggerak 1,5799 kWatt < 5 kWatt, sehingga efisiensinya adalah 80%.

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$P = \frac{1,5799 \text{ kWatt}}{0,80}$$

$$= 1,9749 \text{ kWatt} \times \frac{1,34102 \text{ HP}}{1 \text{ kWatt}}$$

$$= 2,6474 \text{ HP}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, E.F., Applied Process design for Chemical and Petrochemical Plants, Gulf, Publishing, Co. Houston, Texas, 2001, edisi 3, halaman 628 :

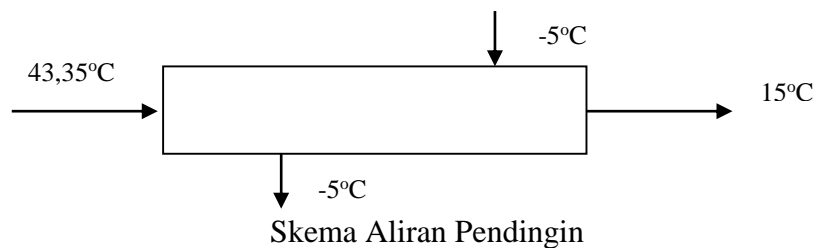
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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 motor pengaduk standar = 3 HP

Perancangan Alat Pendingin

Pendingin yang digunakan yaitu brine CaCl₂ 25%



1. Kebutuhan Brine Pendingin

Suhu masuk brine = $-5^{\circ}\text{C} = 23^{\circ}\text{F}$

Suhu keluar brine = $5^{\circ}\text{C} = 41^{\circ}\text{F}$

Suhu rata-rata = $\frac{-5^{\circ}\text{C} + 5^{\circ}\text{C}}{2} = 0^{\circ}\text{C}$

Sifat fisis brine CaCl 25 % pada suhu 0°C

- Kapasitas Panas (Cp) = $0,67 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$
- Densitas (ρ) = $78,62 \text{ lb/ft}^3$
- Viskositas (μ) = $22,73 \text{ lb/ft jam}$
- Konduktivitas Panas (k) = $0,3 \text{ Btu}^{\circ}\text{F/ft j}$

Perancangan Pendingin pada Mixer

1. Kebutuhan Brine Pendingin (W)

Panas yang harus diserap (Q)

$$Q = 197701,7939 \text{ kJ/jam} \times \frac{0,947817 \text{ Btu}}{\text{kJoule}}$$

$$= 187385,1366 \text{ Btu/jam}$$

Kebutuhan air pendingin (W)

$$Q = W \times C_p \times \Delta T$$

$$W = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

Keterangan :

Q = Jumlah panas yang diserap (kJ/jam)

C_p = Panas jenis pendingin (kJ/kg.K)

ΔT = beda suhu pendingin (K)

Maka,

$$W = \frac{187385,1366 \text{ Btu/jam}}{0,67 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \cdot (41-23)^\circ\text{F}}$$

$$= 15452,4052 \text{ lb/jam} \times \frac{0,453592 \text{ kg}}{\text{lb}}$$

$$= 7009,0931 \text{ kg/jam}$$

2. Pemilihan Media Pendingin

$$T_1 = \text{Suhu di dalam mixer} = 43,35^\circ\text{C} = 110,03^\circ\text{F}$$

$$T_2 = \text{Suhu hasil reaksi keluar mixer} = 15^\circ\text{C} = 59^\circ\text{F}$$

$$t_1 = \text{Suhu masuk brine pendingin} = -5^\circ\text{C} = 23^\circ\text{F}$$

$$t_2 = \text{Suhu keluar brine pendingin} = 5^\circ\text{C} = 41^\circ\text{F}$$

Di mana :

$$T_1 - t_2 = 69,03^\circ\text{F}$$

$$T_2 - t_1 = 36^\circ\text{F}$$

Beda suhu rata-rata, dihitung dengan persamaan :

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{69,03^\circ\text{F} - 36^\circ\text{F}}{\ln \frac{69,03^\circ\text{F}}{36^\circ\text{F}}}$$

$$= 50,7339^\circ\text{F} = 10,41^\circ\text{F}$$

Menentukan pendingin menggunakan jaket atau koil

Menghitung luas perpindahan panas (A)

Dari tabel 8 Kern (1983 : 840) untuk jenis pendingin yang digunakan Hot Fluid Water dan Cold Fluid Brine, maka :

$$\text{Range } U_D = 100 - 200 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\text{Dirancang } U_D = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Di mana :

$$U_D = \text{Koefisien transfer panas desain keseluruhan (Btu/jam.ft}^2.\text{°F)}$$

Dari persamaan 6.11 Kern (1983 : 107)

$$Q = U_D \times A \times \text{LMTD}$$

Maka,

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

$$= \frac{187385,1366 \text{ Btu/jam}}{100 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 507339 \text{ F}}$$

$$A = 39,8745 \text{ ft}^2 \times \frac{0,09290304 \text{ m}^2}{1 \text{ ft}^2}$$

$$A = 3,4314 \text{ m}^2$$

Menghitung luas selimut mixer

$$A = (\pi \times \text{OD} \times H_{L,S}) + \text{Luas selimut head bawah}$$

$$= (\pi \times \text{OD} \times H_{L,S}) + (2 \times \pi \times r^2)$$

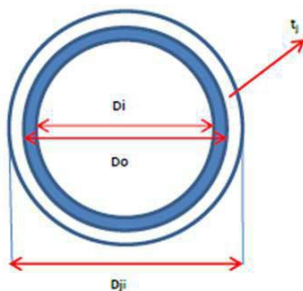
$$= (3,14 \times 1,0668 \text{ m} \times 1,4811 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times (\frac{1,0668}{2})^2 \text{ m}^2)$$

$$= 4,9657 \text{ m}^2 + 1,7884 \text{ m}^2$$

$$= 6,7541 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan panas lebih kecil daripada luas selimut mixer maka digunakan jaket pendingin.

Perancangan Jaket Pendingin



Menentukan Kecepatan Volumetrik Brine

$$\begin{aligned}F_v &= \frac{W}{\rho_{\text{brine}}} \\&= \frac{15452,4052 \text{ lb/jam}}{78,62 \text{ lb/ft}^3} \\&= 196,5455 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} \times \frac{(0,3048)^3 \text{ m}^3}{\text{ft}^3} \\&= 5,5655 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume brine} &= F_v \times \text{Waktu tinggal} \\&= 5,5655 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\&= 2,7828 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Mencari Diameter Jacket Dalam

$$D_{ji} = \sqrt{\left(V_j + \frac{OD^2}{4} \times H \right) \times \frac{4}{H}}$$

Dengan

$$V_j = \text{Volume jaket} \quad (\text{m}^3)$$

$$D_{ji} = \text{diameter dalam jaket} \quad (\text{m})$$

$$H = \text{tinggi mixer} \quad (\text{m})$$

$$OD = \text{diameter luar jaket} \quad (\text{m})$$

Maka,

$$\begin{aligned}D_{ji} &= \sqrt{\left(2,7828 \text{ m}^3 + \frac{1,0668^2 \text{ m}}{4} \times 2,0204 \text{ m} \right) \times \frac{4}{2,0204 \text{ m}}} \\&= 2,5782 \text{ m} \\&= 101,507 \text{ in} \\&= 8,4389 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Jacket Pendingin (tj)

$$t_j = \frac{PdxR_{ji}}{(SxE)+(0,4xPd)} + C$$

Dengan

$$t_j = \text{tebal jaket pendingin} \quad (\text{in})$$

Pd = Tekanan design (psi)

Rji = jari-jari dalam jaket (in)

S = Allowable stress (psi)

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Maka,

$$t_j = \frac{16,1656 \text{ psi} \times 50,7534 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 + 0,4 \times 16,1656 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,0546 \text{ in}$$

Maka, dipilih tebal jaket standar $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

Menentukan Diameter Luar Jaket (Djo)

$$D_{jo} = D_{ji} + (2 \times t_j)$$
$$= 101,50697 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in})$$
$$= 101,8819 \text{ in}$$
$$= 2,5878 \text{ m}$$
$$= 8,4901 \text{ ft}$$

Menghitung Reynold Pendingin

$$Re = \frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

Dengan

Re = Bilangan reynold pendingin

L = Panjang pengaduk (ft)

N = Kecepatan pengaduk (rev/jam)

ρ = Densitas pendingin (lb/ft³)

μ = Viskositas pendingin (lb/ft.jam)

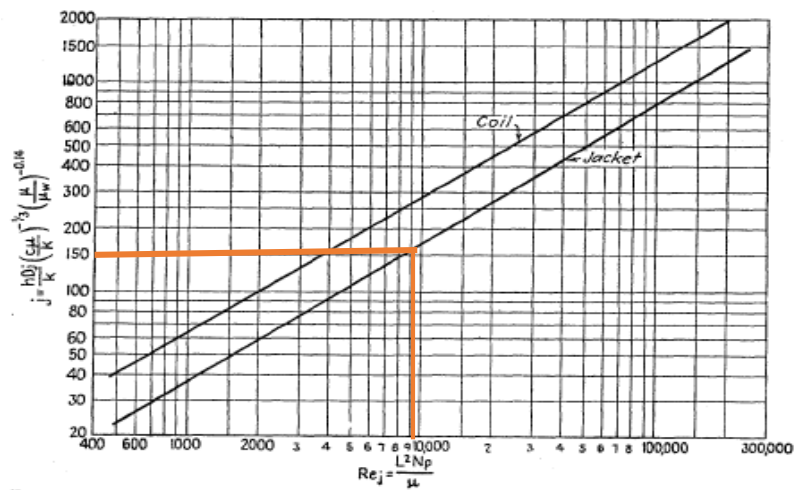
Maka,

$$Re = \frac{0,2891 \text{ ft}^2 \times 9906,7597 \frac{\text{rev}}{\text{jam}} \times 78,62 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{22,73 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$Re = 9904,9314$$

Aliran dalam pipa turbulen karena bilangan Reynold > 4000

Dari fig 20.2 (Kern, 1976) diperoleh heat transfer koefisien (h_i)



Dari grafik diperoleh $jH = 160$

Mencari nilai h_i

$$h_i = jH \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Dengan

k = Konduktifitas Thermal (BTU/ft.jam ($^{\circ}$ F/ft))

c = Kapasitas panas (BTU/lb.ft)

ID = Inside Diameter (ft)

μ = Viskositas pendingin (lb/ft.jam)

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,3 \text{ BTU} \frac{F}{ft} \left(\frac{^{\circ}F}{ft} \right)}{8,4589 \text{ ft}}$$

$$= 0,03511 \text{ BTU/ft.jam} (^{\circ}\text{F/ft})$$

$$\frac{c \cdot \mu}{k} = \frac{0,67 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \cdot F \times 22,73 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{jam}}{0,3 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam} \left(\frac{^{\circ}F}{\text{ft}} \right)}$$

$$= 51,5595$$

Maka,

$$h_i = 160 \times 0,03519 \times 3,7219$$

$$= 20,908$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 20,908 \times \frac{8,4589}{8,4901}$$

$$= 20,8319 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

Menghitung Overall Koefisien (Uc)

Mencari ho untuk pendingin menggunakan persamaan

$$\begin{aligned}h_o &= 0,00265 \times \text{Nreynold} \\ &= 0,00265 \times 9904,931 \\ &= 26,248 \text{ BTU/jam ft}^2\text{°F} \\ &= 149,0434 \text{ W/m}^2\text{.K}\end{aligned}$$

Menghitung Nilai Uc

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\ &= \frac{26,248 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{°F} \times 20,8319 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{°F}}{26,248 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{°F} + 20,8319 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{°F}} \\ &= 11,6142 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{°F}\end{aligned}$$

Nilai Rd (fouling factor) yang diijinkan 0,001-0,003, dipilih Rd = 0,002

Maka,

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

$$\begin{aligned}U_d &= \frac{1}{\frac{1}{11,6142 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2\text{°F}} + 0,002} \\ &= 11,3505 \text{ BTU/jam ft}^2\text{°F}\end{aligned}$$

Menentukan Volume Mixer

Volume mixer = volume fluida + volume pengaduk + volume baffle
x (Angka keamanan)

Volume fluida = 1,2997 m³

Volume pengaduk = jumlah impeller x lebar impeller x tinggi impeller x panjang impeller
= 1 x 0,0705 m x 0,3524 m x 0,0881 m
= 0,002189 m³

Volume baffle = jumlah baffle x panjang baffle x lebar baffle x tebal baffle
= 4 x 1,5497 m x 0,0352 m x 0,0352 m
= 0,0077 m³

Volume total mixer = 1,3096 m³
= 1309,584 liter

$$= 345,992 \text{ gallon}$$

Menurut Peters dan Timmerhaus (1991) halaman 37 tabel 6, *overdesign* yang direkomendasikan untuk “*Continuous Reactor*” adalah 20%. Untuk perancangan, volume mixer diambil *over design* 20% sehingga menjadi 120% dari volume totalnya.

$$\begin{aligned} \text{Volume mixer} &= \text{volume total} \times (1 + \text{Over design}) \\ &= 1,3096 \text{ m}^3 \times (1 + 0,2) \\ &= 1,3096 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 1,5715 \text{ m}^3 \\ &= 1571,5 \text{ liter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume mixer} &= 1571,5 \text{ liter} \times 0,2642 \frac{\text{gallon}}{\text{liter}} \\ &= 415,1904 \text{ gallon} \end{aligned}$$

Distandarkan dengan volume reaktor standar (Tabel 7.3. Silla, 2003)

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

Rated Capacity ^a gal	Actual Capacity ^a gal	Jacket Area ^b ft ²	Outside Diameter ^c in	Straight Shell ^c in
500	559	75	54	51
750	807	97	60	60
1000	1075	118	66	66
1200	1253	135	66	78
1500	1554	155	72	81
2000	2083	191	78	93
2500	2756	230	84	105
3000	3272	256	90	108
3500	3827	283	96	111
4000	4354	304	102	111
5000	5388	353	108	123
6000	6601	395	120	120
8000	8765	466	132	132
10,000	10,775	540	144	135

a) To convert gal to m³, multiply by 3.785x10⁻³.

b) To convert ft² to m², multiply by 9.29x10⁻².

c) To convert in to m, multiply by 2.54x10⁻².

Maka dipilih :

$$\begin{aligned} \text{Volume mixer} &= 500 \text{ gallon} \times \frac{\text{liter}}{0,2642 \text{ gallon}} \\ &= 1892, 5057 \text{ liter} \\ &= 1,8925 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

KESIMPULAN

Fungsi : Untuk mencampurkan H_2SO_4 sebanyak 514,68 kg/jam, HNO_3 sebanyak 1944,95 kg/jam, dan arus *recycle* sebanyak 1686,84 kg/jam

Tipe : Tangki berpengaduk

Kondisi operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 0,5 jam

Volume cairan : 1,2997 m³

Volume mixer : 1,5764 m³

Tinggi cairan : 1,4811 m

Ukuran tangki mixer

Diameter dalam : 1,0573 m

Diameter luar : 1,0668 m

Tebal head : 3/16 in

Tinggi head atas : 0,2353 m

Tinggi head bawah : 0,2353 m

Tebal dinding mixer : 3/16 in

Tinggi total mixer : 2,0204 m

Material : Stainless Steel SA – 167 tipe 316

Pengaduk mixer

Jenis : Flat Blade Turbine Impeller

Jumlah blade : 6 buah

Jumlah baffle : 4 buah

Diameter pengaduk : 0,3524 m

Tinggi pengaduk : 0,3524 m

Lebar blade : 0,0705 m

Panjang blade : 0,0881 m

Lebar baffle : 0,0352 m
Kecepatan pengaduk : 190 rpm
Power pengaduk : 3 Hp
Pendingin
Jenis : Jacket pendingin
Media pendingin : Brine CaCl₂ 25%
Suhu Masuk : -5°C
Suhu Keluar : 10 °C
Kebutuhan pendingin : 7009,0931 kg/jam
Luas transfer panas : 3,4314 m²
Bahan : Stainless Steel
Jumlah : 1 unit

REAKTOR

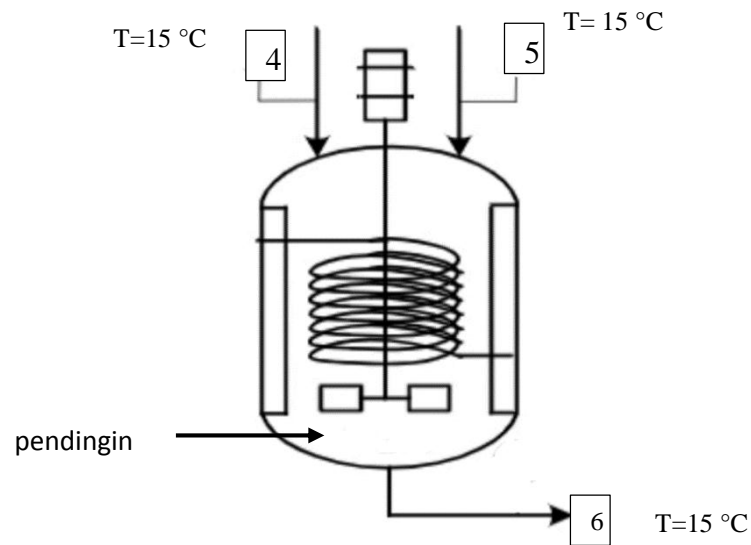
Fungsi : Mereaksikan gliserin dan asam nitrat dengan katalis asam sulfat menjadi nitrogliserin dengan kecepatan umpan masuk gliserin 775,68 kg/jam, asam nitrat 1938,43 kg/jam.

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk

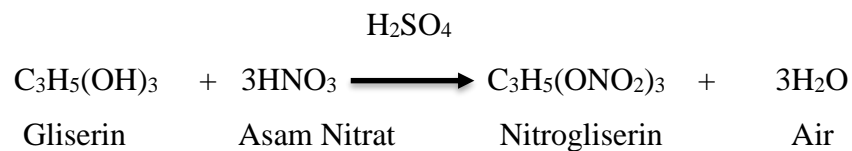
Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 15 °C



Persamaan Reaksi :



1. Neraca Massa

Komposisi umpan masuk reaktor:

a. Arus 4 (keluar M-01)

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₈ O ₃	92,094	0,070877	6,53
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	227,085	0,170432	38,70
HNO ₃	63,013	30,76231	1938,43
H ₂ SO ₄	98,079	20,57061	2017,54
H ₂ O	18,0155	8,063556	145,27
Total		59,63778	4146,47

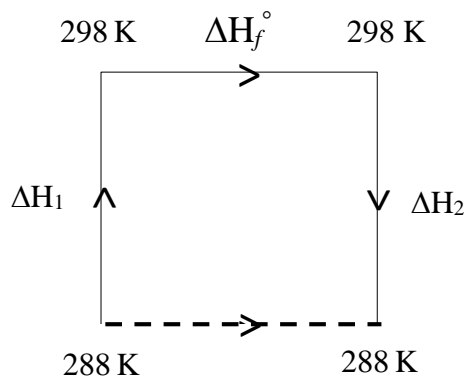
b. Arus 5 (fresh feed gliserin)

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₈ O ₃	92,094	8,351826	769,15
H ₂ O	18,0155	0,214543	3,87
Total		8,566369	773,02

Neraca massa total reaktor (Konversi terhadap C₃H₈O₃ 99,15%)

Komponen	Masuk				Keluar	
	Arus 4		Arus 5		Arus 6	
	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa
C ₃ H ₈ O ₃	6,53	0,16	769,15	99,5	6,59	0,13
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	38,70	0,93			1935,13	39,34
HNO ₃	1938,43	46,75			359,74	7,31
H ₂ SO ₄	2017,54	48,66			2017,54	41,01
H ₂ O	145,27	3,50	3,87	0,5	600,48	12,21
Total	4146,47	100	773,02	100	4919,49	100
			4919,49		4919,49	

2. Neraca Panas



Diketahui Cp untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut :

$$C_p \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 : 132,145 + 0,86007 T + (-1,97 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,81 \cdot 10^{-6} T^3$$

$$C_p \text{ C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9 : 3 + 0,81996 T$$

$$C_p \text{ HNO}_3 : 214,478 + (-0,76762) T + 1,50 \cdot 10^{-3} T^2 + (-3,02 \cdot 10^{-7}) T^3$$

$$C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 : 26,004 + 0,703T + (-1,39 \cdot 10^{-3})T^2 + 1,03 \cdot 10^{-6}T^3$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} : 92,053 + (-0,039953) T + (-2,11 \cdot 10^{-4}) T^2 + 5,35 \cdot 10^{-7} T^3$$

(Yaws,C.L.,1999)

a. Panas Masuk Reaktor $\int_{288}^{298} C_p dT$ (kJ/kmol)

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	ni (kmol/jam)	$\int_{288}^{298} C_p dT$ (kJ/kmol)	ni. $\int_{288}^{298} C_p dT$ (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	775,68	8,42	2600,81	21905,91
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	38,70	0,17	2432,48	414,57
HNO ₃	1938,43	30,76	1104,93	33990,32
H ₂ SO ₄	2017,54	20,57	1391,49	28623,97
H ₂ O	149,13	8,28	756,82	6265,08
Jumlah	4919,49	68,20		91199,85

b. Panas Keluar Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	ni (kmol/jam)	$\int_{298}^{288} C_p dT$ (kJ/kmol)	ni. $\int_{298}^{288} C_p dT$ (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	6,59	0,07	-2600,81	-186,20
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1935,13	8,52	-2432,48	-20728,54
HNO ₃	359,74	5,71	-1104,93	-6308,06
H ₂ SO ₄	2017,54	20,57	-1391,49	-28623,97
H ₂ O	600,48	33,33	-756,82	-25225,90
Jumlah	4919,49	68,20		-81072,67

c. Panas Reaksi (ΔH_{RT}^0)

Komponen	Mol yang bereaksi (mol/jam)	ΔH_f (kJ/mol)	$\Delta H_{R^0_{298}}$ (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	-8351,13	-582,8	4867036,61
HNO ₃	-25053,38	-135,1	3384711,63
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	8351,13	-270,9	-2262320,21
H ₂ O	25053,38	-285,83	-7161007,59
Jumlah			

Sehingga :

$$\Delta H_{R^0_{298}} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{R^0_{298}} = -1171579,56 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi tersebut merupakan reaksi eksotermis karena $\Delta H_{R^0_{298}}$ bernilai negatif (-), sehingga diperlukan pendingin untuk menjaga reaktor agar sesuai dengan suhu reaksi.

Neraca Panas pada Reaktor :

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Panas masuk	91199,85	Panas keluar	-81072,67
Panas reaksi	-1171579,56	Panas yang diserap pendingin	-999307,04
Total	-1080379,71	Total	-1080379,71

Suhu Keluar Reaktor Apabila Tidak Menggunakan Pendingin (Adiabatis Q=0)

Trial = 147,82°C

Tref = 25 °C

$$Cp \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = \int_{298}^{420,82} Cp \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 dT$$

$$= \int_{298}^{420,82} (132,145 + 0,86007T - 1,97 \cdot 10^{-3}T^2 + 1,81 \cdot 10^{-6}T^3) dT$$

$$= 33171,04 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = n \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \times \int_{298}^{420,82} Cp \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 dT$$

$$= 0,07 \text{ kmol/jam} \times 33171,04 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 2374,82 \text{ kJ/jam}$$

Dengan cara yang sama diperoleh panas keluar reaktor

Pana keluar reaktor pada suhu 420,82 K

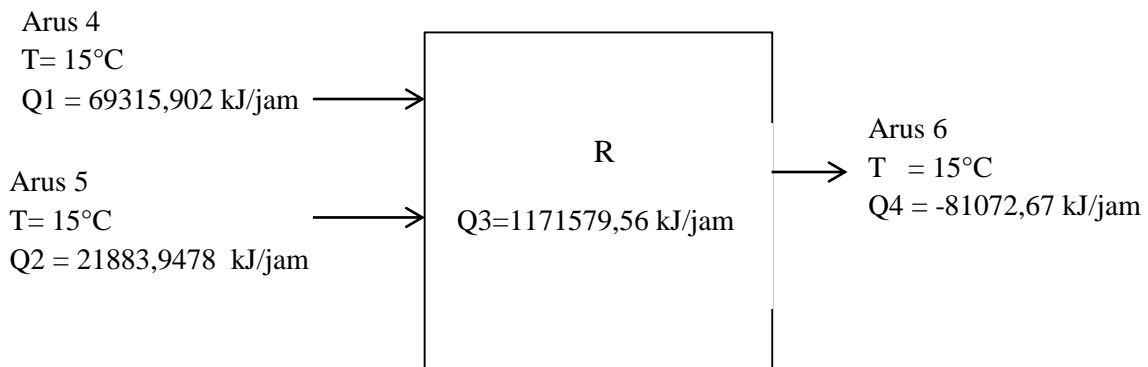
Komponen	massa (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	ni Cp dT (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	6,53	0,07	33171,04	2374,82
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1935,13	8,52	36567,06	311608,33
HNO ₃	359,74	5,71	14667,36	83736,1
H ₂ SO ₄	2017,54	20,57	18116,35	372666,39
H ₂ O	600,48	33,33	9300,31	309994,07
Total	4919,49	68,2		1080379,71

Panas masuk (ΔHreaktan) + panas reaksi (ΔHR) = -1080379,71 kJ/jam

$$\Delta H_{RT} = \text{Panas masuk } (\Delta H_{reaktan}) + \text{panas reaksi } (\Delta HR) + \text{panas keluar } ((\Delta H_{produk})$$

Dengan menggunakan goalseek diperoleh T = 147,82 °C = 420,82 K

Diagram Alir



3. Menentukan Volume Tangki Reaktor

Asumsi :

- Reaktor beroperasi *steady state* : $R_{acc} = 0$
- Reaksi terjadi pada fasa cair maka reaksi merupakan *constant density* :

$$q = q_0$$

Diketahui komposisi umpan masuk reaktor:

Komponen	F (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	ρ (kg/liter)	q_0 (liter/jam)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	8,42	775,68	1,262	614,41
$\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9$	0,17	38,70	1,600	24,19
HNO_3	30,76	1938,43	1,525	1271,29
H_2SO_4	20,57	2017,54	1,845	1093,31
H_2O	8,28	149,13	1,037	143,86
Total	68,20	4919,49		3147,06

Tabel stoikiometri:

Komponen	Mula-mula	Bereaksi	Sisa
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ (A)	F_{AO}	$-F_{AO} \cdot X_A$	$F_{AO}(1 - X_A)$
HNO_3 (B)	F_{BO}	$-3F_{AO} \cdot X_A$	$F_{BO} - 3F_{AO} \cdot X_A$
$\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9$ (C)	F_{CO}	$F_{AO} \cdot X_A$	$F_{CO} + F_{AO} \cdot X_A$
H_2O (D)	F_{DO}	$3F_{AO} \cdot X_A$	$F_{DO} + 3F_{AO} \cdot X_A$
Total	F_{TO}		F_T

Neraca mol terhadap $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ (A) :

$$R_{in} - R_{out} + R_{gen} = R_{acc}$$

$$F_{A0} - F_A + r_A \cdot V = 0$$

$$F_{A0} - F_{A0}(1 - X_A) + r_A \cdot V = 0$$

$$F_{A0}X_A = -r_A \cdot V$$

$$V = \frac{F_{A0}X_A}{-r_A}$$

Berdasarkan Lu, Kai-Tai, dkk (2008) diperoleh nilai r sebagai berikut:

$$-r_A = k C_A^n C_B^m$$

Di mana:

$$k = 5,868 \times 10^{24} e^{-(14674,044/T)} (\text{liter/mol})^{1-n-m} / \text{jam}$$

$$n = 0,935$$

$$m = 1,117$$

$-r_A$ = Laju reaksi pembentukan nitrogliserin (mol/liter.jam)

C_A = konsentrasi gliserin (mol/liter)

C_B = konsentrasi asam nitrat (mol/liter)

Sehingga,

$$-r_A = 5,868 \times 10^{24} e^{-(14674,044/T)} C_A^{0,935} C_B^{1,117}$$

Dengan,

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{q_0} = \frac{8,42 \text{ kmol/jam}}{3147,06 \text{ liter/jam}} = 0,002676 \frac{\text{kmol}}{\text{liter}} = 2,676 \frac{\text{mol}}{\text{liter}}$$

$$C_{B0} = \frac{F_{B0}}{q_0} = \frac{30,76 \text{ kmol/jam}}{3147,06 \text{ liter/jam}} = 0,00977 \frac{\text{kmol}}{\text{liter}} = 9,775 \frac{\text{mol}}{\text{liter}}$$

$$C_A = \frac{F_A}{q_0} = \frac{F_{A0}(1-X_A)}{q_0} = C_{A0}(1 - X_A) = 2,676 \frac{\text{mol}}{\text{liter}} (1 - 0,9915) = 0,0227 \frac{\text{mol}}{\text{liter}}$$

$$C_B = \frac{F_B}{q_0} = \frac{F_{B0} - 3F_{A0}X_A}{q_0} = C_{B0} - 3C_{A0}X_A = (9,775 - 3 \cdot 2,676 \cdot 0,9915) \frac{\text{mol}}{\text{liter}} = 1,814 \frac{\text{mol}}{\text{liter}}$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X_A}{5,868 \times 10^{24} e^{-(14674,044/T)} C_A^{0,935} C_B^{1,117}}$$

Menghitung kesimpulan

didalam reaktor

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X_A}{5,868 \times 10^{24} e^{-(14674,044/T)} C_A^{0,935} C_B^{1,117}}$$

$$V = \frac{8420 \text{ mol/jam} \cdot 0,9915}{5,868 \times 10^{24} \frac{\left(\frac{\text{liter}}{\text{mol}}\right)^{1-0,935-1,117}}{\text{jam}} e^{-\left(\frac{14674,044}{288}\right)} 0,0227^{0,935} \left(\frac{\text{mol}}{\text{liter}}\right)^{0,935} 1,814^{1,117} \left(\frac{\text{mol}}{\text{liter}}\right)^{1,117}}$$

$$V = 337,71 \text{ liter}$$

$$\tau = \frac{V}{q_0} = \frac{337,71 \text{ liter}}{3147,06 \text{ liter/jam}} = 0,1073 \text{ jam}$$

Menghitung Biaya Reaktor

Optimasi jumlah reaktor seri yang memungkinkan dilakukan dengan mencari jumlah reaktor seri yang memberikan *installation cost* total minimal. Diperoleh harga sebuah reaktor dari *matche.com* dengan kapasitas 337,71 liter adalah sebesar US\$44500 pada tahun 2014.

$$Ex = Ey \times \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Keterangan

Ex : Biaya pembelian alat pada tahun x

Ey : Biaya pembelian alat pada tahun y

Nx : Nilai indeks pada tahun x

Ny : Nilai Indeks pada tahun y

Diketahui :

Ny (2014) : 576,1

Nx (2021) : 616,5

(<https://www.chemengonline.com/pci>)

Maka :

$$\begin{aligned} Ex &= 44500 \times \left(\frac{616,5}{576,1}\right) \\ &= \text{US\$}47620,64 \end{aligned}$$

Sehingga, harga reaktor untuk kapasitas 337,71 liter sebesar US\$47620,64

4. Merancang Dimensi Reaktor

A. Menentukan Volume Fluida di Dalam Reaktor

Diketahui :

Volume fluida di dalam reaktor (V_L) = 337,71 liter

$$= 0,33771 \text{ m}^3$$

B. Menentukan Tinggi dan Diameter Reaktor

Reaktor berbentuk silinder tegak dan berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana $\frac{H}{D} < 2$

dipilih perbandingan D : H yang dipilih adalah 1 : 1,5

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88

Diperoleh :

$$\begin{aligned}V_{\text{torispherical}} &= V_H = 0,000049 ID^3 \text{ (d dalam in)} \\ &= 8,0296 \times 10^{-10} ID^3 \text{ (d dalam m)}\end{aligned}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \text{Volume Shell (Vs)} + \{2 \times \text{Volume Head (V}_H)\}$$

Dimana :

$$V_{\text{shell (Vs)}} = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H$$

Maka :

$$\begin{aligned}V_{\text{reaktor}} &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times H\} + (2 \times V_H) \\ &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times D\} + (2 \times V_H) \\ &= \{(1/4) \times \pi \times D^3\} + (2 \times V_H) \\ &= 0,7857 D^3 + (2 \times 8,0296 \times 10^{-10} D^3) \\ &= 0,7857 D^3 + 1,60593 \times 10^{-09} D^3\end{aligned}$$

$$V_{\text{reaktor}} = 0,7857 D^3$$

Maka,

$$\text{Inside Diameter (ID)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume reaktor}}{0,7857}}$$

Sehingga diperoleh *Inside Diameter* (ID)

$$ID = \sqrt[3]{\frac{0,3377 \text{ m}^3}{0,7857}} = 0,7547 \text{ m}$$

$$ID = 0,7547 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 2,4759 \text{ ft}$$

$$ID = 0,7547 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} = 29,7117 \text{ in}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned}H_s &= 1,5 \times ID \\ &= 1 \times 0,7547 \text{ m} \\ &= 1,132 \text{ m}\end{aligned}$$

$$H_s = 1,132 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 3,714 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,132 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} = 44,57 \text{ in}$$

C. Menentukan Tebal Dinding Reaktor (ts)

Reaktor terdiri atas dinding (*shell*), tutup atas dan tutup bawah (*head*).

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and Young, persamaan 13.1 hal.254})$$

Keterangan :

- C = Faktor Korosi
 Pdesain = Tekanan Terukur
 ri = Jari-jari dalam *Shell*
 f = *Stress* yang diijinkan
 E = Efisiensi sambungan

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih : Baja *Stainless Steel SA 167 Type 316*. Stres maksimum yang diijinkan (f) pada suhu 176°F diperoleh dari hal 342, Brownell and Young adalah 18750 psi.

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Mio Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050

b. Jari – Jari dalam Shell

$$\begin{aligned} \text{Jari-Jari dalam Shell (ri)} &= (1/2) \times \text{ID reaktor} \\ &= (1/2) \times 29,7117 \text{ in} \\ &= 14,8558 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan *Double Welded butt Joint* dengan efisiensi sambungan (E) sebesar 0,8. Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young.

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Thermally Stress Relieved	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None	No	No	No	80

d. Faktor Korosi

Faktor korosi (C) untuk *stainless steel* yang diijinkan adalah $\frac{1}{8} = 0,125$ in.

(Tabel 6, Timmerhaus, 1958 : 542)

e. Tekanan Perancangan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 14,696 \text{ psi} \\ &= 16,1656 \text{ psi} \end{aligned}$$

f. Tebal Dinding Reaktor (ts)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C = \frac{16,1656 \frac{\text{lbf}}{\text{in}^2} \times 14,8558 \text{ in}}{18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,8 - 0,6 \times 16,1656 \text{ lbf/in}^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,141 \text{ in}$$

Diambil tebal *shell* standar = $\frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ (Brownell and Young, hal.88).

$$\begin{aligned} \text{Outside Diameter (OD)} &= ID + 2 \times t_{\text{shell}} \text{ standar} \\ &= 29,7117 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 30,0867 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 0,7642 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 hal.91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 32 in :

$$\text{OD standar} = 32 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 0,8128 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$\begin{aligned} ID &= \text{OD standar} - 2 \times t_{\text{shell}} \text{ standar} \\ &= 32 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 31,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$ID = 31,625 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 0,8033 \text{ m}$$

$$ID = 0,8033 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 2,6354 \text{ ft}$$

D. Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

a. Menentukan Jenis Head

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan :

a. *Flanged and Standard Dished Head*

Digunakan untuk vesel proses bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. Selain itu harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil. (Brownell & Young, 1959 : hal 86).

b. *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig sampai 200 psig dan harganya cukup ekonomis. (Brownell & Young, 1959 : hal 88)

c. *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. (Brownell & Young, 1959 : hal 92).

Jenis *head* yang dipilih adalah *Torispherical Flanged and Dished Head*. Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig.

Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167. tipe : 316 dengan tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18750 psi. (Brownell and Young, hal 342).

Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis *Double Welded but Joint* (E) = 0,8. (Brownell and young, tabel 13.2, hal 254)

Faktor korosi (C) untuk *stainless steel* = 0,125 in (Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542)

$$P_{\text{desain}} = 16,1656 \text{ psi}$$

b. Menentukan Ketebalan *Torispherical Head*

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Persamaan 7.77, Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

th = Tebal *head* (in)

W = Faktor intensifikasi *stress*

f = Allowable stress untuk Plate Steel SA-167 tipe : 316

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosian allowance

P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi Stress (W)

Dengan nilai OD standar 54 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

rc = 30 in

icr = 2 in

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{30}{2}} \right) \\ &= 1,7182 \end{aligned}$$

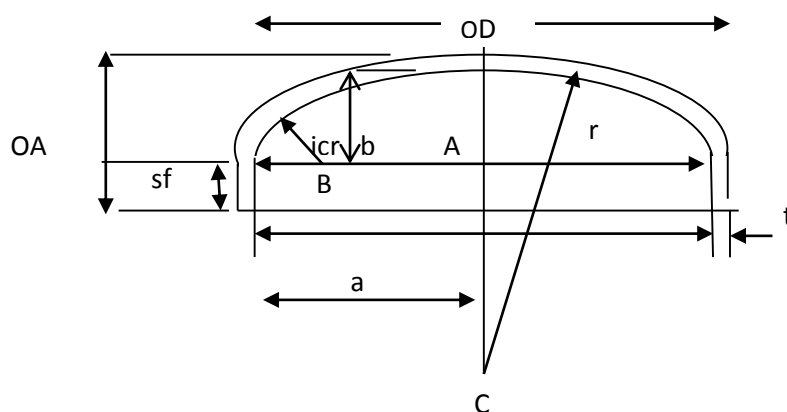
Maka, Ketebalan *Torisherical Head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E^{-0,2} \cdot P} + C \\ &= \frac{16,1656 \frac{\text{lbf}}{\text{in}^2} \times 30 \text{ in} \times 1,7182}{2 \times 18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,8^{-0,2} \times 16,1656 \text{ lbf/in}^2} + 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

th = 0,1582 in

Dipakai tebal *head* (th) standar 3/16 in = 0,1875 in.

c. Menentukan Tinggi *Torisherical Head*



Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)

rc = Jari-jari kelengkungan (in)

sf = *Flange lurus (straight flange)* (in)

th = *Tebal head* (in)

OA = *Tinggi head* (in)

b = *Depth of dish (inside)* (in)

a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)

ID = *Inside diameter* (in)

Berdasarkan tebal *head* standar (3/16), maka dipilih *straight flange* (Sf) antara 1 1/2 – 2 1/4 in. (Tabel 5.8 hal.93 Brownell and Young)

Dipilih Sf = 2,25 in

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID koreksi}}{2} \\ &= \frac{31,625 \text{ in}}{2} \\ &= 15,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 15,8125 \text{ in} - 2 \text{ in} \\ &= 13,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 30 \text{ in} - 2 \text{ in} \\ &= 28 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(28 \text{ in})^2 - (13,8125 \text{ in})^2} \\ &= 24,356 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 30 \text{ in} - 24,356 \text{ in} \\ &= 5,644 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi head (OA)} &= th \text{ standar} + b + Sf \\ &= 0,1875 \text{ in} + 5,644 \text{ in} + 2,25 \text{ in} \\ &= 8,0815 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 0,2053 \text{ m} \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head} \\ &= 44,5676 \text{ in} + 2 \times 8,0815 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 60,7306 \text{ in} \\
\text{Tinggi total reaktor} &= 45,8747 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\
&= 1,5426 \text{ m} \\
\text{Tinggi total reaktor} &= 1,5426 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
&= 5,0608 \text{ ft}
\end{aligned}$$

F. Menentukan Tinggi Larutan dalam Reaktor

$$\begin{aligned}
A &= (\pi/4) \times \text{ID koreksi}^2 \\
&= \{(22/7)/4\} \times 0,8033^2 \text{ m}^2 \\
&= 0,5065 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

$$\text{Diameter dalam reaktor (ID)} = 31,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume head bawah (V}_H) &= \text{Volume head atas (V}_H) \\
&= 0,000049 D^3 \\
&= 0,000049 \times (31,625 \text{ in})^3 \\
&= 1,5498 \text{ in}^3 \times \left(\frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}}\right)^3 \\
&= 0,0000254 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 0,3377 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume larutan dibagian shell (V}_L) &= \text{Volume larutan} - \text{Volume head bawah} \\
&= 0,3377 \text{ m}^3 - 0,0000254 \text{ m}^3 \\
&= 0,3377 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi larutan dalam bagian shell (H}_{L,S}) &= \frac{V_L}{A} \\
&= \frac{0,3376 \text{ m}^3}{0,5065 \text{ m}^2} \\
&= 0,6667 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi larutan dalam shell dan head bawah (H}_L) &= H_{L,S} + O_A \\
&= 0,6667 \text{ m} + 0,2053 \text{ m} \\
&= 0,872 \text{ m} \\
&= 0,872 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
&= 2,8609 \text{ ft}
\end{aligned}$$

G. Menentukan Pengaduk Reaktor

$$\begin{aligned}
\text{Suhu didalam reaktor} &= 15^\circ\text{C} + 273 = 288 \text{ K} \\
&= (15^\circ\text{C} \times \frac{9}{5}) + 32 = 176^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

Pengaduk yang akan digunakan dalam reaktor dipilih berdasarkan viskositas total komponen masuk reaktor pada suhu 15°C.

Menentukan viskositas setiap komponen masuk reaktor

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2 \quad (T, K), (\mu, \text{cP})$$

Diketahui data untuk perhitungan viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₈ O ₃	-18,2152	4,23E+03	2,87E-02	-1,86E-05
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	-30,0495	5,61E+03	5,26E-02	-3,26E-05
HNO ₃	-3,5221	7,29E+02	3,96E-03	-2,24E-06
H ₂ SO ₄	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

(Yaws, 1999)

Pengaduk pada Reaktor (R)

a. Menentukan Jenis Pengaduk

Viskositas komponen dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \log_{10} \mu_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3} &= (-18,2152) + \frac{(4,23\text{E}+03)}{288 \text{ K}} + (2,87\text{E} - 02) \cdot 288\text{K} + (-1,86\text{E} - 05) \cdot (288 \text{ K})^2 \\ &= 3,19 \\ \mu_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3} &= 10^{3,19} \\ &= 1564,3589 \text{ cP} \end{aligned}$$

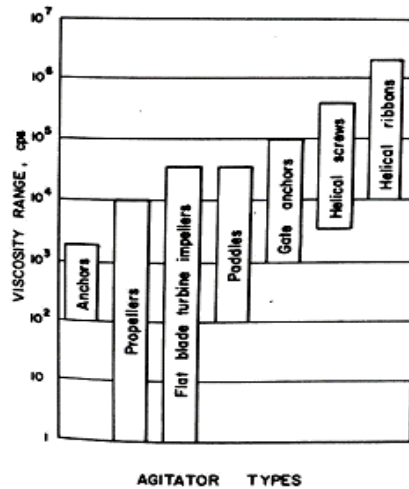
Dengan cara yang sama diperoleh viskositas komponen

Komponen	log ₁₀ μ _{liq}	μ _{liq} (cP)
C ₃ H ₈ O ₃	3,19	1564,3589
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1,87	74,9313
HNO ₃	-0,03	0,9262
H ₂ SO ₄	1,55	35,5289
H ₂ O	0,07	1,1661

Menentukan viskositas campuran komponen masuk reaktor

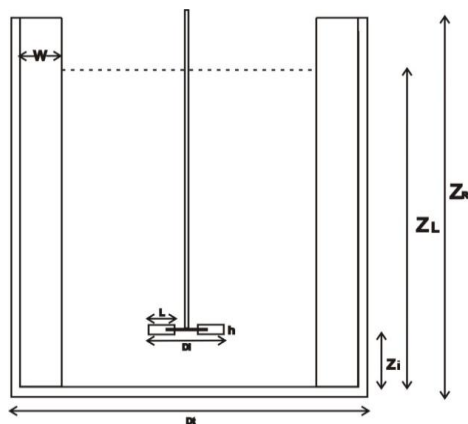
Komponen	Massa masuk (kg/jam)	Fraksi Massa (x)	μ (cP)	x · μ (cP)
C ₃ H ₈ O ₃	775,68	0,15768	1564,36	246,66
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	38,70	0,00787	74,93	0,59
HNO ₃	1938,43	0,39403	0,93	0,36
H ₂ SO ₄	2017,54	0,41011	35,53	14,57
H ₂ O	149,13	0,03031	1,17	0,04
Total	4919,49	1	1676,91	262,22

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, Reinhold New York , 1966)



Agitator Type

Untuk viskositas 262,22 maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *anchors, propellers, Flat Blade Turbines Impellers, paddles*. (Rase H.F , Fig 8.4 Halaman 341). Dipilih *Flat Blade Turbines Impeller* karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk reaktor dengan proses *continuous*. (Rase H.F, Halaman 344)



Komponen Bagian Reaktor

Keterangan:

Z_R : Tinggi reaktor

Z_L : Tinggi cairan

Z_i : Tinggi pengaduk dari dasar

D_t : Diameter reaktor

D_i : Diameter pengaduk

L : Panjang pengaduk

h : Lebar pengaduk

w : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hlm. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (*flat blade turbines impellers*) :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_L/D_i = 2,7 - 3,9$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$$

$$\text{Jumlah } \textit{baffle} = 4$$

$$w/D_i = 0,1$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut”

1. Jumlah *Blade* = 6 buah
2. Jumlah *Baffle* = 4 buah
3. Diameter Impeller (D_i) = $\frac{1}{3}$ x Diameter tangki (D_t)
 $= \frac{1}{3} \times 0,8033 \text{ m}$
 $= 0,2678 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 0,8785 \text{ ft}$
4. Tinggi Impeller dari dasar (Z_i) = diambil $Z_i/D_i = 1$
 $= D_i$
 $= 0,2678 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
 $= 0,8785 \text{ ft}$
5. Lebar *Blade* Impeller (h) = $\frac{1}{5}$ x D_i
 $= \frac{1}{5} \times 0,2678 \text{ m}$
 $= 0,0536 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 0,1757 \text{ ft}$
6. Panjang *Blade* Impeller (L) = $\frac{1}{4}$ x D_i
 $= \frac{1}{4} \times 0,2678 \text{ m}$
 $= 0,0669 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
 $= 0,2196 \text{ ft}$
7. Lebar *Baffle* (W) = $0,1$ x D_i
 $= 0,1 \times 0,2678 \text{ m}$
 $= 0,0268 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
 $= 0,0878 \text{ ft}$

b. Menentukan Kecepatan Pengaduk

Densitas Campuran Komponen Masuk Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Frakasi Massa (x_i)	ρ (kg/liter)	$x_i \cdot P$
$C_3H_8O_3$	775,68	0,1577	1,262	0,1991
$C_3H_5N_3O_9$	38,70	0,0079	1,600	0,0126
HNO_3	1938,43	0,3940	1,525	0,6008
H_2SO_4	2017,54	0,4101	1,845	0,7568
H_2O	149,13	0,0303	1,037	0,0314
Total	4919,49	1		1,6007

Berdasarkan Rase, H.F., (1977), vol.1., hlm. 345, 366, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe *Flat Blade Turbine Impeller* dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit.

Sehingga dipilih kecepatan putar pen'gaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{(22/7) \times 0,8785 \text{ ft}}$$

$$N = 217,322 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ sekon}}$$

$$N = 3,622 \text{ rps}$$

Dari Wallas, halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 217,322 rpm adalah 320 rpm.

$$N \text{ standar} = 320 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ sekon}} = 5,333 \text{ rps}$$

c. Menentukan Bilangan Reynold

Rumus yang digunakan

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan rumus :

$$\rho = \rho \text{ campuran umpan masuk} = 1,6007 \text{ kg/liter} = 99,9276 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = \text{Kecepatan pengadukan} = 5,333 \text{ rps}$$

$$Di = \text{Diameter impeller} = 0,8785 \text{ ft}$$

$$\mu = \text{Viskositas campuran umpan masuk reaktor}$$

$$= 262,22 \text{ cP} \times \frac{0,000671969 \text{ lb/ft.s}}{\text{cP}}$$

$$= 0,1762 \text{ lb/ft.s}$$

Maka, nilai bilangan *reynold*

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu} = \frac{99,9276 \text{ lb/ft}^3 \times 5,333 \text{ rps} \times (0,8785 \text{ ft})^2}{0,1762 \text{ lb/ft.s}}$$

$$NRe = 2334,0615$$

Dari gambar 8.8 (Rase H.F, 1957), untuk *six blade turbine* dengan $NRe > 10$, nilai N_p (*power number*) yang didapat adalah = 5,5.

d. Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan :

$$P = \text{Daya penggerak (watt)}$$

$$N_p = \text{Power Number}$$

ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m^3)

N = Kecepatan pengaduk standar (1/s)

D_i = Diameter pengaduk (m)

Maka, tenaga pengaduk

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 1600,6898 \text{ kg/m}^3 \times (5,333 \text{ rps})^3 \times (0,2678 \text{ m})^5 \\ &= 5,5 \times 1600,6898 \text{ kg/m}^3 \times 151,7037 \text{ rps}^3 \times 0,0014 \text{ m}^5 \\ &= 1838,1454 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 1838,1454 \text{ J/s} \\ &= 1838,1454 \text{ Watt} \times \frac{\text{kWatt}}{1000 \text{ Watt}} \\ &= 1,8381 \text{ kWatt} \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari Tabel 3.1 Towler, halaman 111 :

Tabel *Approximate Efficiencies of Electric Motors*

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

Dengan daya penggerak 1,8381 kWatt < 5 kWatt, sehingga efisiensinya adalah 80%.

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned} P &= \frac{1,8381 \text{ kWatt}}{0,80} \\ &= 2,2977 \text{ kWatt} \times \frac{1,34102 \text{ HP}}{1 \text{ kWatt}} \\ &= 3,08 \text{ HP} \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, E.F., *Applied Process design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf, Publishing, Co. Houston, Texas, 2001, edisi 3, halaman 628 :

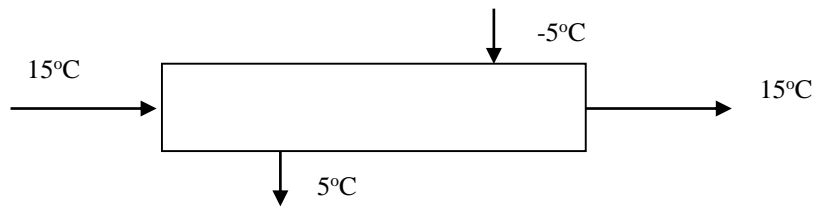
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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 motor pengaduk standar = 5 HP

Perancangan Alat Pendingin

Pendingin yang digunakan yaitu brine CaCl_2 25%



Skema Aliran Pendingin

1. Kebutuhan Brine Pendingin

$$\text{Suhu masuk brine} = -5^{\circ}\text{C} = 23^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar brine} = 5^{\circ}\text{C} = 41^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu rata-rata} = \frac{-5^{\circ}\text{C} + 5^{\circ}\text{C}}{2} = 0^{\circ}\text{C} = 32^{\circ}\text{F}$$

Sifat fisis brine pada suhu 32°F:

- Kapasitas Panas (C_p) = 0,67 Btu/lb°F
- Densitas (ρ) = 78,62 lb/ft³
- Viskositas (μ) = 22,73 lb/ft jam
- Konduktivitas Panas (k) = 0,3

Perancangan Pendingin pada Reaktor (R)

1. Kebutuhan Brine Pendingin (W_a)

Panas yang harus diserap (Q)

$$Q = 999307,0408 \text{ kJoule/jam} \times \frac{0,947817 \text{ Btu}}{\text{kJoule}}$$

$$= 947160,2792 \text{ Btu/jam}$$

Kebutuhan brine (W)

$$Q = W \times C_p \times \Delta T$$

$$W = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

Keterangan :

Q = Jumlah panas yang diserap (kJ/jam)

C_p = Panas jenis pendingin (kJ/kg.K)

ΔT = beda suhu pendingin (K)

Maka,

$$W = \frac{947160,2792 \text{ Btu/jam}}{0,76 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \cdot (41 - 23)^{\circ}\text{F}}$$

$$= 78537,3366 \text{ lb/jam} \times \frac{0,453592 \text{ kg}}{\text{lb}}$$

$$= 35623,9366 \text{ kg/jam}$$

2. Pemilihan Media Pendingin

$$T_1 = \text{Suhu umpan masuk reaktor} = 15^\circ\text{C} = 59^\circ\text{F}$$

$$T_2 = \text{Suhu hasil reaksi keluar reaktor} = 15^\circ\text{C} = 59^\circ\text{F}$$

$$t_1 = \text{Suhu masuk brine pendingin} = -5^\circ\text{C} = 23^\circ\text{F}$$

$$t_2 = \text{Suhu keluar brine pendingin} = 5^\circ\text{C} = 41^\circ\text{F}$$

Di mana :

$$T_1 - t_2 = 18^\circ\text{F}$$

$$T_2 - t_1 = 36^\circ\text{F}$$

Beda suhu rata-rata, dihitung dengan persamaan :

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{18^\circ\text{F} - 36^\circ\text{F}}{\ln \frac{18^\circ\text{F}}{36^\circ\text{F}}}$$

$$= 25,9685^\circ\text{F}$$

Menentukan pendingin menggunakan jaket atau koil

Menghitung luas perpindahan panas (A)

Dari tabel 8 Kern (1983 : 840) untuk jenis pendingin yang digunakan *Hot Fluid Water* dan *Cold Fluid Brine*, maka :

$$\text{Range } U_D = 100 - 200 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\text{Dirancang } U_D = 200 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Di mana :

$$U_D = \text{Koefisien transfer panas desain keseluruhan (Btu/jam.ft}^2.\text{°F)}$$

Dari persamaan 6.11 Kern (1983 : 107)

$$Q = U_D \times A \times \text{LMTD}$$

Maka,

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

$$= \frac{947160,2792 \text{ Btu/jam}}{200 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 25,9685\text{F}}$$

$$A = 182,3671 \text{ ft}^2 \times \frac{1 \text{ m}^2}{(3,2808)^2 \text{ ft}^2}$$

$$A = 16,9425 \text{ m}^2$$

Menghitung luas selimut reaktor

$$\begin{aligned} A &= (\pi \times \text{OD} \times H_{L,S}) + \text{Luas selimut head bawah} \\ &= (\pi \times \text{OD} \times H_{L,S}) + (2 \times \pi \times r^2) \\ &= (3,14 \times 0,8128 \text{ m} \times 0,667 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times \left(\frac{0,8128}{2}\right)^2 \text{ m}^2) \\ &= 1,7032 \text{ m}^2 + 1,0382 \text{ m}^2 \\ &= 2,7413 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas lebih besar daripada luas selimut reaktor maka digunakan koil pendingin.

3. Perancangan Koil Pendingin

Menentukan Kecepatan Volumetrik Brine (Fv)

$$\begin{aligned} Fv &= \frac{W}{\rho \text{ brine}} \\ &= \frac{78537,3366 \text{ lb/jam}}{78,62 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 998,9486 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} \times \frac{(0,3048)^3 \text{ m}^3}{\text{ft}^3} \\ &= 28,2871 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Menentukan Kecepatan Brine didalam Koil (v)

Fluida yang akan dilewatkan dalam koil adalah brine CaCl_2 25%. Dari Ludwig (2011) kecepatan brine didalam koil yang dipilih adalah 6 ft/s.

$$\begin{aligned} v &= 6 \text{ ft/s} \\ &= 1,8288 \frac{\text{m}}{\text{sekon}} \times \frac{3600 \text{ sekon}}{\text{jam}} \\ &= 6583,68 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

Menentukan Luas Penampang Aliran (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Fv}{v} \\ &= \frac{28,2871 \text{ m}^3/\text{jam}}{6583,68 \text{ m/jam}} \end{aligned}$$

$$= 0,0043 \text{ m}^2$$

Menentukan Diameter dalam Pipa Koil (ID koil)

$$\begin{aligned} \text{ID}^2 &= \frac{4 \times A}{\pi} \\ &= \frac{4 \times 0,0043 \text{ m}^2}{\left(\frac{22}{7}\right)} \\ &= 0,0055 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \sqrt{0,0055 \text{ m}^2} \\ &= 0,074 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} \\ &= 2,29 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter dalam pipa koil distandarkan, Tabel 11 kern, (1983 : 844)

$$\text{IPS} = 3 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 3,5 \text{ in} \times \frac{\text{ft}}{12 \text{ in}} = 0,2917 \text{ ft} \times \frac{\text{m}}{3,2808 \text{ ft}} = 0,0889 \text{ m}$$

$$\text{Sch.no} = 40$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in} \times \frac{\text{ft}}{12 \text{ in}} = 0,2557 \text{ ft} \times \frac{\text{m}}{3,2808 \text{ ft}} = 0,0779 \text{ m}$$

$$\text{At} = 7,38 \text{ in}^2 = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$\text{At}' = 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Menentukan Koefisien Transfer Panas Konveksi (hc)

Koefisien transfer panas konveksi untuk fluida didalam reaktor berpengaduk yang diinginkan dengan pipa koil pendingin dinyatakan dengan persamaan 20-04 Kern (1983 : 722)

$$\frac{hc \times D}{k} = 0,87 \left(\frac{D_i^2 \times N \times \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Keterangan :

hc = Koefisien transfer panas konveksi (Btu/ft.jam)

D = Diameter dalam tangki reaktor (ft) = 4,4687 ft

k = Konduktifitas termal cairan (Btu/jam.ft.°F)

Di = Diameter pengaduk (ft) = 1,4896 ft

N = Kecepatan pengadukan (rpm) = 155 rpm

ρ = Densitas cairan (lb/ft³)

μ = Viskositas cairan (lb/ft.jam)

μ_w = Viskositas brine (lb/ft.jam) = 0,76 lb/ft.jam

C_p = Kapasitas panas campuran cairan (Btu/lb.°F)

- Mencari konduktivitas campuran cairan (k_{campuran})

T cairan di reaktor = $15^\circ\text{C} + 273 = 288 \text{ K}$

$$k_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3} = (2,84\text{E-}01) + (-2,12 \times 10^{-05}) \times (288 \text{ K}) + (1,6 \times 10^{-07}) \times (288 \text{ K})^2$$

$$= 0,2908 \text{ W/m.K}$$

Dengan cara yang sama diperoleh :

Konduktivitas Panas Setiap Komponen

Komponen	A	B	C	k (W/m K)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	2,84E-01	-2,12E-05	1,60E-07	0,2908
$\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9$	1,40E-01	-1,77E-05	-2,07E-07	0,1172
HNO_3	-0,2535	2,94E-03	-3,69E-06	0,2866
H_2SO_4	0,1553	1,07E-03	-1,29E-06	0,3568
H_2O	-0,2758	4,61E-03	-5,54E-06	0,5930

Konduktivitas Panas Campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	X	k (W/m K)	k . X
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	775,68	0,1577	2,91E-01	0,0459
$\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9$	38,70	0,0079	1,17E-01	0,0009
HNO_3	1938,43	0,3940	2,87E-01	0,1129
H_2SO_4	2017,54	0,4101	3,57E-01	0,1463
H_2O	149,13	0,0303	5,93E-01	0,0180
Total	4919,49	1		0,3240

$$\text{Konduktivitas panas campuran cairan} = 0,3240 \text{ W/m.K} \times 0,5782 \frac{\text{Btu/ft.jam}^\circ\text{F}}{\text{W/m.K}}$$

$$= 0,1873 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

- Mencari Kapasitas Panas Campuran Cairan ($C_{p_{\text{campuran}}}$)

Kapasitas Panas Campuran Cairan

Komponen	kmol/jam	fraksi mol (fi)	C_p (kJ/kmol K)	$C_p \cdot fi/\text{BM}$
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	8,42	0,1235	259,2328	0,3476

C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	0,17	0,0025	239,1485	0,0026
HNO ₃	30,76	0,4510	110,3546	0,7899
H ₂ SO ₄	20,57	0,3016	138,3522	0,4255
H ₂ O	8,28	0,1214	75,8155	0,5108
Total	68,20	1		2,0764

$$\text{Kapasitas panas campuran cairan} = 2,0764 \text{ kJ/kg.K} \times 0,2388 \frac{\text{Btu/lb}^{\circ}\text{F}}{\text{kJ/kg.K}}$$

$$= 0,4958 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

- Mencari Densitas Campuran Cairan (ρ_{campuran})

Dari perhitungan pada menentukan kecepatan pengaduk, diperoleh densitas campuran

$$\begin{aligned} \text{cairan} &= 1,6007 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \times 62,428 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\ &= 99,9276 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

- Mencari Viskositas Campuran Cairan (μ_{campuran})

Dari perhitungan pada menentukan jenis pengaduk, diperoleh viskositas campuran cairan

$$\begin{aligned} &= 262,2211 \text{ cP} \times 2,4191 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}} \\ &= 634,3390 \text{ lb/ft.jam} \times \frac{\text{jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 10,5723 \text{ lb/ft.menit} \end{aligned}$$

Dari data diatas maka dapat dihitung hc sebagai berikut :

$$\frac{hc \times D}{k} = 0,87 \times \left(\frac{(0,8785 \text{ ft})^2 \times \frac{320 \text{ rotasi}}{\text{min}} \times 99,9276 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{10,5723 \frac{\text{lb}}{\text{ft.menit}}} \right)^{2/3} \left(\frac{0,4958 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^{\circ}\text{F}} \times 634,339 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}{0,1873 \frac{\text{Btu}}{\text{ft.jam}^{\circ}\text{F}}} \right)^{1/3} \left(\frac{634,339 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}{22,73 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} \right)^{0,14}$$

$$\frac{hc \times D}{k} = 0,87 \times 175,9571 \times 11,8852 \times 1,5937$$

$$\frac{hc \times D}{k} = 2899,5756$$

$$hc = 2899,5756 \times \frac{0,1873 \frac{\text{Btu}}{\text{ft.jam}^{\circ}\text{F}}}{4,4687 \text{ ft}}$$

$$hc = 206,1251 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam.}^{\circ}\text{F}}$$

Menentukan Kecepatan Linear Pendingin (v)

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa (Gt)} &= \frac{W}{At} \\ &= \frac{78537,3366 \text{ lb/jam}}{0,0513 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

$$= 1532435,836 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\begin{aligned} v &= \frac{Gt}{\rho_{\text{brine}}} \\ &= \frac{1532435,836 \text{ lb/jam.ft}^2}{78,62 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 19491,6794 \text{ ft/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ sekon}} = 5,4144 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Menentukan Harga Reynold Aliran Air (Re)

$$\begin{aligned} Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,2557 \text{ ft} \times 1532435,836 \text{ lb/jam.ft}^2}{22,73 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 17236,8131 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Transfer Panas terhadap Diameter Dalam Pipa (hi)

Dari grafik 24 kern 1983 halaman 834, dengan nilai *reynold* aliran air ditarik lurus ke garis tebal maka diperoleh faktor perpindahan panas (jH) sebesar 75.

$$\begin{aligned} jH &= \frac{hi \cdot D}{k} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14} \\ hi &= \frac{jH \cdot k}{D} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \end{aligned}$$

Keterangan rumus :

hi = Koefisien transfer panas terhadap diameter dalam pipa (Btu/jam.ft².°F)

jH = Faktor perpindahan panas = 75

D = Diameter dalam pipa koil (ft) = 0,2557 ft

k = Konduktifitas panas brine (Btu/jam.ft.°F) = 0,67 Btu/ft.jam.°F

Cp = Kapasitas panas brine (Btu/lb.°F) = 0,3 Btu/lb.°F

μ = Viskositas brine (lb/ft.jam) = 22,73 lb/ft.jam

Maka,

$$\begin{aligned} hi &= \frac{75 \cdot 0,67 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}}{0,2557 \text{ ft}} \left(\frac{0,3 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \cdot 22,73 \text{ lb/ft.jam}}{0,67 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}} \right)^{1/3} \left(\frac{22,73 \text{ lb/ft.jam}}{22,73 \text{ lb/ft.jam}} \right)^{0,14} \\ &= 325,8563 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam.}^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Transfer Panas terhadap Diameter Luar Pipa Koil (hio)

Untuk menentukan koefisien koil melengkung (*helical coil*) maka h_{io} dikalikan dengan faktor koreksi (kern, 1983 : 721).

$$\begin{aligned} D_c &= 0,5D_t - w + 0,5D_i \\ &= 0,5 \cdot 2,635 \text{ ft} - 0,087 \text{ ft} + 0,5 \cdot 0,8784 \text{ ft} \\ &= 1,6691 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$h_{io} = h_i \times \left(1 + 3,5 \frac{ID}{D_c}\right)$$

Keterangan rumus :

D = Diameter dalam pipa (ft)

D_c = Diameter *helix* (ft)

Maka

$$\begin{aligned} h_{io} &= 325,8562 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} \times \left(1 + 3,5 \times \frac{0,2557 \text{ ft}}{1,6691 \text{ ft}}\right) \\ &= 500,5559 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Transfer Panas Bersih Keseluruhan (U_c)

Dari persamaan 6.38 Kern 1983 halaman 121

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_i \times h_{io}}{h_i + h_{io}} \\ &= \frac{483,917 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} \times 500,555 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}}{483,917 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} + 500,555 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}} \end{aligned}$$

$$U_c = 246,0481 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{Jam} \cdot ^\circ\text{F}}$$

Menentukan Nilai Dirt Factor (R_d)

Dari Kern hlm. 845, dirt factor (R_d) = 0,002

Dari persamaan 6.10 kern, 1983 halaman 107 :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

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

$$= \frac{246,0481}{1 + 246,0481 \times 0,002}$$

$$= 164,9 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Menentukan Luas Perpindahan Panas per Koil

$$A' = At' \times \pi \times D \text{ koil}$$

$$A' = 0,917 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times \frac{22}{7} \times 1,6691 \text{ ft}$$

$$= 4,8103 \text{ ft}^2 \times \frac{1 \text{ m}^2}{(3,2808)^2 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,4469 \text{ m}^2$$

Menentukan Luas Permukaan Transfer Panas (Ao)

$$A_o = \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}} = \frac{947160,2792 \text{ Btu/jam}}{164,9 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 25,97\text{°F}}$$

$$= 221,1837 \text{ ft}^2 \times \frac{1 \text{ m}^2}{(3,2808)^2 \text{ ft}^2}$$

$$= 20,5491 \text{ m}^2$$

Menentukan Panjang Koil Total (L)

$$L = \frac{\text{Luas permukaan transfer panas (Ao)}}{A'}$$

$$= \frac{221,1837 \text{ ft}^2}{0,917 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 241,203 \text{ ft} \times \frac{\text{m}}{3,2808 \text{ ft}}$$

$$= 73,5198 \text{ m}$$

Menentukan Jumlah lilitan Koil (Nt)

$$N_t = \frac{\text{Luas permukaan transfer panas (Ao)}}{\text{Luas perpindahan panas per koil (A')}}}$$

$$= \frac{221,1837 \text{ ft}^2}{4,8103 \text{ ft}^2}$$

$$= 45,981$$

Diambil $N_t = 46$

Menentukan Tinggi Lilitan Koil Minimum (H_{min})

Tinggi koil dikatakan minimum ketika tinggi lilitan koil tanpa jarak.

$$\begin{aligned}H_{\min} &= N_t \times \text{OD koil} \\ &= 46 \times 0,0889 \text{ m} \\ &= 4,089 \text{ m}\end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Koil Total (H koil)

$$\text{Diambil jarak antar koil} = \frac{1}{4} \text{ in} \times \frac{\text{m}}{39,3701 \text{ in}} = 0,0063 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}H \text{ koil} &= H_{\min} + (N_t - 1) \cdot \text{jarak} \\ &= 4,089 \text{ m} + (46 - 1) \times 0,0063 \text{ m} \\ &= 4,3752 \text{ m}\end{aligned}$$

Menentukan Volume Koil (V_c)

$$\begin{aligned}V_c &= \frac{\pi \cdot \text{OD}^2 \cdot L}{4} \\ &= \frac{(22/7) \cdot (0,2917 \text{ ft})^2 \cdot 241,203 \text{ ft}}{4} \\ &= 16,1221 \text{ ft}^3 \\ &= 0,4565 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

$$\text{Volume cairan mula-mula} = 0,3377 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan setelah ada koil} &= \text{Volume cairan mula-mula} + \text{Volume koil} \\ &= 0,3377 \text{ m}^3 + 0,4565 \text{ m}^3 \\ &= 0,7943 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan dibagian shell (V}_{L,S}) &= \text{Volume cairan total} - \text{Volume head bawah} \\ &= 0,7943 \text{ m}^3 - 0,00002597 \text{ m}^3 \\ &= 0,7942 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Luas penampang tangki (A)} = 0,506 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan dalam bagian shell (H}_{L,S}) &= \frac{V_{L,S}}{A} = \frac{0,7942 \text{ m}^3}{0,5065 \text{ m}^2} \\ &= 1,568 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam *shell* dan *head* bawah setelah ada koil (H_L)

$$= H_{L,s} + OA \text{ (tinggi head bawah)}$$

$$= 1,568 \text{ m} + 0,2053 \text{ m}$$

$$= 1,7732 \text{ m}$$

Menentukan Volume Reaktor

$$\text{Volume Reaktor} = \text{volume fluida} + \text{volume pengaduk} + \text{volume baffle} + \text{volume coil} \\ \times (\text{Angka keamanan})$$

$$\text{Volume fluida} = 0,33771 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume pengaduk} = \text{jumlah impeller} \times \text{lebar impeller} \times \text{tinggi impeller} \times \text{panjang impeller} \\ = 1 \times 0,0536 \text{ m} \times 0,2678 \text{ m} \times 0,0669 \text{ m} \\ = 0,00095 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume baffle} = \text{jumlah baffle} \times \text{panjang baffle} \times \text{lebar baffle} \times \text{tebal baffle} \\ = 4 \times 0,755 \text{ m} \times 0,0268 \text{ m} \times 0,0268 \text{ m} \\ = 0,0022 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume koil} = 0,4565 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total reaktor} = 0,7974 \text{ m}^3 \\ = 797,381 \text{ liter} \\ = 210,668 \text{ gallon}$$

Menurut Peters dan Timmerhaus (1991) halaman 37 tabel 6, *overdesign* yang direkomendasikan untuk “*Continous Reactor*” adalah 20%. Untuk perancangan, volume reaktor diambil *over design* 20% sehingga menjadi 120% dari volume totalnya.

$$\text{Volume reaktor} = \text{volume total} \times (1 + \text{Over design}) \\ = 0,7974 \text{ m}^3 \times (1 + 0,2) \\ = 0,7974 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ = 0,9568 \text{ m}^3 \\ = 956,858 \text{ liter}$$

Reaktor berbentuk silinder tegak dan berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D : H yang dipilih adalah 1 : 1.

$$\text{Volume reaktor} = 956,858 \text{ liter} \times 0,2642 \frac{\text{gallon}}{\text{liter}} \\ = 252,801 \text{ gallon}$$

Distandarkan dengan volume reaktor standar (Tabel 7.3. Silla, 2003)

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

Rated Capacity ^a gal	Actual Capacity ^a gal	Jacket Area ^b ft ²	Outside Diameter ^c in	Straight Shell ^c in
500	559	75	54	51
750	807	97	60	60
1000	1075	118	66	66
1200	1253	135	66	78
1500	1554	155	72	81
2000	2083	191	78	93
2500	2756	230	84	105
3000	3272	256	90	108
3500	3827	283	96	111
4000	4354	304	102	111
5000	5388	353	108	123
6000	6601	395	120	120
8000	8765	466	132	132
10,000	10,775	540	144	135

a) To convert gal to m³, multiply by 3.785x10⁻³.

b) To convert ft² to m², multiply by 9.29x10⁻².

c) To convert in to m, multiply by 2.54x10⁻².

Maka dipilih :

$$\begin{aligned}\text{Volume reaktor} &= 500 \text{ gallon} \times \frac{\text{liter}}{0,2642 \text{ gallon}} \\ &= 1892,506 \text{ liter} \\ &= 1,8925 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Tebal Isolasi Reaktor

Perhitungan tebal isolasi yang diperlukan menggunakan asumsi sebagai berikut:

- Suhu dinding dalam tangki sama dengan suhu media pendingin
- Suhu dinding luar isolator ($T_3 = 20^\circ\text{C}$)
- Perpindahan panas pada keadaan *steady state*

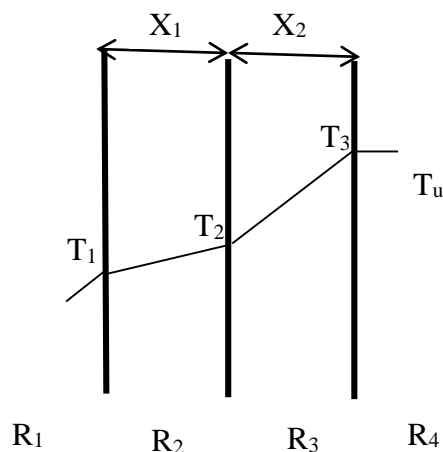
Bahan isolator adalah Polyurethane (range suhu -300 s.d 200 °F), dengan sifat-sifat berikut (Perry,2008):

$$k_i = 0,2595 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon_i = 0,93$$

Bahan dinding reaktor adalah Stainless Steel dengan sifat-sifat berikut (Holman, 1988):

$$k_s = 49,8633 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C}$$



Keterangan:

- R_1 = tahanan konveksi fluida
- R_2 = tahanan konduksi dinding tangki
- R_3 = tahanan konduksi di dalam isolator
- R_4 = tahanan konveksi dinding luar isolator
- X_1 = tebal dinding
- X_2 = tebal isolasi
- T_u = suhu udara luar (30°C)
- T_1 = suhu dinding dalam tangki
- T_2 = suhu dinding luar tangki
- T_3 = suhu dinding isolator bagian luar

Skema Perpindahan Panas di Dinding Reaktor

Perpindahan kalor yang terjadi:

- Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam ke dinding luar tangki
- Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
- Perpindahan panas secara konveksi dari fluida ke dinding dalam tangki
- Perpindahan panas secara konveksi dari dinding luar isolator ke udara

Langkah perhitungan tebal isolasi:

- a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi Polyurethane-udara

$$T_f = \frac{1}{2} (T_3 + T_u) = \frac{1}{2} (20 + 30) = 25^\circ\text{C}$$

Pada suhu 25°C , sifat-sifat udara menurut Holman, 1988:

$$\nu = 1,57 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\beta = 1/(25+273) = 3.3557 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$k = 0,02624 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr} = 0,708$$

$$\rho = 1,1774 \text{ kg/m}^3$$

Dimensi reaktor

$$L = 1,542 \text{ m}$$

$$R_1 = 0,4016 \text{ m}$$

$$R_2 = 0,6064 \text{ m}$$

Untuk mengetahui sifat aliran udara, maka perlu menghitung nilai bilangan Rayleigh dengan persamaan:

$$\text{Ra} = \text{Gr} \times \text{Pr}$$

$$\text{Ra} = \frac{g \beta (T_u - T_3) L^3}{\nu^2} \text{Pr}$$

Dengan:

$$g = \text{percepatan gravitasi bumi } (9,8 \text{ m/s}^2)$$

$$L = \text{Tinggi tangki reaktor (m)}$$

$$\text{Ra} = \frac{9,8 \times 3,3557 \times 10^{-3} \times (30 - 20) \times 1,542^3}{(1,57 \times 10^{-5})^2} \times 0,708$$

$$\text{Ra} = 3,472 \times 10^9$$

Dengan $\text{Ra} > 10^9$, maka aliran udara adalah turbulen, sehingga untuk menghitung nilai h_c dapat dipakai persamaan berikut (Tabel 7.2 Holman, 1986):

$$h_c = 1,31(\Delta T)^{1/3}$$

$$= 2,822 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- b. Menghitung perpindahan panas konduksi tangki

$$q_k = \frac{2\pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}$$

$$q_k = \frac{2 \times 3,14 \times 49,8633 \frac{\text{W}}{\text{m}} \times 1,542 \text{ m} \times (15 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{0,4064}{0,4016}\right)}$$

$$q_k = 615218,3087 - 41014,5539T_2$$

- c. Perpindahan panas konduksi isolator:

$$q_i = \frac{2\pi \cdot k_i \cdot L \cdot (T_3 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}$$

$$q_i = \frac{2,3,14,0,2595 \frac{\text{W}}{\text{m}} \times 1,542 \text{ m} \times (20 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,4064}\right)}$$

- d. Perpindahan panas konveksi isolator-udara

$$q_c = hc \cdot 2 \pi R_3 L (T_u - T_3)$$

$$q_c = 2,822 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \cdot 2,3,14, R_3 \cdot 1,542 \text{ m} \cdot (30 - 20)^\circ\text{C}$$

$$q_c = 273,6529 R_3$$

Untuk menghitung tebal isolator, maka

$$q_c = q_k$$

$$273,6529 R_3 = \frac{2 \times 3,14 \times 49,8633 \text{ W/m}^\circ\text{C} \times 1,542 \text{ m} \times (20 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{0,4064}{0,4016}\right)}$$

$$R_3 = 2248,17 - 149,878T_2$$

$$T_2 = 15 - \frac{R_3}{149,878}$$

- c. Menghitung Jari-Jari Reaktor setelah diisolasi (R_3)

Untuk menentukan nilai R_3 , dapat dilakukan substitusi persamaan-persamaan di atas dan dilakukan penyelesaian satu variabel dengan cara numerik.

$$q_c = q_i$$

$$2,822 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \cdot 2,3,14, R_3 \cdot 1,542 \text{ m} \cdot (30 - 20)^\circ\text{C} = \frac{2,3,14,0,2595 \frac{\text{W}}{\text{m}} \cdot 1,542 \text{ m} \cdot (20 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,4064}\right)}$$

$$273,6529 R_3 = \frac{2,3,14,0,2595 \frac{\text{W}}{\text{m}} \cdot 1,542 \text{ m} \cdot \left(5 + \frac{R_3}{149,878}\right)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,4064}\right)}$$

$$273,6529 R_3 = \frac{12,5806 + \frac{R_3}{0,016}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,4064}\right)}$$

$$R_3 = 0,543 \text{ m}$$

Sehingga, tebal isolasi dan suhu dinding luar tangki didapatkan sebesar:

$$\begin{aligned}t_{\text{isolator}}(X_2) &= R_3 - R_2 \\ &= 0,543 - 0,4064 = 0,1429 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}T_2 &= 15 - \frac{R_3}{149,878} \\ &= 15 - \frac{0,543}{149,878} \\ &= 14,99 \text{ }^\circ\text{C}\end{aligned}$$

KESIMPULAN

1. Reaktor

Fungsi	: Mereaksikan gliserin dan asam nitrat dengan katalis asam sulfat menjadi nitrogliserin dengan kecepatan umpan masuk gliserin 1025,54 kg/jam, asam nitrat 2584,57 kg/jam.
Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi operasi	
Suhu	: 15°C
Tekanan	: 1 atm
Waktu tinggal	: 0,1073 jam
Konversi	: 99,15%
Volume fluida	: 0,3377 m ³
Volume reaktor	: 0,7974 m ³
Tinggi cairan	: 0,6667 m
Ukuran reaktor	
Diameter dalam	: 0,8033 m
Diameter luar	: 0,7642 m
Tebal <i>head</i>	: 3/16 in
Tinggi <i>head</i> atas	: 0,2053 m
Tinggi <i>head</i> bawah	: 0,2053 m
Tebal dinding reaktor	: 0,1875 in
Tinggi dinding reaktor	: 1,132 m
Tinggi total reaktor	: 1,5426 m
Material	: Stainless Steel SA – 167 tipe 316
Pengaduk reaktor	
Jenis	: <i>Flat Blade Turbine Impeller</i>
Jumlah <i>blade</i>	: 6 buah
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Diameter pengaduk	: 0,2678 m
Tinggi pengaduk	: 0,2678 m
Lebar <i>blade</i>	: 0,0536 m
Panjang <i>blade</i>	: 0,0268 m

Lebar *baffle* : 0,0878 m
Kecepatan pengaduk : 320 rpm
Power pengaduk : 5 Hp
Pendingin
Jenis : Koil pendingin
Media pendingin : Brine CaCl₂ 25%
Kebutuhan pendingin : 35623,9366 kg/jam
Luas transfer panas : 16,9425 m²
Panjang pipa koil : 73,5198 m
Jumlah lilitan koil : 46
Jarak antar lilitan koil : 1/4 in
Tinggi koil : 4,3752 m

DEKANTER-01

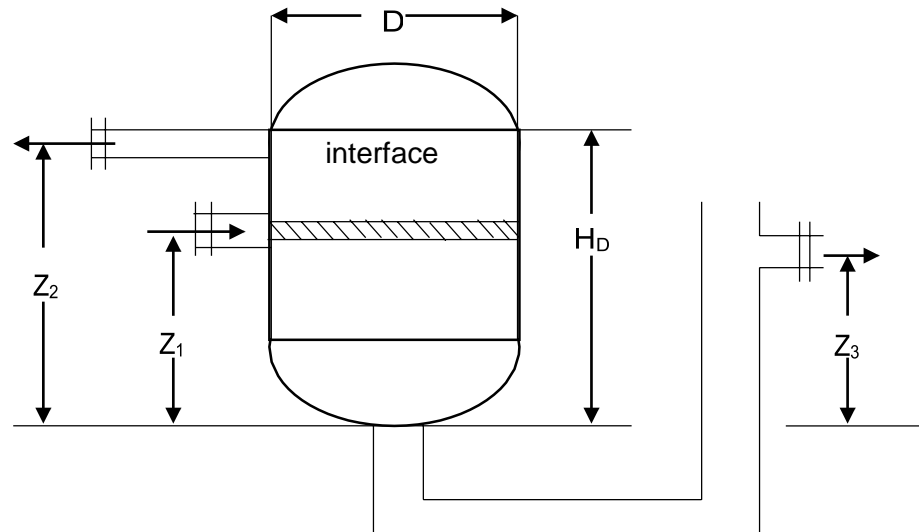
Fungsi = Memisahkan campuran fase berat berupa $C_3H_5N_3O_9$, HNO_3 , H_2SO_4 , $C_3H_8O_3$ dan H_2O dengan fase ringan berupa $C_3H_8O_3$, $C_3H_5N_3O_9$, HNO_3 , H_2SO_4 , dan H_2O dengan laju alir 4919,49 kg/jam.

Tipe = Dekanter vertikal

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu = 20°C



(Gambar 1. Dekanter Vertikal)

(Coulson,2005)

Keterangan :

Z_1 = Tinggi Pipa Umpan (m)

Z_2 = Tinggi Pipa Fase Ringan (m)

Z_3 = Tinggi Pipa Fase Berat (m)

D = Diameter Decanter (m)

H_d = Tinggi Decanter (m)

- Komposisi umpan masuk

No	Komponen	kg/jam	BM	kmol	fraksi (x)	ρ (kg/l)	x. ρ
1	C ₃ H ₈ O ₃	6,59	92,094	0,0716	0,0013	1,257	0,0017
2	C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1935,13	227,0855	8,5216	0,3934	1,586	0,6239
3	HNO ₃	359,74	63,013	5,7090	0,0731	1,587	0,1161
4	H ₂ SO ₄	2017,54	98,079	20,5706	0,4101	1,833	0,7517
5	H ₂ O	600,48	18,0155	33,3312	0,1221	0,997	0,1217
Total		4919,49		68,2040	1	7,26	1,6150

Didapatkan harga densitas (ρ) yang menjadi umpan masuk dekanter-01 :

$$\begin{aligned} \rho &= 1,615 \text{ kg/L} \\ &= 1,615 \text{ gram/cm}^3 \times 1 \text{ lb}/453,60 \text{ gram} \times 10^5 \text{ cm}^6/1\text{m}^3 \times 1\text{m}^3/35,31 \text{ ft}^3 \\ &= 100,835 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan volumetrik umpan :

$$\begin{aligned} \text{Massa total/ } \rho \text{ campuran} &= 4919,49 \text{ kg/jam} / 1,6150361 \text{ kg/L} \\ &= 3046,0541 \text{ L/jam} \\ &= 0,000846 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

- Spesifikasi umpan dan produk

Menurut buku *Chemistry and Technology of Explosive*, komposisi produk atas atau produk *inorganic* mengandung HNO₃ sebesar 9-14%, H₂SO₄ 70-75%, dan H₂O 15-17%. Komposisi yang tidak larut didalam asam langsung menjadi produk bawah dengan komposisi persen massa berdasarkan *Chemistry and Technology of Explosive*:

Komposisi produk atas dekanter-01:

No	Komponen	% massa	Densitas (kg/L)
1	C ₃ H ₈ O ₃	1	1,257
2	C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	2	1,586
3	HNO ₃	9	1,0587
4	H ₂ SO ₄	75	1,833
5	H ₂ O	16	0,997

Komposisi produk bawah dekanter-01:

No	Komponen	% massa	Densitas (kg/L)
1	C ₃ H ₈ O ₃	99	1,257
2	C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	98	1,586
3	HNO ₃	91	1,0587
4	H ₂ SO ₄	25	1,833
5	H ₂ O	84	0,997

Sumber : T.Urbanski, 1965

Komposisi produk atas dekanter-01:

No	Komponen	kmol/jam	kg/jam	fraksi massa	ρ (kg/l)	x.ρ
1	C ₃ H ₈ O ₃	0,00072	0,0659	2,03959E-05	1,257	2,5638E-05
2	C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	8,35116	1896,4281	0,5866	1,586	0,9304
3	HNO ₃	5,19518	327,3641	0,1013	1,587	0,1607
4	H ₂ SO ₄	5,14265	504,3862	0,1560	1,833	0,2860
5	H ₂ O	27,99818	504,4013	0,1560	0,997	0,1556
Total		46,68790	3232,6457	1		1,5327

Didapatkan harga densitas (ρ) yang menjadi produk atas dekanter :

$$\begin{aligned} \rho &= 1,532729 \text{ kg/L} \\ &= 1,532729 \text{ gram/cm}^3 \times 1 \text{ lb}/453,60 \text{ gram} \times 10^5 \text{ cm}^6/1\text{m}^3 \times 1\text{m}^3/35,31 \text{ ft}^3 \\ &= 95,696 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan volumetrik umpan :

$$\begin{aligned} \text{Massa total/ } \rho \text{ campuran} &= 3232,6457 \text{ kg/jam} / 1,532729 \text{ kg/L} \\ &= 2109,0771 \text{ L/jam} \\ &= 0,000585 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Komposisi yang menjadi produk bawah decanter-01:

No	Komponen	kmol/jam	kg/jam	fraksi massa (x)	ρ (kg/l)	x. ρ
1	C ₃ H ₈ O ₃	0,0709	6,53	0,0039	1,257	0,0049
2	C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	0,1704	38,70	0,0229	1,586	0,0364
3	HNO ₃	0,5138	32,38	0,0192	1,587	0,0305
4	H ₂ SO ₄	15,4280	1513,16	0,8970	1,833	1,6443
5	H ₂ O	5,3330	96,08	0,0570	0,997	0,0568
Total		21,5161	1686,84	1		1,7728

Didapatkan harga densitas (ρ) yang menjadi produk bawah dekanter-01 :

$$\begin{aligned} \rho & : 1,772768 \text{ kg/L} \\ & = 1,772768 \text{ gram/cm}^3 \times 1 \text{ lb}/453,60 \text{ gram} \times 10^6 \text{ cm}^3/1\text{m}^3 \\ & = 110,7074 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan volumetrik bawah :

$$\begin{aligned} \text{Massa total/ } \rho \text{ campuran} & = 1686,84 \text{ kg/jam} / 1,772768 \text{ kg/L} \\ & = 951,5297 \text{ L/jam} \\ & = 0,000264 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Neraca massa dekanter-01 :

Komponen	Masuk		Keluar			
	Arus 6		Arus 3		Arus 7	
	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa
C ₃ H ₈ O ₃	6,59	0,13	6,53	0,39	0,07	0,00
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1935,13	39,34	38,70	2,29	1896,43	58,66
HNO ₃	359,74	7,31	32,38	1,92	327,36	10,13
H ₂ SO ₄	2017,54	41,01	1513,16	89,70	504,39	15,60
H ₂ O	600,48	12,21	96,08	5,70	504,40	15,60
Total	4919,49	100	1686,84	100	3232,65	100
	4919,49		4919,49			

Viscositas produk atas:

Komponen	Kmol/jam	Fraksi mol (f)	μ (cp)	$\mu^{1/3}$	$f \cdot \mu^{1/3}$
C ₃ H ₈ O ₃	0,0007	0,0000157	1078,99	10,2567	0,0002
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	8,3512	0,1789	51,40	3,7181	0,6651
HNO ₃	5,1952	0,1113	0,00	0,0000	0,0000
H ₂ SO ₄	5,1427	0,1101	28,8	3,0652	0,3376
H ₂ O	27,9982	0,5997	1,03	1,0099	0,6056
Jumlah	46,6879	1,0000000	1160,2200		1,6085

Didapatkan harga $\sum(f \cdot \mu^{1/3}) = 1,6085$

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran } (f \cdot \mu^{1/3})^3 &= 4,1614 \text{ cP} \\ &= 0,0041614 \text{ kg/ms} \end{aligned}$$

Viscositas produk bawah:

Komponen	Kmol/jam	Fraksi mol (f)	μ (cp)	$\mu^{1/3}$	$f \cdot \mu^{1/3}$
C ₃ H ₈ O ₃	0,0709	0,00329	1078,99	10,2567	0,0189
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	0,1704	0,00792	51,40	3,7181	0,0165
HNO ₃	0,5138	0,02388	0,00	0,0000	0,0000
H ₂ SO ₄	15,4280	0,71704	28,8	3,0652	2,5798
H ₂ O	5,3330	0,24786	1,03	1,0099	0,1401
Jumlah	21,5161	1,00000	1160,2200		2,7553

Didapatkan harga $\sum(f \cdot \mu^{1/3}) = 2,7553$

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran } (f \cdot \mu^{1/3})^3 &= 20,9163 \text{ cP} \\ &= 0,0209163 \text{ kg/ms} \end{aligned}$$

Penentuan fase terdistribusi :

Persamaan 18.5 Walas, 1990 hlm 613

$$\theta = \frac{Q_L}{Q_H} \times \left[\frac{\rho_L \times \mu_H}{\rho_H \times \mu_L} \right]^{0,3}$$

Sehingga didapat nilai 3,444216823 yang artinya fase berat menjadi fase terdispersi dan fase ringan menjadi fase continyu.

Evaluasi Nilai Θ :

Θ	Hasil
< 0,3	Light phase always dispersed
0,3 – 0,5	Light phase probably dispersed
0,5 – 2,0	Phase inversion probable, design for worst case
2,0 – 3,3	Heavy phase probably dispersed
>3,3	Heavy phase always dispersed

1. Menentukan Kecepatan Pemisahan

Persamaan stoke's

$$U_d = \frac{g \times d^2 \times (\rho_d - \rho_c)}{18 \times \mu_c}$$

(Coulson, ed 6, hal 442)

dengan,

g = percepatan gravitasi ($9,81 \text{ m/s}^2$)

d_p = diameter tetesan fase terdispersi (m)

ρ_d = densitas fase terdispersi (kg/m^3)

ρ_c = densitas fase kontinyu (kg/m^3)

μ_c = viskositas cairan fasa kontinyu (kg/m.s)

U_d = kecepatan terminal fase terdispersi (m/s)

Menurut Schweitzer (1979), diameter droplet antara $50 - 300 \mu\text{m}$ (Schweitzer, Philip, 3th ed, p. 1-520).

Berdasarkan persamaan 10.7 ukuran droplet yang diasumsikan $150 \mu\text{m}$. (Coulson, 2005 : 42).

Diambil diameter butir = 150μ

$$= 0,00015 \text{ m}$$

maka, $U_d = \frac{g \times d^2 \times (\rho_d - \rho_c)}{18 \times \mu_c}$

$$18 \times \mu_c$$

$$U_d = \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times (0,00015 \text{ m})^2 \times (1772,768 - 1532,729) \text{ kg/m}^3}{18 \times 0,0041614 \text{ kg/ms}}$$

$$U_d = \frac{5,2982 \times 10^{-5} \text{ kg/s}^2}{7,4905 \times 10^{-2} \text{ kg/ms}}$$

$$7,4905 \times 10^{-2} \text{ kg/ms}$$

$$U_d = 0,000707 \text{ m/s}$$

Tanda positif menunjukkan bahwa arah kecepatan adalah kebawah dan fase terdispersi fase berat kebawah.

Dengan Qumpun = $3,04605 \text{ m}^3/\text{jam}$

Karena *flow rate* kecil, maka digunakan tangki vertical (Coulson, 2005).

2. Ukuran Alat

a. Diameter dan Panjang Alat

Untuk dekanter vertikal perbandingan tinggi (H) dengan diameter (D), perbandingan

$H/D = 2-4$. (Coulson, J.M., 1983,p,347).

Diameter Decanter:

$$u_c = \frac{L_c}{A_i}$$

(Coulson, 2005)

$$L_c = 0,0005859 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_i = \frac{0,0005859 \text{ m}^3/\text{s}}{0,000707 \text{ m/s}} = 0,8282 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{4 \times A_i} = 1,0271 \text{ m}$$

b. Tinggi

Untuk tangki silinder, dirancang $H = 2D$

$$H = 2 \times 1,0271 \text{ m} = 2,0543 \text{ m}$$

c. Menghitung Volume Cairan

waktu tinggal decanter berkisar $5 < t < 10$ menit (Coulson, 2005)

atau bisa menggunakan rumus

$$\text{Residence time} = \frac{\text{Dispersence band}}{U_d}$$

$$\text{Dispersence band} = 10\% H$$

$$= 0,20543 \text{ m}$$

$$\text{Residence time} = \frac{0,20543 \text{ m}}{0,000707 \text{ m/s}} = 290,4423 \text{ s} = 4,84 \text{ menit}$$

VI = Kecepatan Volumetric umpan Umpan x waktu tinggal

$$= 0,000846 \text{ m}^3/\text{detik} \times 4,84 \text{ menit} \times \frac{60 \text{ detik}}{1 \text{ menit}}$$

$$= 0,2457 \text{ m}^3$$

d. Volume Decanter

dirancang dengan angka keamanan 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times V_i \\ &= 120\% \times 0,2457 \text{ m}^3 \\ &= 0,2948 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

e. Tebal dinding dekanter

Komponen paling korosif: asam sulfat dan asam nitrat

Maka digunakan bahan *stainless steel* 304 (Coulson, 2005)

P operasi : 1.2 atm

P desain : $150\% \times 1 \text{ atm} = 1.5 \text{ atm}$

(digunakan faktor keamanan sebesar 50%)

Tebal dinding dekanter dapat dihitung dengan persamaan:

$$e = \frac{P_i D_i}{4 J f - 1.2 P_i} + C$$

(Coulson, p.815)

Dengan:

e : Ketebalan (m)

J : Welded joint factor = 0.8 (Brownell and Young, 1959)

P_i : Tekanan operasi = 151987,5 N/m²

D_i : Diameter dalam = 1,0271 m

f : design stress = $5.1 \times 10^8 \text{ N/m}^2$

C : 0.004 m (Coulson, 2005)

$$\begin{aligned} e &= \frac{151987,5 \text{ N/m}^2 \times 1,0271 \text{ m}}{4 \times 0,8 \times 5,1 \times 10^8 \text{ N/m}^2 - 1,2 \times 151987,5 \text{ N/m}^2} \\ &= 0,612 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal standar = 3/16 in = 0.0048 m (Tabel 5.6, Brownell and Young p.88)

OD = ID + 2e = 1,0,271 + 2 x 0,1612 = 1,0353 m = 40,763 in

OD standar = 42 in = 1,0667 m (Tabel 5.7, Brownell and Young p.90)

f. Tebal head

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi

Untuk tekanan operasi <15 atm, head yang digunakan berjenis *torispherical dished head*

(Towler and Sinnott p.987, 2008)

$$e = \frac{P_i R_c C_s}{2f + P_i (C_s - 0.2)} + C$$

$$C_s = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{R_c}{R_k}} \right)$$

(Coulson, 2005)

Dimana,

Cs : Stress concentration factor

Rc : Crown radius (m) = 1,1043 m

Rk : Knuckle radius = 6% Rc = 0,0711 m

$$C_s = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{1,1043}{0,0711}} \right)$$
$$= 1,7706$$

$$e = \frac{1519875 \text{ N/m}^2 \times 11043 \text{ m} \times 17706 \text{ m}}{2 \times 5,1 \times 10^8 \text{ N/m}^2 \times 0,8 + 151987,5 \text{ N/m}^2 (1,7706 - 0,2)} + 0,004$$

= 0,0043 m

= 0,1708 inch

Tebal standar = 3/16 in = 0.0048 m (Tabel 5.6, Brownell and Young p.88)

g. Tinggi head

keterangan:

icr : *Inside-Corner Radius*

sf : *Straight Flange*

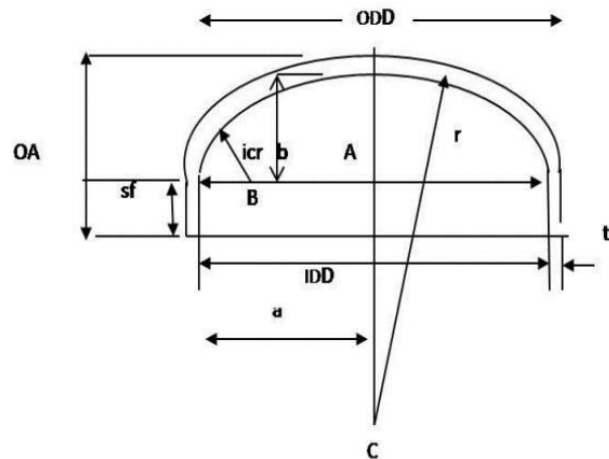
r : *Radius of Dish*

Do : *Outside Diameter*

b : *Depth of Dish (Inside)*

a : *Inside Radius*

Ids : *Diameter Dalam Shell*



Icr = 2,625 inch = 0.0666 m (Tabel 5.7, Brownell and Young p.90)

Ids = ODs - 2e = 42 - 2(3/16) = 41,625 in = 1,0572 m

(koreksi)

r = 42 in = 1,0667 m

$$a = \frac{IDs}{2} = 0,5286 \text{ m}$$

$$AB = a - icr = 0,4619 \text{ m}$$

$$BC = r - icr = 1,0001 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 0,887 \text{ m}$$

$$b = r - AC = 0,1797 \text{ m}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in = 0.0508 m

Tinggi head = thead + b + sf

$$= 0.0047625 + 0,1797 + 0.0508 = 0.2353 \text{ m}$$

h. Volume Head

$$\text{volume head} = 0,000049(Dt)^3$$

$$= 0,000049(40,763 \text{ in})^3$$

$$= 3,318 \text{ in}^3$$

$$= 0,084 \text{ m}^3$$

I. Ahead

$$\text{Ahead} = V_{\text{head}} / \text{Tinggi head}$$

$$= 0,084 \text{ m}^3 / 0,2353 \text{ m} = 0,3582 \text{ m}^2$$

3. Desain Pipa

$$\text{Flowrate umpan} = 0,0008461 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Area of pipe} &= \frac{0,000846 \text{ m}^3/\text{s}}{1 \text{ m/s}} \\ &= 0,0001816 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter pipa} = 0,0328 \text{ m} \Rightarrow 32,8159 \text{ mm}$$

a. Tinggi Pipa

Tinggi pemasukan pipa umpan (Z_1)

$$\begin{aligned} Z_1 &= 50\% H \\ &= 1,0271 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi pipa pengeluaran fase ringan (Z_2)

$$\begin{aligned} Z_2 &= 90\% H \\ &= 1,8489 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi pipa pengeluaran fase berat (Z_3)

Persamaan 10.5 Coulson, 1983

$$\begin{aligned} Z_3 &= Z_1 + ((Z_2 - Z_1) \rho_c / \rho_d) \\ &= 1,0271 \text{ m} + ((1,8489 \text{ m} - 1,0271 \text{ m}) \times 1532,7299 \text{ kg/m}^3 / 1772,7683 \text{ kg/m}^3) \\ &= 1,7376 \text{ m} \end{aligned}$$

Ukuran pipa pemasukan umpan dapat dihitung dengan persamaan 15, Peter M.S 1980

$$\text{ID} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

ID = inside diameter pipa, in

Q_f = laju alir umpan, ft³/det

ρ = densitas umpan, lb/ft³

Dimana :

$$\rho = 100,835 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_f = 3,046 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0298 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\text{ID} = 3,9 \times (0,0298 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (100,8572 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$$

$$= 1,4637 \text{ lb}/\text{det}$$

$$= 0,1463 \text{ inc}$$

Dipilih ukuran pipa standard dengan spesifikasi (Tabel 11 kern, hal 844, 1965)

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	
¾	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
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1¼	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
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	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.

† Commonly known as extra heavy.

‡ Approximately.

Nominal pipa size, NPS = 0,125 in

Schedule number, Sch = 40

Out side diameter, OD = 0,405 in

Inside diameter, ID = 0,269 in

Flow area per pipe = 0,058 in²

b. Ukuran Pipa Fase Ringan

Ukuran pipa pengeluaran fase ringan dapat dihitung dengan persamaan 15 peter M.S. 1980, hal 496 :

$$ID = 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

ID = inside diameter pipa, in

Qf = laju alir fase ringan, ft³/det

ρ = densitas fase ringan, lb/ft³

Dimana :

$$\rho = 95,696 \text{ lb/ft}^3$$

$$Qf = 0,02068 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times (0,02068 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (95,696 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,1232 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standard dengan spesifikasi dari table 11 kern hal 844, 1965

Nominal pipa size, NPS = 0,125 in

Schedule number, Sch = 40

Out side diameter, OD = 0,405 in

Inside diameter, ID = 0,269 in

Flow area per pipe = 0,058 in²

c. Ukuran Pipa Fasa Berat

Ukuran pipa pengeluaran fase berat dapat dihitung dengan pers. 15 peter M.S 1980 halaman 496 :

$$ID = 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

ID = inside diameter pipa, in

Qf = laju alir fase berat, ft³/det

ρ = densitas fase berat, lb/ft³

Dimana :

$$\rho = 110,683 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_f = 0,0093 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 3,9 \times (0,0093 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (110,683 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,0877 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standard dengan spesifikasi dari table 11 kern hal 844, 1965

$$\text{Nominal pipa size, NPS} = 0,125 \text{ in}$$

Schedule number, Sch = 40
Out side diameter, OD = 0,405 in Inside diameter, ID = 0,269 in
Flow area per pipe = 0,058 in²

4. Tebal Isolasi Dekanter

Perhitungan tebal isolasi yang diperlukan menggunakan asumsi sebagai berikut:

- Suhu dinding dalam tangki sama dengan suhu media pendingin
- Suhu dinding luar isolator ($T_3 = 24^\circ\text{C}$)
- Perpindahan panas pada keadaan *steady state*

Bahan isolator adalah Polyurethane (range suhu -300 s.d 200 °F), dengan sifat-sifat berikut (Perry,2008):

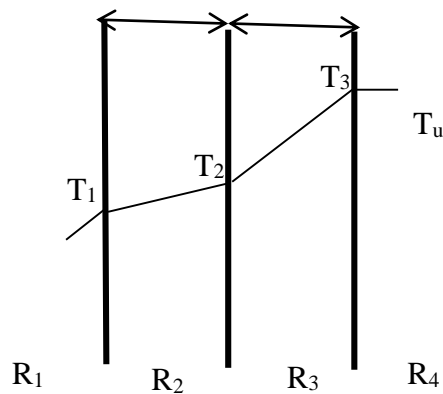
$$k_i = 0,2595 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon_i = 0,93$$

Bahan dinding dekanter adalah Stainless Steel dengan sifat-sifat berikut (Holman, 1988):

$$k_s = 49,8633 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C}$$

$$X_1 \quad X_2$$



Keterangan:

R_1 = tahanan konveksi fluida

R_2 = tahanan konduksi dinding tangki

R_3 = tahanan konduksi di dalam

Isolator

R_4 = tahanan konveksi dinding luar isolator

X_1 = tebal dinding

X_2 = tebal isolasi

T_u = suhu udara luar (30°C)

T_1 = suhu dinding dalam tangki

T_2 = suhu dinding luar tangki

T_3 = suhu dinding isolator bagian luar

Skema Perpindahan Panas di Dinding Dekanter

Perpindahan kalor yang terjadi:

- Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam ke dinding luar tangki
- Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
- Perpindahan panas secara konveksi dari fluida ke dinding dalam tangki
- Perpindahan panas secara konveksi dari dinding luar isolator ke udara

Langkah perhitungan tebal isolasi:

a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi Polyurethane-udara

$$T_f = \frac{1}{2} (T_3 + T_u) = \frac{1}{2} (24 + 30) = 27^\circ\text{C}$$

Pada suhu 25°C , sifat-sifat udara menurut Holman, 1988:

$$\nu = 1,57 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\beta = 1/(24+273) = 3.3 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$k = 0,02624 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr} = 0,708$$

$$\rho = 1,1774 \text{ kg/m}^3$$

Dimensi dekanter:

$$L = 2,0543 \text{ m}$$

$$R_1 = 0,5135 \text{ m}$$

$$R_2 = 0,5176 \text{ m}$$

Untuk mengetahui sifat aliran udara, maka perlu menghitung nilai bilangan Rayleigh

dengan persamaan:

$$Ra = Gr \times Pr$$

$$Ra = \frac{g \beta (T_u - T_3) L^3}{\nu^2} Pr$$

Dengan:

$$g = \text{percepatan gravitasi bumi } (9,8 \text{ m/s}^2)$$

$$L = \text{Tinggi tangki reaktor (m)}$$

$$Ra = \frac{9,8 \times 3,3 \times 10^{-3} \times (30 - 24) \times 2,0543^3}{(1,57 \times 10^{-5})^2} \times 0,708$$

$$Ra = 5 \times 10^9$$

Dengan $Ra > 10^9$, maka aliran udara adalah turbulen, sehingga untuk menghitung nilai

hc dapat dipakai persamaan berikut (Tabel 7.2 Holman, 1986):

$$\begin{aligned} Hc &= 1,31(\Delta T)^{1/3} \\ &= 2,3804 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

b. Menghitung perpindahan panas konduksi tangki

$$q_k = \frac{2\pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}$$

$$q_k = \frac{2 \times 3,14 \times 49,8633 \frac{\text{W}}{\text{m}} \cdot ^\circ\text{C} \times 2,0543 \text{ m} \times (20 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{0,5176}{0,5135}\right)}$$

$$q_k = 1621311,692 - 81065,5845T_2$$

a. Perpindahan panas konduksi isolator:

$$q_i = \frac{2\pi \cdot k_i \cdot L \cdot (T_3 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}$$

$$q_i = \frac{2,3,14 \cdot 0,2595 \frac{\text{W}}{\text{m}} \cdot ^\circ\text{C} \cdot 2,0543 \text{ m} \cdot (24 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,5176}\right)}$$

b. Perpindahan panas konveksi isolator-udara

$$q_c = hc \cdot 2 \pi R_3 L (T_u - T_3)$$

$$q_c = 2,3804 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \cdot ^\circ\text{C} \cdot 2,3,14 \cdot R_3 \cdot 2,0543 \text{ m} \cdot (30 - 24)^\circ\text{C}$$

$$q_c = 184,434R_3$$

Untuk menghitung tebal isolator, maka

$$q_c = q_k$$

$$184,434 R_3 = \frac{2 \times 3,14 \times 49,8633 \frac{\text{W}}{\text{m}} \cdot ^\circ\text{C} \times 2,0543 \text{ m} \times (20 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{0,5176}{0,5135}\right)}$$

$$R_3 = 8790,7415 - 439,5371T_2$$

$$T_2 = 20 - \frac{R_3}{439,5371}$$

c. Menghitung Jari-Jari Reaktor setelah diisolasi (R_3)

Untuk menentukan nilai R_3 , dapat dilakukan substitusi persamaan-persamaan di atas dan dilakukan penyelesaian satu variabel dengan cara numerik.

$$q_c = q_i$$

$$2,3804 \frac{W}{m^2} \cdot 2,314 \cdot R_3 \cdot 2,0543 \text{ m} \cdot (30 - 24)^\circ\text{C} = \frac{2,314 \cdot 0,2595 \frac{W}{m} \cdot 2,0543 \text{ m} \cdot (24 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,5176}\right)}$$

$$184,434 R_3 = \frac{2,314 \cdot 0,2595 \frac{W}{m} \cdot 2,0543 \text{ m} \cdot \left(4 + \frac{R_3}{439,5371}\right)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,5176}\right)}$$

$$184,434 R_3 = \frac{13,4039 + \frac{R_3}{0,0076}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,5176}\right)}$$

$$R_3 = 1,1246 \text{ m}$$

Sehingga, tebal isolasi dan suhu dinding luar tangki didapatkan sebesar:

$$t_{\text{isolator}}(X_2) = R_3 - R_2$$

$$= 1,1246 - 0,5176 = 0,6069 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= 20 - \frac{R_3}{439,5371} \\ &= 20 - \frac{1,1246}{439,5371} \\ &= 19,99^\circ\text{C} \end{aligned}$$

KESIMPULAN

Jenis Dekanter	<i>Vertical Cylindrical Vessel</i>
Kode	DE-01
Fungsi	Memisahkan campuran fase berat berupa $C_3H_5N_3O_9$, HNO_3 , H_2SO_4 , $C_3H_8O_3$ dan H_2O , dengan fase ringan berupa $C_3H_8O_3$, $C_3H_5N_3O_9$, HNO_3 , H_2SO_4 , dan H_2O dengan laju alir 4919,49 kg/jam.
Tekanan operasi	1 atm
Suhu operasi	20°C
<i>Settling velocity</i>	0,000707 m/detik
Waktu pemisahan	4,84 menit
Diameter decanter	1,0271 m
Diameter pipa :	
a. Pipa umpan	0,405 in
b. Pipa fase berat	0,405 in
c. Pipa fase ringan	0,405 in
Tinggi decanter	2,0543 m
Tinggi pipa	
a. Pipa umpan	1,0271 ,m
b. Pipa fase berat	1,7376 m
c. Pipa fase ringan	1,8489 m
Volume decanter	0,2948 m ³
Tebal <i>shell</i>	3/16 in
Head	<i>Torispherical head (flange and dished head)</i>
Tebal head	3/16 in
Tinggi head	0.26 m
Jenis material	<i>Stainless steel 304</i>

NETRALIZER

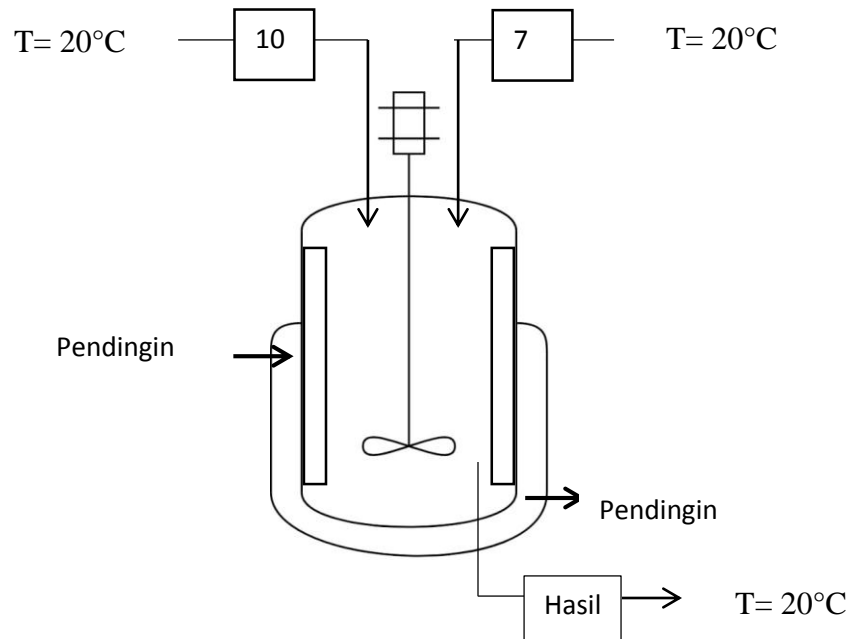
Fungsi : Menetralkan larutan asam nitrat sebanyak 327,36 kg/jam dan asam sulfat sebanyak 504,39 kg/jam dengan larutan natrium karbonat sebanyak 820,38 kg/jam

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk

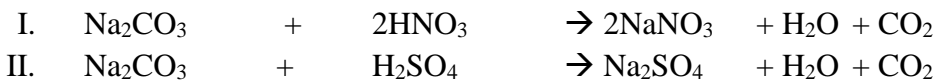
Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 20°C



Reaksi yang terjadi di Netralizer:



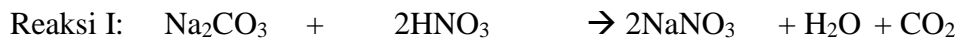
1. Neraca Massa

Dari perhitungan neraca massa, diperoleh komposisi umpan sebagai berikut

a. Arus 7

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₈ O ₃	92,0938	0,00076	0,07
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	227,0865	8,3511	1896,43
HNO ₃	63,0128	5,1951	327,36
H ₂ SO ₄	98,0784	5,1427	504,39

H ₂ O	18,0152	27,9984	504,4
Total		46,6882	3232,65



HNO_3 mula-mula = 5,20 kmol

Na_2CO_3 mula-mula = $\frac{1}{2} \times 5,20 \text{ kmol} = 2,6 \text{ kmol}$

Asumsi konversi 100%, sehingga diperoleh,

NaNO_3 yang bereaksi = 5,20 kmol

H_2O yang bereaksi = 2,6 kmol

CO_2 yang bereaksi = 2,6 kmol



H_2SO_4 mula-mula = 5,14 kmol

Na_2CO_3 mula-mula = $\frac{1}{2} \times 5,14 \text{ kmol} = 2,57 \text{ kmol}$

Asumsi konversi 100%, sehingga diperoleh,

H_2SO_4 yang bereaksi = 5,14 kmol

H_2O yang bereaksi = 2,57 kmol

CO_2 yang bereaksi = 2,57 kmol

Maka umpan masuk penetral Na_2CO_3

Arus 10 (Na_2CO_3 12%)

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
Na_2CO_3	105,98844	7,74	820,38
H_2O	18,01528	361,94	6016,12
Total		388,37	6836,5

Neraca Massa Total

Komponen	Masuk				Keluar			
	Arus 7		Arus 10		Arus 11		Arus 12	
	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa	kg/jam	% massa
C ₃ H ₈ O ₃	0,07	0,00			0,07	0,00		
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1896,43	58,66			1896,43	19,49		
HNO ₃	327,36	10,13						
H ₂ SO ₄	504,39	15,60						
Na ₂ CO ₃			820,38	12				
NaNO ₃					441,56	4,54		
Na ₂ SO ₄					730,48	7,51		
H ₂ O	504,40	15,60	6016,12	88	6659,96	68,46		
CO ₂							340,65	100
Total	3232,65	100	6836,50	100	9728,50	100	340,65	100
	10069,15				10069,15			

2. Neraca Panas

Diketahui Cp (kJ/kmol K) dari Yaws,1999 dan Perry's untuk masing-masing komponen sebagai berikut:

$$C_p \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 : 132,145 + 0,86007 T + (-1,97 \cdot 10^{-3}) T^2 + 1,81 \cdot 10^6 T^3$$

$$C_p \text{ C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9 : 3 + 0,81996 T$$

$$C_p \text{ HNO}_3 : 214,478 + (-0,76762) T + 1,50 \cdot 10^{-3} T^2 + (-3,02 \cdot 10^{-7}) T^3$$

$$C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 : 26,004 + 7,0337E-1T + (-1,385610^{-3})T^2 + 1,034210^{-6}T^3$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} : 92,053 + (-0,039953) T + (-2,11 \cdot 10^{-4}) T^2 + 5,35 \cdot 10^{-7} T^3$$

$$C_p \text{ Na}_2\text{CO}_3 : 120,9176$$

$$C_p \text{ NaNO}_3 : 155,6448$$

$$C_p \text{ Na}_2\text{SO}_4 : 12,202 + 0,581T + (-6,06 \cdot 10^{-4})T^2$$

$$C_p \text{ CO}_2 : 27,437 + 4,23E-02T + (-1,96 \cdot 10^{-5})T^2 + 4,00E-09T^3 + (-2,99E-13)T^4$$

a. Panas masuk netralizer

T masuk = 20°C

T ref = 25 °C

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Cp dT	ni. Cp dT (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	0,07	0,00	1302,51	0,93
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1896,43	8,35	1226,49	10242,58
HNO ₃	327,36	5,20	552,86	2872,23
H ₂ SO ₄	504,39	5,14	697,72	3588,14
Na ₂ CO ₃	820,38	7,74	604,59	4679,68
H ₂ O	6520,52	361,94	378,08	136845,43
Jumlah	10069,15	388,37		158229,00

b. Panas keluar netralizer

T keluar = 20 °C

T ref = 25 °C

Komponen	Massa (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Cp dT	ni. Cp dT (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	0,07	0,00	-1302,51	-0,93
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1896,43	8,35	-1226,49	-10242,58
NaNO ₃	441,56	5,20	-778,22	-4043,03
Na ₂ SO ₄	730,48	5,14	-61,01	-3369,48
CO ₂	340,65	7,74	-191,67	-1483,59
H ₂ O	6659,96	369,68	-378,08	-139771,91
Jumlah	10069,15	133,57		-158911,52

c. Panas reaksi

- Reaksi 1

Komponen	Mol yang bereaksi (mol/jam)	Hf ₂₉₈ (kkal/mol)	ΔH _{r298} (kkal/jam)
HNO ₃	-5195,18	-41,35	214820,85

Na ₂ CO ₃	-2597,59	-269,46	699947,12
NaNO ₃	5195,18	-106,88	-555261,25
CO ₂	2597,59	-94,052	-244308,72
H ₂ O	2597,59	-68,3174	-177460,73
Jumlah			-62262,72

$$\Delta H_{r298} = \Delta H_{r\text{produk}} - \Delta H_{r\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_{r298} = -62262,72 \text{ kkal/jam}$$

$$= -260507,22 \text{ kJ/jam}$$

- Reaksi 2

Komponen	Mol yang bereaksi (mol/jam)	Hf298(kcal/mol)	ΔH_{r298} (kkal/jam)
H ₂ SO ₄	-5142,65	-193,69	996080,34
Na ₂ CO ₃	-5142,65	-269,46	1385739,12
Na ₂ SO ₄	5142,65	-330,82	-1701292,27
CO ₂	5142,65	-94,052	-483676,74
H ₂ O	5142,65	-68,3174	-351332,64
Jumlah			-154482,19

$$\Delta H_{r298} = \Delta H_{r\text{produk}} - \Delta H_{r\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_{r298} = -154482,19 \text{ kkal/jam}$$

$$= -646353,49 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga total panas reaksi

$$\Delta H^{\circ}_{RT} = \text{Panas reaksi 1} + \text{Panas reaksi 2}$$

$$= -907543,23 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi tersebut merupakan reaksi eksotermis karena ΔH°_{RT} bernilai negatif (-), sehingga diperlukan pendingin untuk menjaga netralizer agar sesuai dengan suhu reaksi.

Neraca Panas pada Netralizer:

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Panas masuk	158229,00	Panas keluar	-158911,52
Panas reaksi	-907543,23	Panas yang diserap pendingin	-590402,71
Total	-749314,23	Total	-749314,23

Suhu Keluar Netralizer Apabila Tidak Menggunakan Pendingin (Adiabatis Q=0)

$$T_{\text{trial}} = 45,84 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 &= \int_{298}^{318,84} C_p \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ dT} \\ &= \int_{298}^{318,84} (132,145 + 0,86007T - 1,97 \cdot 10^{-3}T^2 + 1,81 \cdot 10^{-6}T^3) \text{ dT} \\ &= 2112,96 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 &= n \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \times \int_{298}^{420,82} C_p \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ dT} \\ &= 0,00072 \text{ kmol/jam} \times 2112,96 \text{ kJ/kmol} \\ &= 0,93 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama diperoleh panas keluar netralizer

Panas keluar netralizer pada suhu 318,84 K

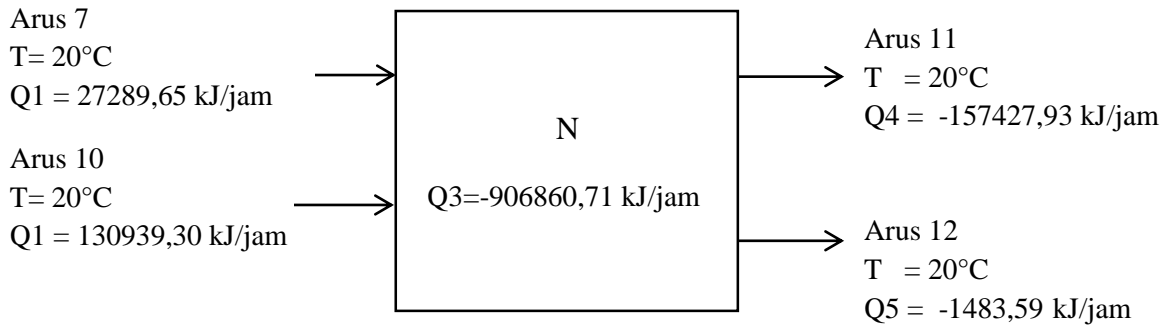
Komponen	massa (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	ni Cp dT (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	0,07	0,00072	2112,96	1,51
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1896,43	8,35	-1148,95	-9595,04
NaNO ₃	441,56	5,20	3244,63	16856,47
Na ₂ SO ₄	730,48	5,14	-339,82	-1747,59
CO ₂	340,65	7,74	517,47	4005,40
H ₂ O	6659,96	369,68	2001,15	739793,48
Total	10069,15	396,11		749314,23

$$\text{Panas masuk } (\Delta H_{\text{reaktan}}) + \text{panas reaksi } (\Delta H_R) = -749314,2 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{RT} = \text{Panas masuk } (\Delta H_{\text{reaktan}}) + \text{panas reaksi } (\Delta H_R) + \text{panas keluar } ((\Delta H_{\text{produk}}))$$

Dengan menggunakan goalseek diperoleh $T = 45,84^\circ\text{C} = 318,84 \text{ K}$

Diagram Alir



3. Merancang Dimensi Netralizer

A. Menentukan Volume Netralizer

Komponen	F (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	ρ (kg/liter)	qo (liter/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	0,00	0,07	1,260	0,05
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	8,35	1896,43	1,593	1190,20
HNO ₃	5,20	327,36	1,517	215,82
H ₂ SO ₄	5,14	504,39	1,839	274,24
Na ₂ CO ₃	7,74	820,38	1,124	729,62
H ₂ O	361,94	6520,52	1,032	6317,48
Total	388,37	10069,15		8727,40

Diketahui :

$$\text{Waktu tinggal } (\Theta) = 0,33 \text{ jam}$$

$$\text{Volume fluida didalam netralizer } (V_L) = 8727,4 \text{ liter/jam} \times 0,33 \text{ jam}$$

$$= 2909,1332 \text{ liter}$$

$$= 2,9091 \text{ m}^3$$

B. Menentukan Tinggi dan Diameter Netralizer

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88

Diperoleh :

$$\begin{aligned}V_{\text{torispherical}} = V_H &= 0,000049 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam in)} \\ &= 8,0296 \times 10^{-10} \text{ ID}^3 \text{ (d dalam m)}\end{aligned}$$

$$V_{\text{netralizer}} = \text{Volume Shell (Vs)} + \{2 \times \text{Volume Head (V}_H)\}$$

Dimana :

$$V_{\text{shell (Vs)}} = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H$$

Maka :

$$\begin{aligned}V_{\text{netralizer}} &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times H\} + (2 \times V_H) \\ &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times 1,5D\} + (2 \times V_H) \\ &= \{(1/4 \cdot 1,5) \times \pi \times D^3\} + (2 \times V_H) \\ &= 1,1786D^3 + (2 \times 8,0296 \times 10^{-10} D^3) \\ &= 1,1786D^3 + 1,60593 \times 10^{-09} D^3\end{aligned}$$

$$V_{\text{netralizer}} = 1,1786D^3$$

Maka,

$$\text{Inside Diameter (ID)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume netralizer}}{1,1786}}$$

Sehingga diperoleh Inside Diameter (ID)

$$\text{ID} = \sqrt[3]{\frac{2,9091 \text{ m}^3}{1,1786}} = 1,3515 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,3515 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 4,8403 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,3515 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} = 53,207 \text{ in}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned}H_s &= 1,5 \times \text{ID} \\ &= 1,5 \times 1,3515 \text{ m} \\ &= 2,027 \text{ m}\end{aligned}$$

$$H_s = 2,027 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 6,651 \text{ ft}$$

$$H_s = 2,027 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} = 79,8106 \text{ in}$$

C. Menentukan Tebal Dinding Netralizer (ts)

Netralizer terdiri atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head).

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and Young, persamaan 13.1 hal.254})$$

Keterangan :

C = Faktor Korosi

P_{desain} = Tekanan Terukur

r_i = Jari-jari dalam Shell

f = Stress yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih : Baja Stainless Steel SA 167 Type 316. Stres maksimum yang diijinkan (f) pada suhu 176°F diperoleh dari hal 342, Brownell and Young adalah 18750 psi.

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050

b. Jari – Jari dalam Shell

Jari-Jari dalam Shell (r_i) = (1/2) x ID netralizer

$$= (1/2) \times 53,207 \text{ in}$$

$$= 26,6035 \text{ in}$$

c. Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan Double Welded butt Joint dengan efisiensi sambungan (E) sebesar 0,8. Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young.

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Ther-mally Stress Re-lieved	Maxi-mum Joint Effi-ciency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80

d. Faktor Korosi

Faktor korosi (C) untuk stainless steel yang diijinkan adalah $\frac{1}{8} = 0,125$ in.

(Tabel 6, Timmerhaus, 1958 : 542)

e. Tekanan Perancangan

P operasi = 1 atm = 14,696 psi

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\
 &= 1,1 \times 14,696 \text{ psi} \\
 &= 16,1656 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

f. Tebal Dinding Netralizer (ts)

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C = \frac{16,1656 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \times 26,6035 \text{ in}}{18750 \text{ lb}/\text{in}^2 \times 0,8 - 0,6 \times 16,1656 \text{ lb}/\text{in}^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$ts = 0,1537 \text{ in}$$

Diambil tebal shell standar = 3/16 in = 0,1875 in (Brownell and Young, hal.88).

$$\text{Outside Diameter (OD)} = \text{ID} + 2 \times t_{\text{shell}} \text{ standar}$$

$$\begin{aligned}
&= 53,207 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\
&= 53,207 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\
&= 1,361 \text{ m}
\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 hal.91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 54 in :

$$\text{OD standar} = 60 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 1,3716 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$\begin{aligned}
\text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times t_{\text{shell standar}} \\
&= 54 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\
&= 53,625 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\text{ID} = 53,625 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 1,3621 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,3621 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 4,4687 \text{ ft}$$

D. Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

a. Menentukan Jenis Head

Untuk menentukan bentuk-bentuk head ada 3 pilihan :

a. Flanged and Standard Dished Head

Digunakan untuk vesel proses bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. Selain itu harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil. (Brownell & Young, 1959 : hal 86).

b. Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig sampai 200 psig dan harganya cukup ekonomis. (Brownell & Young, 1959 : hal 88)

c. Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. (Brownell & Young, 1959 : hal 92).

Jenis head yang dipilih adalah Torispherical Flanged and Dished Head. Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig.

Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167. tipe : 316 dengan tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18750 psi. (Brownell and Young, hal 342).

Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis Double Welded but Joint (E) = 0,8. (Brownell and young, tabel 13.2, hal 254)

Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542)

Pdesain = 16,1656 psi

b. Menentukan Ketebalan Torispherical Head

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Persamaan 7.77, Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

th = Tebal head (in)

W = Faktor intensifikasi stress

f = Allowable stress untuk Plate Steel SA-167 tipe : 316

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosion allowance

P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi Stress (W)

Dengan nilai OD standar 54 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

rc = 54 in

icr = $3 \frac{1}{4}$ in

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{54}{3,25}} \right) \\ &= 1,769 \end{aligned}$$

Maka, Ketebalan Torispherical Head

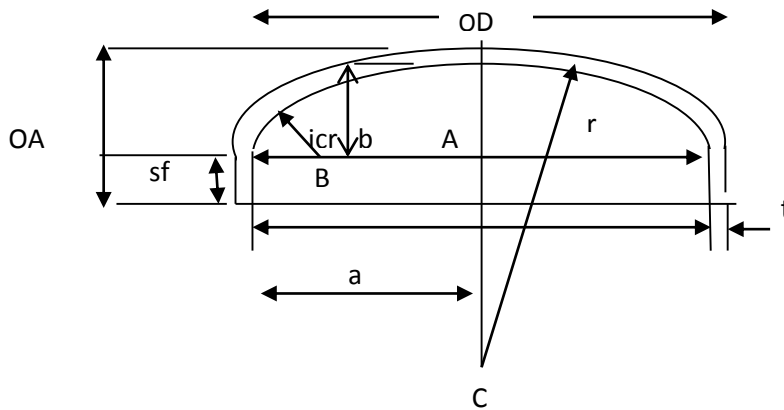
$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

$$= \frac{16,1656 \text{ lbf/in}^2 \times 54 \text{ in} \times 1,769}{2 \times 18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,8 - 0,2 \times 16,1656 \text{ lbf/in}^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$th = 0,1765 \text{ in}$$

Dipakai tebal head (th) standar 3/16 in = 0,1875 in.

c. Menentukan Tinggi Torispherical Head



Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

rc = Jari-jari kelengkungan (in)

sf = Flange lurus (straight flange) (in)

th = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius / jari-jari shell (in)

ID = Inside diameter (in)

Berdasarkan tebal head standar (3/16), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 – 2 in.

(Tabel 5.8 hal.93 Brownell and Young)

Dipilih Sf = 2,25 in

$$a = \frac{ID \text{ koreksi}}{2}$$

$$= \frac{53,625 \text{ in}}{2}$$

$$= 26,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 26,8125 \text{ in} - 3,25 \text{ in}$$

$$= 23,5625 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 54 \text{ in} - 3,25 \text{ in}$$

$$= 50,75 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(50,75 \text{ in})^2 - (23,5625 \text{ in})^2}$$

$$= 44,9485 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 54 \text{ in} - 44,9485 \text{ in}$$

$$= 9,0515 \text{ in}$$

$$\text{Maka tinggi head (OA)} = th \text{ standar} + b + Sf$$

$$= 0,1875 \text{ in} + 9,0515 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 11,239 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}}$$

$$= 0,2855 \text{ m}$$

E. Menentukan Tinggi Total Netralizer

$$\text{Tinggi total netralizer} = \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head}$$

$$= 79,8106 \text{ in} + 2 \times 11,239 \text{ in}$$

$$= 102,2885 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total netralizer} = 102,2885 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}}$$

$$= 2,5981 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total netralizer} = 2,5981 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$$

$$= 8,5239 \text{ ft}$$

F. Menentukan Tinggi Larutan dalam Netralizer

$$A = (\pi/4) \times ID \text{ koreksi}^2$$

$$= \{(22/7)/4\} \times 1,3621^2 \text{ m}^2$$

$$= 1,4564 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter dalam netralizer (ID)} = 53,625 \text{ in}$$

$$\text{Volume head bawah (V}_H) = \text{Volume head atas (V}_H)$$

$$= 0,000049 D^3$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,000049 \times (53,625 \text{ in})^3 \\
 &= 7,5561 \text{ in}^3 \times \left(\frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}}\right)^3 \\
 &= 0,000123 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 2,9091 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dibagian shell (V}_L) &= \text{Volume larutan} - \text{Volume head bawah} \\
 &= 2,9091 \text{ m}^3 - 0,000123 \text{ m}^3 \\
 &= 2,9090 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam bagian shell (H}_{L,S}) &= \frac{V_L}{A} \\
 &= \frac{2,9090 \text{ m}^3}{1,4564 \text{ m}^2} \\
 &= 1,9975 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam shell dan head bawah (H}_L) &= H_{L,S} + OA \\
 &= 1,9975 \text{ m} + 0,2855 \text{ m} \\
 &= 2,283 \text{ m} \\
 &= 2,283 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
 &= 7,4901 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

G. Menentukan Pengaduk Netralizer

$$\text{Suhu didalam netralizer} = 20^\circ\text{C} + 273 = 293 \text{ K}$$

$$= (20^\circ\text{C} \times \frac{9}{5}) + 32 = 68^\circ\text{F}$$

Pengaduk yang akan digunakan dalam netralizer dipilih berdasarkan viskositas total komponen masuk netralizer pada suhu 20°C.

Pengaduk pada Netralizer (R)

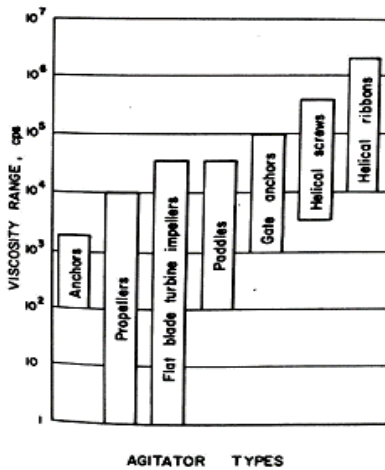
a. Menentukan Jenis Pengaduk

Menentukan viskositas campuran komponen masuk netralizer

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	Fraksi Massa (x)	μ (cP)	$x \cdot \mu$ (cP)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	0,07	0,000	1078,9949	0,0071
$\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9$	1896,43	0,188	51,4038	9,6814
HNO_3	327,36	0,033	0,8646	0,0281

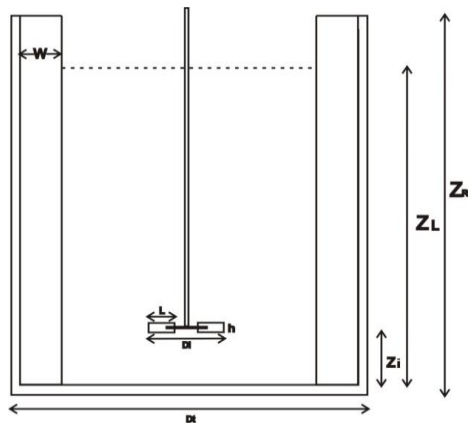
H ₂ SO ₄	504,39	0,050	28,7995	1,4426
Na ₂ CO ₃	820,38	0,081	3,4000	0,2770
H ₂ O	6520,52	0,648	1,0292	0,0838
Total	10069,15	1,000	1164,4920	11,520

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, Reinhold New York , 1966)



Gambar 24. Agitator Type

Untuk viskositas 11,52 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah propellers atau Flat Blade Turbines (Rase H.F , Fig 8.4 Halaman 341). Dipilih Flat Blade Turbines Impeller karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk netralizer dengan proses continuous. (Rase H.F, Halaman 344)



Komponen Bagian Netralizer

Keterangan:

Z_R : Tinggi reaktor

Z_L : Tinggi fluida

Z_i : Tinggi pengaduk dari dasar

D_t : Diameter reaktor

D_i : Diameter pengaduk

L : Panjang pengaduk

h : Lebar pengaduk

w : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hlm. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (flat blade turbines impellers) :

$$Dt/Di = 3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4$$

$$w/Di = 0,1$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

1. Jumlah Blade = 6 buah
2. Jumlah Baffle = 4 buah
3. Diameter Impeller (D_i) = $1/3 \times$ Diameter tangki (D_t)
= $1/3 \times 1,3621 \text{ m}$
= $0,454 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 1,4896 \text{ ft}$
4. Tinggi Impeller dari dasar (Z_i) = diambil $Z_i/D_i = 1$
= D_i
= $0,454 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
= $1,4896 \text{ ft}$
5. Lebar Blade Impeller (h) = $1/5 \times D_i$
= $1/5 \times 0,454 \text{ m}$
= $0,0908 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 0,2979 \text{ ft}$
6. Panjang Blade Impeller (L) = $1/4 \times D_i$
= $1/4 \times 0,454 \text{ m}$
= $0,1135 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
= $0,3724 \text{ ft}$
7. Lebar Baffle (W) = $0,1 \times D_i$
= $0,1 \times 0,454 \text{ m}$
= $0,0454 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
= $0,149 \text{ ft}$

b. Menentukan Kecepatan Pengaduk

Densitas Campuran Komponen Masuk Netralizer

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa (xi)	ρ (kg/liter)	xi. ρ
C ₃ H ₈ O ₃	0,07	0,0000	1,260	0,0000
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1896,43	0,1883	1,593	0,3001
HNO ₃	327,36	0,0325	1,517	0,0493
H ₂ SO ₄	504,39	0,0501	1,839	0,0921
Na ₂ CO ₃	820,38	0,0815	1,124	0,0916
H ₂ O	6520,52	0,6476	1,032	0,6684
Total	10069,15	1,0000		1,2015

Berdasarkan Rase, H.F., (1977), vol.1., hlm. 345, 366, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbine Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit.

Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit.

Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{(22/7) \times 1,4896 \text{ ft}}$$

$$N = 128,1644 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ sekon}}$$

$$N = 2,1361 \text{ rps}$$

Dari Wallas, halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 128,1644 rpm adalah 155 rpm.

$$N \text{ standar} = 155 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ sekon}} = 2,5833 \text{ rps}$$

c. Menentukan Bilangan Reynold

Rumus yang digunakan

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan rumus :

$$\begin{aligned}\rho &= \rho \text{ campuran umpan masuk} = 1,2015 \text{ kg/liter} = 75,0102 \text{ lb/ft}^3 \\ N &= \text{Kecepatan pengadukan} = 2,5833 \text{ rps} \\ Di &= \text{Diameter impeller} = 1,9896 \text{ ft} \\ \mu &= \text{Viskositas campuran umpan masuk netralizer} \\ &= 11,52 \text{ cP} \times \frac{0,000671969 \text{ lb/ft.s}}{\text{cP}} \\ &= 0,0077 \text{ lb/ft.s}\end{aligned}$$

Maka, nilai bilangan reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu} = \frac{75,0102 \text{ lb/ft}^3 \times 2,5833 \text{ rps} \times (1,4896 \text{ ft})^2}{0,0077 \text{ lb/ft.s}}$$

$$NRe = 55541,1004$$

Dari gambar 8.8 (Rase H.F, 1957), untuk six blade turbine dengan $NRe > 10$, nilai Np (power number) yang didapat adalah = 5,5.

d. Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}P &= \text{Daya penggerak (watt)} \\ Np &= \text{Power Number} \\ \rho &= \text{Densitas fluida yang diaduk (kg/m}^3\text{)} \\ N &= \text{Kecepatan pengaduk standar (1/s)} \\ Di &= \text{Diameter pengaduk (m)}\end{aligned}$$

Maka, tenaga pengaduk

$$\begin{aligned}P &= 5,5 \times 1201,5489 \text{ kg/m}^3 \times (2,5833 \text{ rps})^3 \times (0,454 \text{ m})^5 \\ &= 5,5 \times 1201,5489 \text{ kg/m}^3 \times 17,2402 \text{ rps}^3 \times 0,0193 \text{ m}^5 \\ &= 2198,0782 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 2198,0782 \text{ J/s} \\ &= 2198,0782 \text{ Watt} \times \frac{\text{kWatt}}{1000 \text{ Watt}} \\ &= 2,1981 \text{ kWatt}\end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari Tabel 3.1 Towler, halaman 111 :

Tabel Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

Dengan daya penggerak 2,1981 kWatt < 5 kWatt, sehingga efisiensinya adalah 80%.

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{2,1981 \text{ kWatt}}{0,80} \\
 &= 2,7476 \text{ kWatt} \times \frac{1,34102 \text{ HP}}{1 \text{ kWatt}} \\
 &= 3,6831 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, E.F., Applied Process design for Chemical and Petrochemical Plants, Gulf, Publishing, Co. Houston, Texas, 2001, edisi 3, halaman 628 :

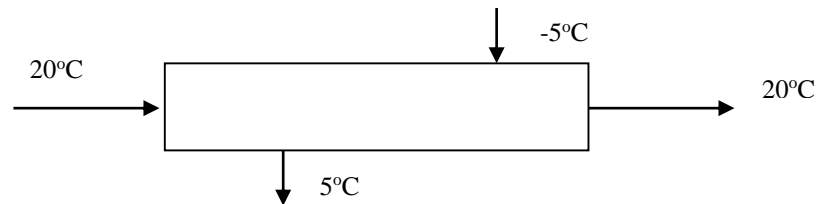
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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 motor pengaduk standar = 5 HP

Perancangan Alat Pendingin

Pendingin yang digunakan yaitu brine CaCl₂ 25%



Skema Aliran Pendingin

1. Kebutuhan Brine Pendingin

Suhu masuk brine = $-5^{\circ}\text{C} = 23^{\circ}\text{F}$

Suhu keluar brine = $5^{\circ}\text{C} = 41^{\circ}\text{F}$

Suhu rata-rata = $\frac{-5^{\circ}\text{C} + 5^{\circ}\text{C}}{2} = 0^{\circ}\text{C} = 32^{\circ}\text{F}$

Sifat fisis brine pada suhu 32°F :

- Kapasitas Panas (C_p) = $0,67 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$
- Densitas (ρ) = $78,62 \text{ lb/ft}^3$
- Viskositas (μ) = $22,73 \text{ lb/ft jam}$
- Konduktivitas Panas (k) = $0,3$

Perancangan Pendingin pada Netralizer

1. Kebutuhan Brine Pendingin (W)

Panas yang harus diserap (Q)

$$Q = 590402,7143 \text{ kJoule/jam} \times \frac{0,947817 \text{ Btu}}{\text{kJoule}}$$
$$= 559593,7754 \text{ Btu/jam}$$

Kebutuhan brine (W)

$$Q = W \times C_p \times \Delta T$$

$$W = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

Keterangan :

Q = Jumlah panas yang diserap (kJ/jam)

Cp = Panas jenis pendingin (kJ/kg.K)

ΔT = beda suhu pendingin (K)

Maka,

$$\begin{aligned} W &= \frac{559593,7754 \text{ Btu/jam}}{0,67 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \cdot (41-23)^\circ\text{F}} \\ &= 46400,8106 \text{ lb/jam} \times \frac{0,453592 \text{ kg}}{\text{lb}} \\ &= 21047,0536 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Pemilihan Media Pendingin

T₁ = Suhu umpan masuk netralizer = 20°C = 68°F

T₂ = Suhu hasil reaksi keluar netralizer = 20°C = 68°F

t₁ = Suhu masuk brine pendingin = -5°C = 23°F

t₂ = Suhu keluar brine pendingin = 5°C = 41°F

Di mana :

$$T_1 - t_1 = 45^\circ\text{F}$$

$$T_2 - t_2 = 27^\circ\text{F}$$

Beda suhu rata-rata, dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}} = \frac{45^\circ\text{F} - 27^\circ\text{F}}{\ln \frac{45^\circ\text{F}}{27^\circ\text{F}}} \\ &= 35,2371 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan pendingin menggunakan jaket atau koil

Menghitung luas perpindahan panas (A)

Dari tabel 8 Kern (1983 : 840) untuk jenis pendingin yang digunakan Hot Fluid Water dan Cold Fluid Brine, maka :

$$\text{Range } U_D = 100 - 200 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dirancang } U_D = 200 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Di mana :

U_D = Koefisien transfer panas desain keseluruhan (Btu/jam.ft².°F)

Dari persamaan 6.11 Kern (1983 : 107)

$$Q = U_D \times A \times \text{LMTD}$$

Maka,

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}} \\ &= \frac{559593,7754 \text{ Btu/jam}}{200 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 35,2371\text{F}} \end{aligned}$$

$$A = 79,4041 \text{ ft}^2 \times \frac{0,092903 \text{ m}^2}{1 \text{ ft}^2}$$

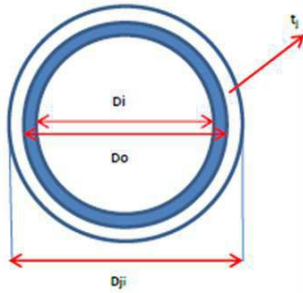
$$A = 7,3769 \text{ m}^2$$

Menghitung luas selimut netralizer

$$\begin{aligned} A &= (\pi \times \text{OD} \times H_{L,S}) + \text{Luas selimut head bawah} \\ &= (\pi \times \text{OD} \times H_{L,S}) + (2 \times \pi \times r^2) \\ &= (3,14 \times 1,3716 \text{ m} \times 1,9975 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times (\frac{1,3716}{2})^2 \text{ m}^2) \\ &= 8,6108 \text{ m}^2 + 2,9563 \text{ m}^2 \\ &= 11,5671 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas lebih kecil daripada luas selimut netralizer maka digunakan jaket pendingin.

Perancangan Jacket Pendingin



Menentukan Kecepatan Volumetrik Brine

$$\begin{aligned}F_v &= \frac{W}{\rho_{\text{brine}}} \\&= \frac{46400,8106 \text{ lb/jam}}{78,62 \text{ lb/ft}^3} \\&= 590,1909 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} \times \frac{(0,3048)^3 \text{ m}^3}{\text{ft}^3} \\&= 16,7123 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume brine} &= F_v \times \text{Waktu tinggal} \\&= 16,7123 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\&= 8,3562 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Mencari Diameter Jacket Dalam

$$D_{ji} = \sqrt{\left(V_j + \frac{OD^2}{4} \times H \right) \times \frac{4}{H}}$$

Dengan

V_j = Volume jaket (m³)

D_{ji} = diameter dalam jaket (m)

H = tinggi netralizer (m)

OD = diameter luar jaket (m)

Maka,

$$\begin{aligned}
D_{ji} &= \sqrt{(8,3562 \text{ m}^3 + \frac{1,3716^2 \text{ m}}{4} \times 2,5981 \text{ m} \times \frac{4}{2,5981 \text{ m}})} \\
&= 3,84 \text{ m} \\
&= 151,1842 \text{ in} \\
&= 12,598 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Jacket Pendingin (tj)

$$t_j = \frac{P_d \times R_{ji}}{(S \times E) + (0,4 \times P_d)} + C$$

Dengan

tj = tebal jacket pendingin (in)

Pd = Tekanan design (psi)

Rji = jari-jari dalam jacket (in)

S = Allowable stress (psi)

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Maka,

$$\begin{aligned}
t_j &= \frac{16,1656 \text{ psi} \times 75,592 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 + 0,4 \times 16,1656 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\
&= 0,00814 \text{ in}
\end{aligned}$$

Maka, dipilih tebal jacket standar 3/16 in = 0,1875 in

Menentukan Diameter Luar Jacket (Djo)

$$\begin{aligned}
D_{jo} &= D_{ji} + (2 \times t_j) \\
&= 151,1842 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\
&= 151,5592 \text{ in} \\
&= 3,8496 \text{ m} \\
&= 12,629 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Menghitung Reynold Pendingin

$$Re = \frac{L^2 x N x \rho}{\mu}$$

Dengan

Re = Bilangan reynold pendingin

L = Panjang pengaduk (ft)

N = Kecepatan pengaduk (rev/jam)

ρ = Densitas pendingin (lb/ft³)

μ = Viskositas pendingin (lb/ft.jam)

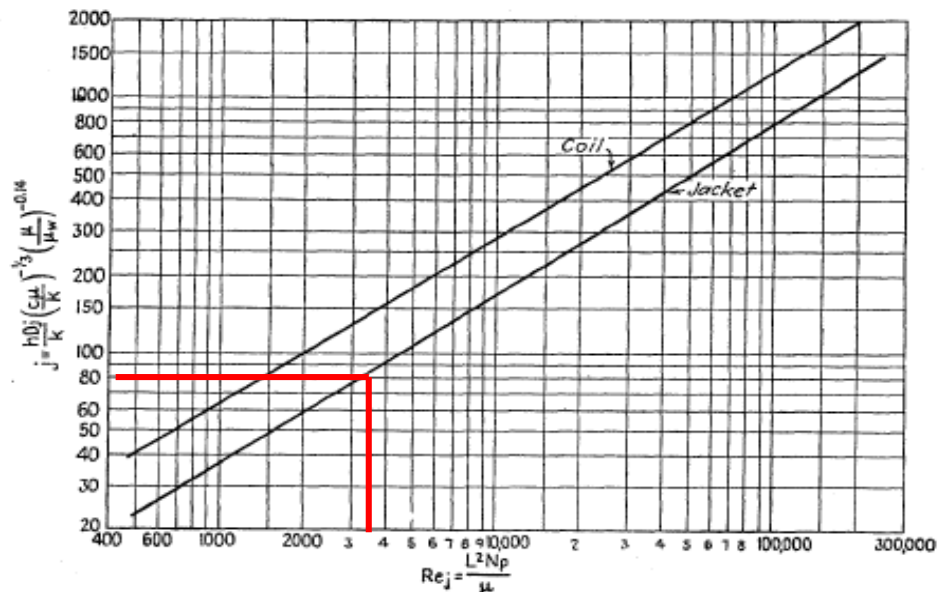
Maka,

$$Re = \frac{0,1387 \text{ ft}^2 \times 7689,8624 \frac{\text{rev}}{\text{jam}} \times 78,62 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{22,73 \text{ lb/ftjam}}$$

$$Re = 3688,5083$$

Aliran dalam pipa turbulen karena bilangan Reynold > 4000

Dari fig 20.2(Kern, 1976) diperoleh heat transfer koefisien (hi)



Dari grafik diperoleh $j_H = 80$

Mencari nilai hi

$$hi = jH \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Dengan

k = Konduktivitas Thermal (BTU/ft.jam (°F/ft))

c = Kapasitas panas (BTU/lb.ft)

ID = Inside Diameter (ft)

μ = Viskositas pendingin (lb/ft.jam)

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,3 \frac{BTU}{ft} \left(\frac{°F}{ft} \right)}{12,598 \text{ ft}}$$

$$= 0,0238 \text{ BTU/ft.jam}(°F/ft)$$

$$\frac{c \cdot \mu}{k} = \frac{0,67 \frac{BTU}{lb} \cdot F \times 22,73 \frac{lb}{ft} \cdot \text{jam}}{0,3 \frac{BTU}{ft^2} \cdot \text{jam} \left(\frac{°F}{ft} \right)}$$
$$= 50,7636$$

Maka,

$$hi = 80 \times 0,0238 \times 3,3702$$

$$hi = 7,0534 \text{ BTU/jam}(ft^2°F)$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$$
$$= 7,0534 \times \frac{12,598}{12,629}$$
$$= 7,036 \text{ BTU/jam } ft^2 \text{ } °F$$

Menghitung Overall Koefisien (Uc)

Mencari ho untuk pendingin menggunakan persamaan

$$ho = 0,00265 \times \text{Nreynold}$$
$$= 0,00265 \times 3688,5083$$
$$= 9,7745 \text{ BTU/jam } ft^2 \text{ } °F$$
$$= 55,5024 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

Menghitung Nilai Uc

$$Uc = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$$
$$= \frac{9,7745 \frac{BTU}{jam} \cdot ft^2 \text{ } °F \times 7,036 \frac{BTU}{jam} \cdot ft^2 \text{ } °F}{9,7745 \frac{BTU}{jam} \cdot ft^2 \text{ } °F + 7,036 \frac{BTU}{jam} \cdot ft^2 \text{ } °F}$$

$$= 4,0911 \frac{BTU}{jam} \cdot ft^{2\circ F}$$

Nilai Rd (fouling factor) yang diijinkan 0,001-0,003, dipilih Rd = 0,002

Maka,

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{Uc} + Rd}$$

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{4,0911 \frac{BTU}{jam} \cdot ft^{2\circ F}} + 0,002}$$

$$= 4,0579 \text{ BTU/jam } ft^{2\circ F}$$

Menentukan Volume Netralizer

Volume Netralizer = volume fluida + volume pengaduk + volume baffle
x (Angka keamanan)

Volume fluida = 2,9091 m³

Volume pengaduk = jumlah impeller x lebar impeller x tinggi impeller x panjang impeller
= 1 x 0,0908 m x 0,454 m x 0,1135 m
= 0,00468 m³

Volume baffle = jumlah baffle x panjang baffle x lebar baffle x tebal baffle
= 4 x 2,027 m x 0,0454 m x 0,0454 m
= 0,0167 m³

Volume total netralizer = 2,9305 m³
= 2930,5281 liter
= 774,2455 gallon

Menurut Peters dan Timmerhaus (1991) halaman 37 tabel 6, *overdesign* yang direkomendasikan untuk “*Continous Reactor*” adalah 20%. Untuk perancangan, volume netralizer diambil *over design* 20% sehingga menjadi 120% dari volume totalnya.

Volume netralizer = volume total x (1 + Over design)
= 2,9305 m³ x (1 + 0,2)
= 2,9305 m³ x 1,2
= 3,5166 m³
= 3516,6337 liter

Netralizer berbentuk silinder tegak dan berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D : H yang dipilih adalah 1 : 1.

$$\begin{aligned} \text{Volume netralizer} &= 3516,6337 \text{ liter} \times 0,2642 \frac{\text{gallon}}{\text{liter}} \\ &= 929,0946 \text{ gallon} \end{aligned}$$

Distandarkan dengan volume reaktor standar (Tabel 7.3. Silla, 2003)

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

Rated Capacity ^a gal	Actual Capacity ^a gal	Jacket Area ^b ft ²	Outside Diameter ^c in	Straight Shell ^c in
500	559	75	54	51
750	807	97	60	60
1000	1075	118	66	66
1200	1253	135	66	78
1500	1554	155	72	81
2000	2083	191	78	93
2500	2756	230	84	105
3000	3272	256	90	108
3500	3827	283	96	111
4000	4354	304	102	111
5000	5388	353	108	123
6000	6601	395	120	120
8000	8765	466	132	132
10,000	10,775	540	144	135

a) To convert gal to m³, multiply by 3.785x10⁻³.

b) To convert ft² to m², multiply by 9.29x10⁻².

c) To convert in to m, multiply by 2.54x10⁻².

Maka dipilih :

$$\begin{aligned} \text{Volume netralizer} &= 1000 \text{ gallon} \times \frac{\text{liter}}{0,2642 \text{ gallon}} \\ &= 3785,0114 \text{ liter} \\ &= 3,785 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tebal Isolasi Netralizer

Perhitungan tebal isolasi yang diperlukan menggunakan asumsi sebagai berikut:

- Suhu dinding dalam tangki sama dengan suhu media pendingin
- Suhu dinding luar isolator ($T_3 = 25^\circ\text{C}$)
- Perpindahan panas pada keadaan *steady state*

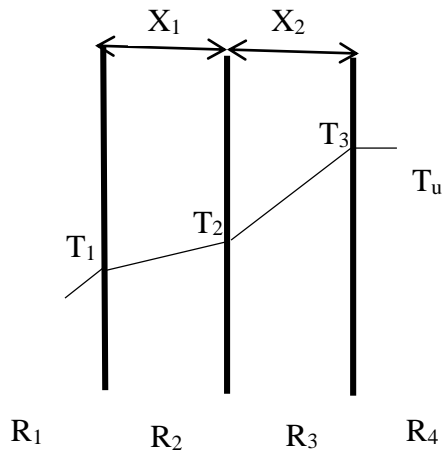
Bahan isolator adalah Polyurethane (range suhu -300 s.d 200 °F), dengan sifat-sifat berikut (Perry,2008):

$$k_i = 0,2595 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon_i = 0,93$$

Bahan dinding netralizer adalah Stainless Steel dengan sifat-sifat berikut (Holman, 1988):

$$k_s = 49,8633 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$



Keterangan:

- R_1 = tahanan konveksi fluida
- R_2 = tahanan konduksi dinding tangki
- R_3 = tahanan konduksi di dalam isolator
- R_4 = tahanan konveksi dinding luar isolator
- X_1 = tebal dinding
- X_2 = tebal isolasi
- T_u = suhu udara luar (30°C)
- T_1 = suhu dinding dalam tangki
- T_2 = suhu dinding luar tangki
- T_3 = suhu dinding isolator bagian luar

Skema Perpindahan Panas di Dinding Netralizer

Perpindahan kalor yang terjadi:

- Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam ke dinding luar tangki
- Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
- Perpindahan panas secara konveksi dari fluida ke dinding dalam tangki
- Perpindahan panas secara konveksi dari dinding luar isolator ke udara

Langkah perhitungan tebal isolasi:

- a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi Polyurethane-udara

$$T_f = \frac{1}{2} (T_3 + T_u) = \frac{1}{2} (25 + 30) = 27,5^\circ\text{C}$$

Pada suhu 25°C , sifat-sifat udara menurut Holman, 1988:

$$\nu = 1,57 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\beta = 1/(27,5 + 273) = 3,3278 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$k = 0,02624 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr} = 0,708$$

$$\rho = 1,1774 \text{ kg/m}^3$$

Dimensi netralizer:

$$L = 2,836 \text{ m}$$

$$R_1 = 0,752 \text{ m}$$

$$R_2 = 0,762 \text{ m}$$

Untuk mengetahui sifat aliran udara, maka perlu menghitung nilai bilangan Rayleigh dengan persamaan:

$$\text{Ra} = \text{Gr} \times \text{Pr}$$

$$\text{Ra} = \frac{g \beta (T_u - T_3) L^3}{\nu^2} \text{Pr}$$

Dengan:

$$g = \text{percepatan gravitasi bumi } (9,8 \text{ m/s}^2)$$

$$L = \text{Tinggi tangki reaktor (m)}$$

$$\text{Ra} = \frac{9,8 \times 3,3278 \times 10^{-3} \times (30 - 25) \times 2,836^3}{(1,57 \times 10^{-5})^2} \times 0,708$$

$$\text{Ra} = 1,07 \times 10^{10}$$

Dengan $\text{Ra} > 10^9$, maka aliran udara adalah turbulen, sehingga untuk menghitung nilai h_c dapat dipakai persamaan berikut (Tabel 7.2 Holman, 1986):

$$h_c = 1,31(\Delta T)^{1/3}$$

$$= 2,24 \text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{C}$$

b. Menghitung perpindahan panas konduksi tangki

$$q_k = \frac{2\pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}$$

$$q_k = \frac{2 \times 3,14 \times 49,8633 \frac{\text{W}}{\text{m}} \times 2,8361 \text{ m} \times (20 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{0,762}{0,7572}\right)}$$

$$q_k = 2835590,09 - 141779,5045T_2$$

a. Perpindahan panas konduksi isolator:

$$q_i = \frac{2\pi \cdot k_i \cdot L \cdot (T_3 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}$$

$$q_i = \frac{2,3,14 \cdot 0,2595 \frac{\text{W}}{\text{m}} \cdot 12,8361 \text{ m} \cdot (25 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,762}\right)}$$

b. Perpindahan panas konveksi isolator-udara

$$q_c = hc \cdot 2 \pi R_3 L (T_u - T_3)$$

$$q_c = 2,24 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \cdot 2,3,14 \cdot R_3 \cdot 2,8361 \text{ m} \cdot (30 - 25)^\circ\text{C}$$

$$q_c = 199,6662 R_3$$

Untuk menghitung tebal isolator, maka

$$q_c = q_k$$

$$199,6662 R_3 = \frac{2 \times 3,14 \times 49,8633 \frac{\text{W}}{\text{m}} \times 2,8361 \text{ m} \times (20 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{0,762}{0,7572}\right)}$$

$$R_3 = 14201,6556 - 710,0827T_2$$

$$T_2 = 20 - \frac{R_3}{710,0828}$$

c. Menghitung Jari-Jari Reaktor setelah diisolasi (R_3)

Untuk menentukan nilai R_3 , dapat dilakukan substitusi persamaan-persamaan di atas dan dilakukan penyelesaian satu variabel dengan cara numerik.

$$q_c = q_i$$

$$2,24 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \cdot 2,3,14 \cdot R_3 \cdot 2,8361 \text{ m} \cdot (30 - 25)^\circ\text{C} = \frac{2,3,14 \cdot 0,2595 \frac{\text{W}}{\text{m}} \cdot 2,8361 \text{ m} \cdot (25 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,762}\right)}$$

$$199,6661 R_3 = \frac{2,3,14 \cdot 0,2595 \frac{\text{W}}{\text{m}} \cdot 2,8361 \text{ m} \cdot \left(5 + \frac{R_3}{710,0828}\right)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,762}\right)}$$

$$199,6661R_3 = \frac{23,1302 + \frac{R_3}{0,0065}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,762}\right)}$$

$$R_3 = 1,7558 \text{ m}$$

Sehingga, tebal isolasi dan suhu dinding luar tangki didapatkan sebesar:

$$\begin{aligned} t_{\text{isolator}}(X_2) &= R_3 - R_2 \\ &= 1,7558 - 0,762 = 0,9938 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= 20 - \frac{R_3}{710,0828} \\ &= 20 - \frac{1,7558}{710,0828} \\ &= 19,99 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

KESIMPULAN

Fungsi	: Menetralkan larutan asam nitrat sebanyak 327,36 dan asam sulfat sebanyak 504,39 kg/jam dengan larutan natrium karbonat sebanyak 802,38 kg/jam.
Tipe	:Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB).
Kondisi operasi	
Suhu	: 20°C
Tekanan	: 1 atm
Waktu tinggal	: 0,33 jam
Volume fluida	: 2,9091 m ³
Volume netralizer	: 5,6775 m ³
Tinggi fluida	: 1,4912 m
Ukuran netralizer	
Diameter dalam	: 1,3621 m
Diameter luar	: 1,3716 m
Tebal head	: 3/16 in
Tinggi head atas	: 0,2855 m
Tinggi head bawah	: 0,2855m
Tebal dinding	: 3/16 in
Tinggi dinding	: 2,027 m
Tinggi total	: 2,5981m
Material	: Stainless Steel SA – 167 tipe 316
Pengaduk netralizer	
Jenis	: Flat Blade Turbine Impeller
Jumlah blade	: 6 buah
Jumlah baffle	: 4 buah
Diameter pengaduk	: 0,454 m
Tinggi pengaduk	: 0,454 m
Lebar blade	: 0,0908 m
Panjang blade	: 0,1135 m
Lebar baffle	: 0,0454 m

Kecepatan pengaduk : 155 rpm
Power pengaduk : 5 Hp
Pendingin
Jenis : Jaket pendingin
Media pendingin : Brine CaCl₂ 25%
Suhu Masuk : -5°C
Suhu Keluar : 5 °C
Kebutuhan pendingin : 21047,0536 kg/jam
Luas transfer panas : 7,3769 m²
Bahan : Stainless Steel
Jumlah : 1 unit

MIXER (M-02)

Fungsi : Untuk melarutkan Na_2CO_3 sebanyak 820,38 kg/jam dengan air sebanyak 6009,50kg/jam

Jenis : Tangki berpengaduk

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 20°C

1. Neraca Massa

Komposisi umpan masuk mixer

- Arus 8

Komponen	BM	Kmol/jam	kg/Jam
Na_2CO_3	105,99	7,74028	820,38
H_2O	18,015	0,36724	6,62
Total		8,10752	827,00

- Arus 9

Komponen	BM	Kmol/jam	kg/jam
H_2O	18,015	333,58	6009,5
Total		333,945	6009,5

Komposisi umpan keluar mixer

Arus 10

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
Na_2CO_3	105,99	7,74	820,38
H_2O	18,015	333,95	6016,12

2. Neraca Panas

Data kapasitas panas Na_2CO_3 diperoleh dari *Perry's Chemical Engineer Handbook* dan H_2O dari *Yaws Chemical Properties Handbook*

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$			
	A	B	C	D
Na_2CO_3	120,9176			
H_2O	92,053	-0,039953	-2,11E-04	5,35E-07

Panas masuk

T = 30°C

Tref = 25°C

- Arus 8

Komponen	Massa	ni(kmol/jam)	Cp dT	ni Cp dT
	Masuk		kj/kmol	kj/jam
Na2CO3	820,38	7,7402	604,588	4679,6793
H2O	18,02	0,3672	377,5028	138,6348
Total		8,1075		4818,3142

- Arus 9

Komponen	Massa	ni(kmol/jam)	Cp dT	ni Cp dT
	Masuk		kj/kmol	kj/jam
H2O	6009,5	333,58	377,5028	125926,6926
Total				125926,6926

Panas pelarutan

Panas pelarutan Na₂CO₃ = 5,57 kkal/gmol (Perry edisi 8 tabel 2-182)
= 23304,88 kJ/kmol
= 23304,88 kJ/kmol x 7,74 kmol/jam
= 180386,2546 kJ/jam

Panas keluar

T keluar = 20°C

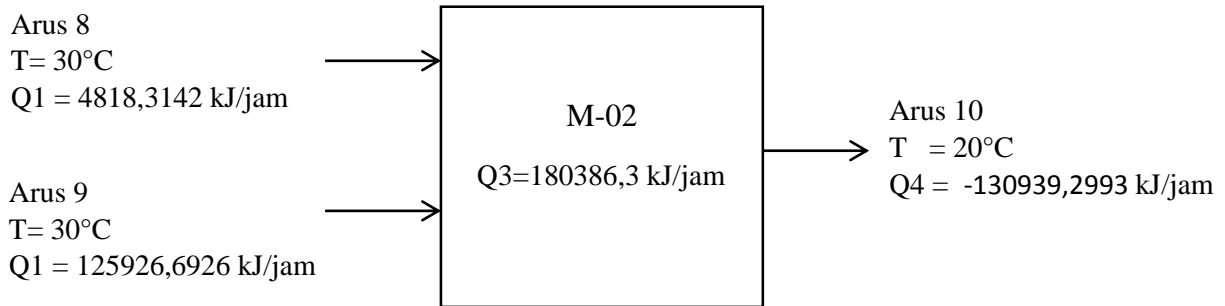
Tref = 25°C

Komponen	massa (kg/jam)	ni (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	ni Cp dT (kJ/jam)
Na ₂ CO ₃	820,38	7,7403	-604,58800	-4679,67932
H ₂ O	6016,12	333,9454	-378,08461	-126259,61993
Total	6836,50	341,6857		-130939,2993

Sehingga diperoleh neraca panas pada Mixer (M-02):

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q masuk	130745,0068	
Q pelarutan	180386,2546	
Q keluar		-130939,2993
Q pendingin		442070,5607
Total	311131,2614	311131,2614

Diagram Alir



3. Merancang Dimensi Mixer

A. Menentukan Volume Tangki

Komponen	ρ (kg/l)	W (kg/jam)	$F_v = W/\rho$ (liter/jam)
Na ₂ CO ₃	1,120	820,38	732,4822
H ₂ O	1,023	6016,12	5880,7836
Total		6836,5	6613,2678

Diketahui :

Asumsi

Waktu tinggal dalam *Mixer* (Θ) = 0,5 jam

Mencari massa larutan = 6836,5 kg/jam x 0,5 jam

= 3418,25 kg

Volume cairan dalam mixer = 3418,25 kg x 1,12 kg/l

= 3828,44 liter

= 3,82844 m³

A. Menentukan Tinggi dan Diameter Mixer

Mixer berbentuk silinder tegak dan berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D : H yang dipilih adalah 1 : 1,5.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88

Diperoleh :

$$\begin{aligned} V_{\text{torispherical}} = V_H &= 0,000049 ID^3 \text{ (d dalam in)} \\ &= 8,0296 \times 10^{-10} ID^3 \text{ (d dalam m)} \end{aligned}$$

$$V_{\text{mixer}} = \text{Volume Shell (V}_s) + \{2 \times \text{Volume Head (V}_H)\}$$

Dimana :

$$V_{\text{shell (V}_s)} = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_{\text{mixer}} &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times H\} + (2 \times V_H) \\ &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times 1,5D\} + (2 \times V_H) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= \{(1/4 \cdot 1,5) \times \pi \times D^3\} + (2 \times V_H) \\
&= 1,1786D^3 + (2 \times 8,0296 \times 10^{-10} D^3) \\
&= 1,1786D^3 + 1,60593 \times 10^{-09} D^3
\end{aligned}$$

$$V \text{ mixer} = 1,1786D^3$$

Maka,

$$\text{Inside Diameter (ID)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume mixer}}{1,1786}}$$

Sehingga diperoleh Inside Diameter (ID)

$$ID = \sqrt[3]{\frac{3,8284 \text{ m}^3}{1,1786}} = 1,481 \text{ m}$$

$$ID = 1,481 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 4,8587 \text{ ft}$$

$$ID = 1,481 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} = 58,3071 \text{ in}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned}
H_s &= 1,5 \times ID \\
&= 1,5 \times 1,481 \text{ m} \\
&= 2,2215 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$H_s = 2,2215 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 7,2883 \text{ ft}$$

$$H_s = 2,2215 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} = 87,4607 \text{ in}$$

B. Menentukan Tebal Dinding Mixer (ts)

Tangki mixer terdiri atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head).

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and Young, persamaan 13.1 hal.254})$$

Keterangan :

- C = Faktor Korosi
- Pdesain = Tekanan Terukur
- ri = Jari-jari dalam Shell
- f = Stress yang diijinkan
- E = Efisiensi sambungan

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih : Baja Stainless Steel SA 167 Type 316. Stres maksimum yang diijinkan (f) pada suhu 176°F diperoleh dari hal 342, Brownell and Young adalah 18750 psi.

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050

b. Jari – Jari dalam Shell

$$\begin{aligned} \text{Jari-Jari dalam Shell (ri)} &= (1/2) \times \text{ID mixer} \\ &= (1/2) \times 58,3071 \text{ in} \\ &= 29,1536 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan Double Welded butt Joint dengan efisiensi sambungan (E) sebesar 0,8. Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young.

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Ther-mally Rec-ieved	Maxi-mum Joint Effi-ciency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80

d. Faktor Korosi

Faktor korosi (C) untuk stainless steel yang diijinkan adalah $\frac{1}{8} = 0,125 \text{ in}$.

(Tabel 6, Timmerhaus, 1958 : 542)

e. Tekanan Perancangan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 14,696 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$= 16,1656 \text{ psi}$$

f. Tebal Dinding Mixer (ts)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C = \frac{16,1656 \frac{\text{lb}_f}{\text{in}^2} \times 29,1536 \text{ in}}{18750 \text{ lb}_f/\text{in}^2 \times 0,8 - 0,6 \times 16,1656 \text{ lb}_f/\text{in}^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1564 \text{ in}$$

Diambil tebal shell standar = 3/16 in = 0,1875 in (Brownell and Young, hal.88).

$$\begin{aligned} \text{Outside Diameter (OD)} &= \text{ID} + 2 \times t_{\text{shell standar}} \\ &= 58,3071 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 58,6821 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 1,4905 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 hal.91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 60 in :

$$\text{OD standar} = 60 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 1,524 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times t_{\text{shell standar}} \\ &= 60 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 59,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{ID} = 59,625 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 1,5145 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,5145 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 4,9687 \text{ ft}$$

C. Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

a. Menentukan Jenis Head

Untuk menentukan bentuk-bentuk head ada 3 pilihan :

a. Flanged and Standard Dished Head

Digunakan untuk vesel proses bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. Selain itu harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil. (Brownell & Young, 1959 : hal 86).

b. Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig sampai 200 psig dan harganya cukup ekonomis. (Brownell & Young, 1959 : hal 88)

c. Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. (Brownell & Young, 1959 : hal 92).

Jenis head yang dipilih adalah Torispherical Flanged and Dished Head. Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig.

Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167. tipe : 316 dengan tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18750 psi. (Brownell and Young, hal 342).

Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis Double Welded but Joint (E) = 0,8. (Brownell and young, tabel 13.2, hal 254)

Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542)

Pdesain = 16,1656 psi

b. Menentukan Ketebalan Torispherical Head

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Persamaan 7.77, Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

- th = Tebal head (in)
- W = Faktor intensifikasi stress
- f = Allowable stress untuk Plate Steel SA-167 tipe : 316
- E = Efisiensi sambungan
- C = Corrosion allowance
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi Stress (W)

Dengan nilai OD standar 60 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

rc = 60 in

icr = 3 5/8 in

Sehingga

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\
 &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{60}{3 \frac{5}{8}}} \right) \\
 &= 1,7671
 \end{aligned}$$

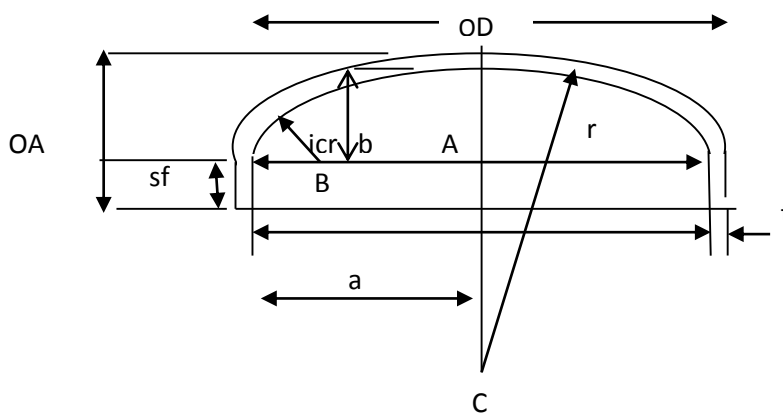
Maka, ketebalan *Torisherical Head*

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \\
 &= \frac{16,1656 \text{ lbf/in}^2 \times 60 \text{ in} \times 1,7671}{2 \times 18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,8 - 0,2 \times 16,1656 \text{ lbf/in}^2} + 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$th = 0,1821 \text{ in}$$

Dipakai tebal head (th) standar 3/16 in = 0,1875 in.

c. Menentukan Tinggi Torisherical Head



Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (inside corner radius) (in)

rc = Jari-jari kelengkungan (in)

sf = Flange lurus (straight flange) (in)

th = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius / jari-jari shell (in)

ID = Inside diameter (in)

Berdasarkan tebal head standar (3/16), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 – 2 in. (Tabel 5.8 hal.93 Brownell and Young)

Dipilih Sf = 2 in

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{\text{ID koreksi}}{2} \\
 &= \frac{59,625 \text{ in}}{2} \\
 &= 29,8125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AB} &= a - \text{icr} \\
 &= 29,8125 \text{ in} - 3,625 \text{ in} \\
 &= 26,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BC} &= \text{rc} - \text{icr} \\
 &= 60 \text{ in} - 3,625 \text{ in} \\
 &= 56,375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\
 &= \sqrt{(56,375 \text{ in})^2 - (26,1875 \text{ in})^2} \\
 &= 49,9235 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= \text{rc} - \text{AC} \\
 &= 60 \text{ in} - 49,9235 \text{ in} \\
 &= 10,0765 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + \text{Sf} \\
 &= 0,25 \text{ in} + 10,0765 \text{ in} + 2 \text{ in} \\
 &= 12,3265 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\
 &= 0,3131 \text{ m}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Tinggi Total Mixer

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total mixer} &= \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head} \\
 &= 87,4607 + 2 \times 12,3265 \text{ in} \\
 &= 112,1137 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total mixer} &= 112,1137 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\
 &= 2,8477 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total mixer} &= 2,8477 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\
 &= 9,3427 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi Larutan dalam Mixer

$$\begin{aligned} A &= (\pi/4) \times ID \text{ koreksi}^2 \\ &= \{(22/7)/4\} \times 1,5145 \text{ m}^2 \\ &= 1,8005 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter dalam mixer (ID)} = 59,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head bawah (V}_H) &= \text{Volume head atas (V}_H) \\ &= 0,000049 D^3 \\ &= 0,000049 \times (59,625 \text{ in})^3 \\ &= 10,3868 \text{ in}^3 \times \left(\frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}}\right)^3 \\ &= 0,0001702 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 3,8284 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dibagian shell (V}_L) &= \text{Volume larutan} - \text{Volume head bawah} \\ &= 3,8284 \text{ m}^3 - 0,0001702 \text{ m}^3 \\ &= 3,8283 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam bagian shell (H}_{L,S}) &= \frac{V_L}{A} \\ &= \frac{3,8282 \text{ m}^3}{1,8005 \text{ m}^2} \\ &= 2,1262 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam shell dan head bawah (H}_L) &= H_{L,S} + O_A \\ &= 2,1262 \text{ m} + 0,3131 \text{ m} \\ &= 2,4393 \text{ m} \\ &= 2,4393 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\ &= 8,0029 \text{ ft} \end{aligned}$$

F. Menentukan Pengaduk Mixer

$$\begin{aligned} \text{Suhu didalam mixer} &= 20 \text{ }^\circ\text{C} + 273 = 303 \text{ K} \\ &= (20 \text{ }^\circ\text{C} \times \frac{9}{5}) + 32 = 66^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Pengaduk yang akan digunakan dalam mixer dipilih berdasarkan viskositas total komponen masuk mixer pada suhu 20 °C.

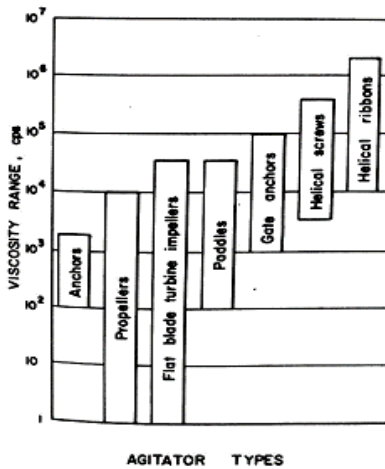
Pengaduk pada Mixer

a. Menentukan Jenis Pengaduk

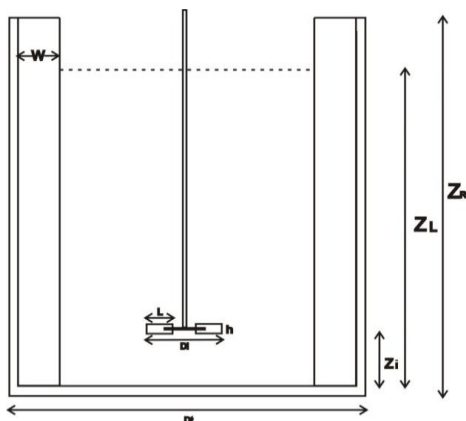
Menentukan viskositas campuran komponen masuk mixer

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	Fraksi Massa (x)	μ (cP)	$x \cdot \mu$ (cP)
Na ₂ CO ₃	820,38	0,12000	3,4000	0,4080
H ₂ O	6016,12	0,88000	1,0292	0,9057
Total	6836,50	1,00000	4,4292	1,314

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, Reinhold New York , 1966)



Untuk viskositas 1,314 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah Flat Blade Turbines Impellers atau propellers (Rase H.F , Fig 8.4 Halaman 341). Dipilih Flat Blade Turbines Impeller karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk mixer dengan proses continuous. (Rase H.F, Halaman 344)



Keterangan:

Z_R : Tinggi reaktor

Z_L : Tinggi cairan

Z_i : Tinggi pengaduk dari dasar

D_t : Diameter reaktor

D_i : Diameter pengaduk

L : Panjang pengaduk

h : Lebar pengaduk

w : Lebar *baffle*

Komponen Bagian Mixer

Menurut Brown, 1978, hlm. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (flat blade turbines impellers) :

$$Dt/Di = 3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4$$

$$w/Di = 0,1$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

1. Jumlah Blade = 6 buah
2. Jumlah Baffle = 4 buah
3. Diameter Impeller (Di) = $1/3 \times$ Diameter tangki (Dt)
= $1/3 \times 1,5145 \text{ m}$
= $0,5048 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 1,6562 \text{ ft}$
4. Tinggi Impeller dari dasar (Zi) = diambil $Zi/Di = 1$
= Di
= $0,5048 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
= 1,6562 ft
5. Lebar Blade Impeller (h) = $1/5 \times Di$
= $1/5 \times 0,5048 \text{ m}$
= $0,101 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 0,3312 \text{ ft}$
6. Panjang Blade Impeller (L) = $1/4 \times Di$
= $1/4 \times 0,5048 \text{ m}$
= $0,1262 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
= 0,4141 ft
7. Lebar Baffle (W) = $0,1 \times Di$
= $0,1 \times 0,5556 \text{ m}$
= $0,0505 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$

$$= 0,1656 \text{ ft}$$

b. Menentukan Kecepatan Pengaduk

Densitas Campuran Komponen Masuk Mixer

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa (xi)	ρ (kg/liter)	xi. P
Na ₂ CO ₃	820,38	0,1200	1,124	0,1349
H ₂ O	6016,12	0,8800	1,032	0,9083
Total	6836,50	1,0000		1,0432

Berdasarkan Rase, H.F., (1977), vol.1., hlm. 345, 366, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbine Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit.

Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{(22/7) \times 1,6562 \text{ ft}}$$

$$N = 115,2673 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ sekon}}$$

$$N = 1,9211 \text{ rps}$$

Dari Wallas, halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 115,2673 rpm adalah 125 rpm.

$$N \text{ standar} = 125 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ sekon}} = 2,0833 \text{ rps}$$

c. Menentukan Bilangan Reynold

Rumus yang digunakan

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan rumus :

$$\rho = \rho \text{ campuran umpan masuk} = 1043,2114 \text{ kg/liter} = 65,1256 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = \text{Kecepatan pengadukan} = 2,0833 \text{ rps}$$

$$Di = \text{Diameter impeller} = 1,6524 \text{ ft}$$

$$\mu = \text{Viskositas campuran umpan masuk mixer}$$

$$= 1,314 \text{ cP} \times \frac{0,000671969 \text{ lb/1,8229 ft.s}}{\text{cP}}$$

$$= 0,0009 \text{ lb/ft.s}$$

Maka, nilai bilangan reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu} = \frac{65,1256 \text{ lb/ft}^3 \times 2,0833 \text{ rps} \times (1,6524 \text{ ft})^2}{0,0009 \text{ lb/ft.s}}$$

$$NRe = 421620,19$$

Dari gambar 8.8 (Rase H.F, 1957), untuk six blade turbine dengan $NRe > 10$, nilai Np (power number) yang didapat adalah = 5,5.

d. Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan :

P = Daya penggerak (watt)

Np = Power Number

ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m^3)

N = Kecepatan pengaduk standar (1/s)

Di = Diameter pengaduk (m)

Maka, tenaga pengaduk

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 1043,2116 \text{ kg/m}^3 \times (2,0833 \text{ rps})^3 \times (0,5048 \text{ m})^5 \\ &= 5,5 \times 1043,2116 \text{ kg/m}^3 \times 9,0422 \text{ rps}^3 \times 0,0328 \text{ m}^5 \\ &= 1701,0395 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 1701,0395 \text{ J/s} \\ &= 1701,0395 \text{ Watt} \times \frac{\text{kWatt}}{1000 \text{ Watt}} \\ &= 1,701 \text{ kWatt} \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari Tabel 3.1 Towler, halaman 111 :

Tabel Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95

Dengan daya penggerak 1,701 kWatt < 15 kWatt, sehingga efisiensinya adalah 80%.

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{1,701 \text{ kWatt}}{0,80} \\
 &= 2,1263 \text{ kWatt} \times \frac{1,34102 \text{ HP}}{1 \text{ kWatt}} \\
 &= 2,8503 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, E.F., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf, Publishing, Co. Houston, Texas, 2001, edisi 3, halaman 628 :

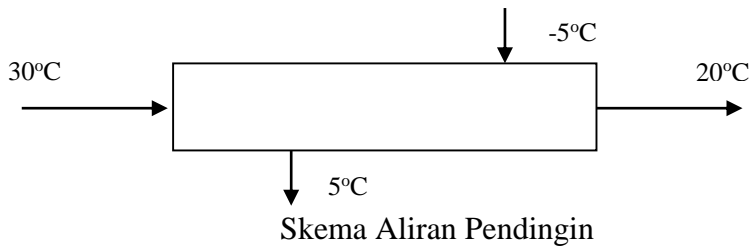
General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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 motor pengaduk standar = 3 HP

Perancangan Alat Pendingin

Pendingin yang digunakan yaitu brine CaCl₂ 25%



1. Kebutuhan Brine Pendingin

Suhu masuk brine = -5°C = 86°F

Suhu keluar brine = 5°C = 122°F

Suhu rata-rata = $\frac{-5^{\circ}\text{C} + 5^{\circ}\text{C}}{2} = 0^{\circ}\text{C} = 32^{\circ}\text{F}$

Sifat fisis brine pada suhu 32°F:

- Kapasitas Panas (Cp) = 0,67 Btu/lb°F
- Densitas (ρ) = 78,62 lb/ft³

- Viskositas (μ) = 22,73 lb/ft jam
- Konduktivitas Panas (k) = 0,3 Btu^oF/ft j

Perancangan Pendingin pada Mixer

1. Kebutuhan Brine Pendingin (W)

Panas yang harus diserap (Q)

$$Q = 442070,5607 \text{ kJ/jam} \times \frac{0,947817 \text{ Btu}}{\text{kJoule}}$$

$$= 419002,027 \text{ Btu/jam}$$

Kebutuhan brine (W)

$$Q = W \times C_p \times \Delta T$$

$$W = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

Keterangan :

Q = Jumlah panas yang diserap (kJ/jam)

C_p = Panas jenis pendingin (kJ/kg.K)

ΔT = beda suhu pendingin (K)

Maka,

$$W = \frac{419002,027 \text{ btu/jam}}{0,67 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \cdot (41-23)^{\circ}\text{F}}$$

$$= 3473,12 \text{ lb/jam} \times \frac{0,453592 \text{ kg}}{\text{lb}}$$

$$= 15759,2141 \text{ kg/jam}$$

2. Pemilihan Media Pendingin

$$T_1 = \text{Suhu umpan masuk mixer} = 36,6 \text{ }^{\circ}\text{C} = 98,34^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = \text{Suhu hasil reaksi keluar mixer} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C} = 68 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = \text{Suhu masuk brine pendingin} = -5 \text{ }^{\circ}\text{C} = 23 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = \text{Suhu keluar brine pendingin} = 5 \text{ }^{\circ}\text{C} = 41 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Di mana:

$$T_1 - t_1 = 57,34 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 - t_2 = 45 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Beda suhu rata-rata, dihitung dengan persamaan :

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}} = \frac{57,34^{\circ}\text{F} - 45^{\circ}\text{F}}{\ln \frac{57,34^{\circ}\text{F}}{45^{\circ}\text{F}}}$$

$$= 50,92^{\circ}\text{F}$$

Menentukan pendingin menggunakan jaket atau koil

Menghitung luas perpindahan panas (A)

Dari tabel 8 Kern (1983 : 840) untuk jenis pendingin yang digunakan Hot Fluid Water dan Cold Fluid Brine, maka :

$$\text{Range } U_D = 100 - 200 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Dirancang } U_D = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

Di mana :

$$U_D = \text{Koefisien transfer panas desain keseluruhan (Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F)}$$

Dari persamaan 6.11 Kern (1983 : 107)

$$Q = U_D \times A \times \text{LMTD}$$

Maka,

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \text{LMTD}} \\ &= \frac{419002,027 \text{ Btu/jam}}{100 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F} \times 50,92^{\circ}\text{F}} \end{aligned}$$

$$A = 82,2227 \text{ ft}^2 \times \frac{1 \text{ m}^2}{(3,2808)^2 \text{ ft}^2}$$

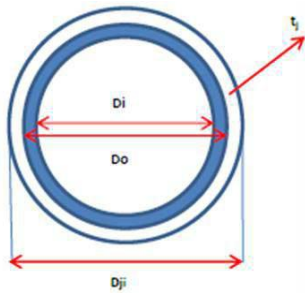
$$A = 7,6387 \text{ m}^2$$

Menghitung luas selimut mixer

$$\begin{aligned} A &= (\pi \times \text{OD} \times H_{L,S}) + \text{Luas selimut head bawah} \\ &= (\pi \times \text{OD} \times H_{L,S}) + (2 \times \pi \times r^2) \\ &= (3,14 \times 1,5240 \text{ m} \times 2,1262 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times \left(\frac{1,5240}{2}\right)^2 \text{ m}^2) \\ &= 10,184 \text{ m}^2 + 3,6498 \text{ m}^2 \\ &= 13,8338 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas lebih kecil daripada luas selimut mixer maka digunakan jaket pendingin.

Perancangan Jacket Pendingin



Menentukan Kecepatan Volumetrik Brine

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{W}{\rho_{\text{brine}}} \\ &= \frac{34743,12 \text{ lb/jam}}{78,62 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 441,912 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} \times \frac{(0,3048)^3 \text{m}^3}{\text{ft}^3} \\ &= 12,5136 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume brine} &= F_v \times \text{Waktu tinggal} \\ &= 12,5136 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 6,2568 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Mencari Diameter Jacket Dalam

$$D_{ji} = \sqrt{\left(V_j + \frac{OD^2}{4} \times H \right) \times \frac{4}{H}}$$

Dengan

$$V_j = \text{Volume jacket} \quad (\text{m}^3)$$

$$D_{ji} = \text{diameter dalam jacket} \quad (\text{m})$$

$$H = \text{tinggi mixer} \quad (\text{m})$$

$$OD = \text{diameter luar jacket} \quad (\text{m})$$

Maka,

$$D_{ji} = \sqrt{\left(6,2568 \text{ m}^3 + \frac{1,524^2 \text{ m}}{4} \times 2,8487 \text{ m} \right) \times \frac{4}{2,8487 \text{ m}}}$$

$$= 3,333 \text{ m}$$

$$= 131,2338 \text{ in}$$

$$= 10,93615 \text{ ft}$$

Menentukan Tebal Jaket Pendingin (tj)

$$tj = \frac{Pd \times Rji}{(S \times E) + (0,4 \times Pd)} + C$$

Dengan

tj = tebal jaket pendingin (in)

Pd = Tekanan design (psi)

Rji = jari-jari dalam jaket (in)

S = Allowable stress (psi)

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi

Maka,

$$tj = \frac{16,1656 \text{ psi} \times 65,6169 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 + 0,4 \times 16,1656 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,0706 \text{ in}$$

Maka, dipilih tebal jaket standar $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

Menentukan Diameter Luar Jaket (Djo)

$$Djo = Dji + (2 \times tj)$$

$$= 131,2338 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 131,6088 \text{ in}$$

$$= 3,3428 \text{ m}$$

$$= 10,9674 \text{ ft}$$

Menghitung Reynold Pendingin

$$Re = \frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

Dengan

Re = Bilangan reynold pendingin

- L = Panjang pengaduk (ft)
- N = Kecepatan pengaduk (rev/jam)
- ρ = Densitas pendingin (lb/ft³)
- μ = Viskositas pendingin (lb/ft.jam)

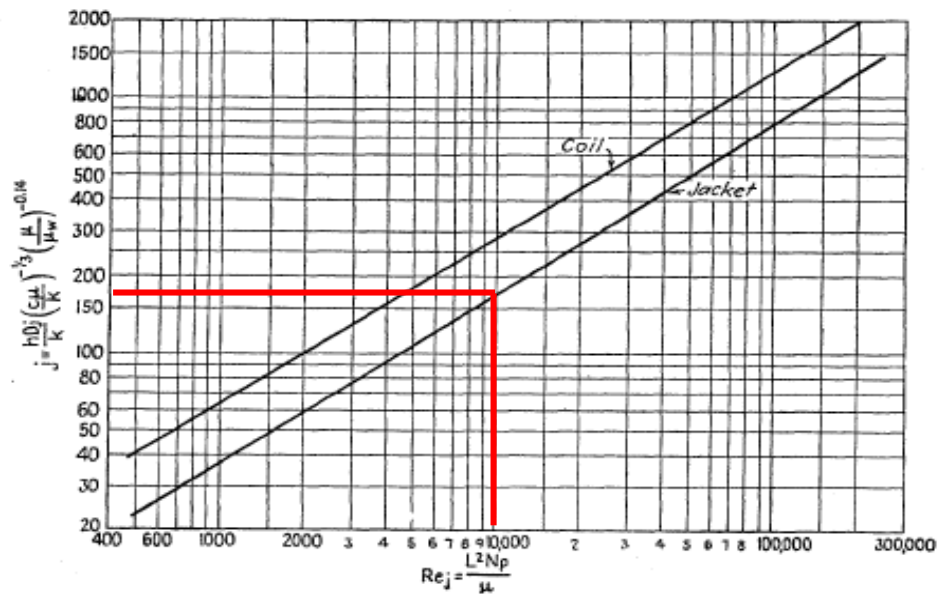
Maka,

$$Re = \frac{0,4141 \text{ ft}^2 \times 6916,0398 \frac{\text{rev}}{\text{jam}} \times 78,39 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{21,73 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$Re = 9904,931408$$

Aliran dalam pipa turbulen karena bilangan Reynold > 4000

Dari fig 20.2(Kern, 1976) diperoleh heat transfer koefisien (hi)



Dari grafik diperoleh $jH = 160$

Mencari nilai hi

$$hi = jH \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Dengan

k = Konduktifitas Thermal (BTU/ft.jam (°F/ft))

c = Kapasitas panas (BTU/lb.ft)

ID = Inside Diameter (ft)

μ = Viskositas pendingin (lb/ft.jam)

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,3 \frac{BTU}{ft} \left(\frac{F}{ft}\right)}{10,9361 \text{ ft}}$$

$$= 0,0274 \text{ BTU/ft.jam}(\text{°F/ft})$$

$$\frac{c \cdot \mu}{k} = \frac{0,67 \frac{BTU}{lb} \cdot F \times 22,73 \frac{lb}{ft} \cdot \text{jam}}{0,3 \frac{BTU}{ft^2} \cdot \text{jam} \left(\frac{F}{ft}\right)}$$

$$= 50,763$$

Maka,

$$\begin{aligned} hi &= 160 \times 0,0274 \times 3,7026 \\ &= 16,2515 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hio &= hi \times \frac{ID}{OD} \\ &= 16,2515 \times \frac{10,9362}{10,9764} \\ &= 16,2515 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F} \end{aligned}$$

Menghitung Overall Koefisien (Uc)

Mencari ho untuk pendingin menggunakan persamaan

$$\begin{aligned} ho &= 0,00265 \times \text{Nreynold} \\ &= 0,00265 \times 9904,93 \\ &= 26,248 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F} \\ &= 149,043 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Menghitung Nilai Uc

$$\begin{aligned} Uc &= \frac{ho \times hio}{ho + hio} \\ &= \frac{26,248 \frac{BTU}{jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ °F} \times 16,2515 \frac{BTU}{jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ °F}}{26,248 \frac{BTU}{jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ °F} + 16,2515 \frac{BTU}{jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ °F}} \\ &= 10,0193 \frac{BTU}{jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ °F} \end{aligned}$$

Nilai Rd (fouling factor) yang diijinkan 0,001-0,003, dipilih Rd = 0,002

Maka,

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{Uc} + Rd}$$

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{10,0938 \frac{BTU}{jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ °F}} + 0,002}$$

$$= 9,8225 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

Menentukan Volume Mixer

$$\text{Volume mixer} = \text{volume fluida} + \text{volume pengaduk} + \text{volume baffle} \\ \times (\text{Angka keamanan})$$

$$\text{Volume fluida} = 3,8284 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume pengaduk} = \text{jumlah impeller} \times \text{lebar impeller} \times \text{tinggi impeller} \times \text{panjang impeller} \\ = 1 \times 0,101 \text{ m} \times 0,5048 \text{ m} \times 0,1262 \text{ m} \\ = 0,00643 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume baffle} = \text{jumlah baffle} \times \text{panjang baffle} \times \text{lebar baffle} \times \text{tebal baffle} \\ = 4 \times 2,222 \text{ m} \times 0,0505 \text{ m} \times 0,0505 \text{ m} \\ = 0,0789 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total mixer} = 3,9138 \text{ m}^3 \\ = 3913,7765 \text{ liter} \\ = 1034,0198 \text{ gallon}$$

Menurut Peters dan Timmerhaus (1991) halaman 37 tabel 6, *overdesign* yang direkomendasikan untuk “*Continous Reactor*” adalah 20%. Untuk perancangan, volume mixer diambil *over design* 20% sehingga menjadi 120% dari volume totalnya.

$$\text{Volume mixer} = \text{volume total} \times (1 + \text{Over design}) \\ = 3,9138 \text{ m}^3 \times (1 + 0,2) \\ = 3,9138 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ = 4,6965 \text{ m}^3 \\ = 4696,5318 \text{ liter}$$

Mixer berbentuk silinder tegak dan berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D : H yang dipilih adalah 1 : 1.

$$\text{Volume mixer} = 4696,5318 \text{ liter} \times 0,2642 \frac{\text{gallon}}{\text{liter}} \\ = 1240,8237 \text{ gallon}$$

Distandarkan dengan volume reaktor standar (Tabel 7.3. Silla, 2003)

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

Rated Capacity ^a gal	Actual Capacity ^a gal	Jacket Area ^b ft ²	Outside Diameter ^c in	Straight Shell ^c in
500	559	75	54	51
750	807	97	60	60
1000	1075	118	66	66
1200	1253	135	66	78
1500	1554	155	72	81
2000	2083	191	78	93
2500	2756	230	84	105
3000	3272	256	90	108
3500	3827	283	96	111
4000	4354	304	102	111
5000	5388	353	108	123
6000	6601	395	120	120
8000	8765	466	132	132
10,000	10,775	540	144	135

a) To convert gal to m³, multiply by 3.785x10⁻³.

b) To convert ft² to m², multiply by 9.29x10⁻².

c) To convert in to m, multiply by 2.54x10⁻².

Maka dipilih :

$$\begin{aligned}\text{Volume mixer} &= 1500 \text{ gallon} \times \frac{\text{liter}}{0,2642 \text{ gallon}} \\ &= 5677,517 \text{ liter} \\ &= 5,6775 \text{ m}^3\end{aligned}$$

KESIMPULAN

Fungsi	: Untuk melarutkan Na_2CO_3 sebanyak 820,38 kg/jam dengan air sebanyak 6009,50kg/jam
Tipe	: Tangki berpengaduk
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Waktu tinggal	: 0,5 jam
Volume cairan	: 3,8284 m ³
Volume mixer	: 1,5764 m ³
Tinggi cairan	: 1,4811 m
Diameter dalam	: 1,5145 m
Diameter luar	: 1,524 m
Tebal head	: 3/16 in
Tinggi head atas	: 0,3131 m
Tinggi head bawah	: 0,3131 m
Tebal dinding mixer	: 3/16 in
Tinggi total mixer	: 2,4393 m
Material	: Stainless Steel SA – 167 tipe 316
Pengaduk mixer	
Jenis	: Flat Blade Turbine Impeller
Jumlah blade	: 6 buah
Jumlah baffle	: 4 buah
Diameter pengaduk	: 0,5048 m
Tinggi pengaduk	: 0,5048 m
Lebar blade	: 0,101 m
Panjang blade	: 0,1262 m
Lebar baffle	: 0,0505 m
Kecepatan pengaduk	: 125 rpm
Power pengaduk	: 3 Hp
Pendingin	
Jenis	: Jaket pendingin

Media pendingin : Brine CaCl₂ 25%
Suhu Masuk : -5°C
Suhu Keluar : 5 °C
Kebutuhan pendingin: 15759,2141kg/jam
Luas transfer panas : 7,6387 m²
Bahan : Stainless Steel
Jumlah : 1 unit

DEKANTER-02

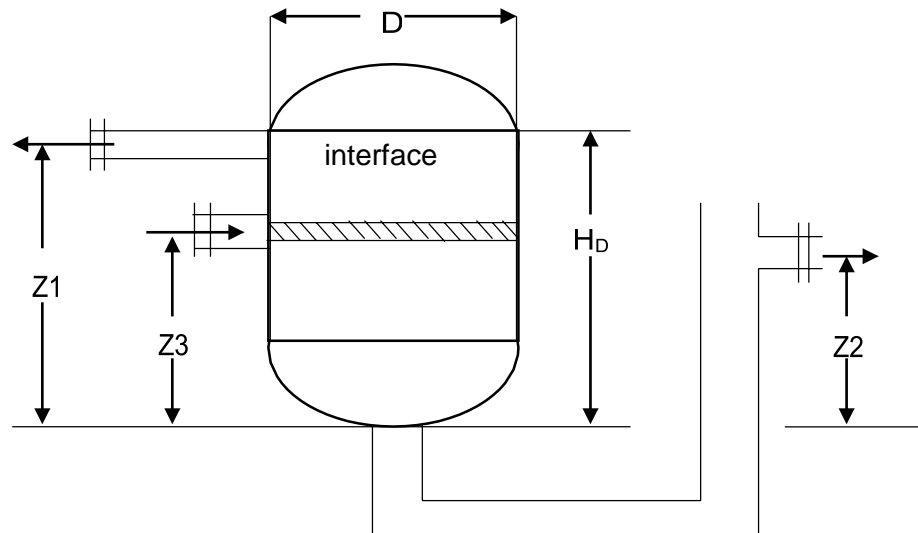
Fungsi = Memisahkan fase berat berupa $C_3H_5N_3O_9$ dan H_2O (sebagian) dengan $C_3H_8O_3$,
 $C_3H_5N_3O_9$ (Sebagian), $NaNO_3$, Na_2SO_4 , H_2O dengan laju alir 9728,50 kg/jam

Tipe = Dekanter vertikal

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu = 20°C



(Gambar 1. Dekanter Vertikal)

(Coulson,2005)

Keterangan :

Z1 = Tinggi Pipa Fase Ringan (m)

Z2 = Tinggi Pipa Fase Berat (m)

Z3 = Tinggi Pipa Umpan (m)

D = Diameter Decanter (m)

HDC = Tinggi Decanter (m)

1. Neraca Massa Disekitar Dekanter

a. Umpan Masuk Decanter

Komponen	Masuk		Keluar			
	Arus 11		Arus 13		Arus 14	
	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa	kg/jam	%massa
C ₃ H ₈ O ₃	0,065933	0,000677729	0,065932837	0,0008416		
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1896,428	19,49353057	11,97086854	0,1527957	1884,457253	99,49934298
NaNO ₃	441,5641	4,538870948	441,5640602	5,636105		
Na ₂ SO ₄	730,4772	7,508631601	730,4772253	9,3237804		
H ₂ O	6659,965	68,45828915	6650,482519	84,886477	9,482140609	0,500657024
Total	9728,5	100	7834,560606	100	1893,939394	100
	9728,5		9728,5			

b. Menentukan Fase Ringan dan Fase Berat

Dalam menentukan Komponen yang terikut ke fase ringan dan fase berat Maka di butuhkan data kelarutan dan densitas setiap komponen

1. Komponen yang larut dalam air :

No	Komponen	Kelarutan (Kg/KgH ₂ O)	Larut dalam air (kg/jam)	Tidak larut dalam air (Kg/jam)	Keterangan	Larut dalam air sesungguhnya (Kg/jam)	Fraksi massa	Densitas (kg/L)
1	C ₃ H ₈ O ₃	5,312	35327,36	-35327,30	larut semua	0,07	8,42E-06	1,257
2	C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	0,0018	11,971	1884,46		11,971	1,53E-03	1,586
3	NaNO ₃	0,915	6085,19	-22580,78	larut semua	441,56	5,64E-02	1,0532
4	Na ₂ SO ₄	0,281	1868,79	-3260,58	larut semua	730,48	9,32E-02	1,1463
5	H ₂ O					6650,48	8,49E-01	0,997
Total						7834,56	1	1,015

2. Komposisi yang terlarut dalam nitrogliserin :

No	Komponen	Kelarutan (Kg/KgNitrogliserin)	Larut dalam N.G (kg/jam)	Tidak larut dalam N.G (Kg/jam)	Keterangan	Larut dalam N.G sesungguhnya (Kg/jam)	Fraksi Massa	Densitas (kg/L)
1	H ₂ O	0,005	9,48	6650,48	larut sedikit	9,48	0,005	0,997
2	C ₃ H ₅ N ₃ O ₉					1884,46	0,995	1,586
Total						1893,94	1	1,583051

3. Komposisi Umpan masuk dekanter 2

No	Komponen	kg/jam	BM	Kmol/jam	fraksi (x)	ρ (kg/l)	x.ρ
1	C ₃ H ₈ O ₃	0,07	92,094	0,00071593	6,777E-06	1,257	8,51905E-06
2	C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1896,43	227,085	8,351181812	0,1949353	1,586	0,309167395
3	NaNO ₃	441,56	63,013	7,007507343	0,0453887	1,0532	0,047803389
4	Na ₂ SO ₄	730,48	98,079	7,447845363	0,0750863	1,1463	0,086071444
5	H ₂ O	6659,96	18,015	369,6899617	0,6845829	0,997	0,682529143
Total		9728,50				6,0395	1,12557989

Didapatkan harga densitas (ρ) umpan masuk dekanter-02 :

$$\begin{aligned} \rho &: 1,1256 \text{ kg/L} \\ &= 1,1256 \text{ gram/cm}^3 \times 1 \text{ lb}/453,60 \text{ gram} \times 10^5 \text{ cm}^6/1\text{m}^3 \times 1\text{m}^3/35,31 \text{ ft}^3 \\ &= 70,291\text{lb}/\text{ft}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan volumetrik umpan :

$$\begin{aligned} \text{Massa total}/ \rho \text{ campuran} &= 9728,50 \text{ kg/jam} / 1,1256\text{kg/L} \\ &= 8643,1004 \text{ L/jam} \\ &= 0,002400861 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Komposisi yang menjadi produk atas Dekanter-02:

No	Komponen	kmol/jam	kg/jam	fraksi massa	ρ (kg/l)	x. ρ
1	C3H8O3	0,000716	0,07	8,41564E-06	1,257	1,05785E-05
2	C3H5N3O9	0,052715	11,97	0,001527957	1,586	0,002423339
3	NaNO3	7,007507	441,56	0,05636105	1,0532	0,059359458
4	Na2SO4	7,447845	730,48	0,093237804	1,1463	0,106878495
5	H2O	369,1636	6650,48	0,848864774	0,997	0,84631818
Total		383,6724	7834,56	1		1,01499005

Didapatkan harga densitas (ρ) yang menjadi produk atas dekanter-02 :

$$\begin{aligned} \rho &: 1,01499005 \text{ kg/L} \\ &= 1,01499005 \text{ gram/cm}^3 \times 1 \text{ lb}/453,60 \text{ gram} \times 10^5 \text{ cm}^6/1\text{m}^3 \times 1\text{m}^3/35,31 \text{ ft}^3 \\ &= 63,385 \text{ lb}/\text{ft}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan volumetrik atas :

$$\begin{aligned} \text{Massa total}/ \rho \text{ campuran} &= 7834,56 \text{ kg/jam} / 1,01499005\text{kg/L} \\ &= 7718, 854593 \text{ L/jam} \\ &= 0,002144126 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Komposisi yang menjadi produk bawah decanter-02:

No	Komponen	kmol/jam	kg/jam	fraksi massa (x)	ρ (kg/l)	x. ρ
1	H2O	0,526347	9,48	0,00500657	0,997	0,004991551
2	C3H5N3O9	8,298466	1884,46	0,99499343	1,586	1,57805958
Total		8,824813	1893,94			1,58305113

Didapatkan harga densitas (ρ) yang menjadi produk bawah decanter 02 :

$$\begin{aligned} \rho &: 1,5831 \text{ kg/L} \\ &= 1,5831 \text{ gram/cm}^3 \times 1 \text{ lb}/453,60 \text{ gram} \times 10^6 \text{ cm}^3/1\text{m}^3 \\ &= 98,86 \text{ lb/ft}^3 \text{ Kecepatan} \end{aligned}$$

volumetrik bawah :

$$\begin{aligned} \text{Massa total}/ \rho \text{ campuran} &= 1893,94 \text{ kg/jam} / 1,5831 \text{ kg/L} \\ &= 1196 \text{ 3854 L/jam} \\ &= 0,000332329 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Viskositas Produk Atas

No	Komponen	Kmol/jam	Fraksi mol (f)	m (cp)	m ^{1/3}	f.m ^{1/3}
1	C3H8O3	0,000716	1,86599E-06	1078,99	10,2567	0
2	C3H5N3O9	0,052715	0,000137397	51,4	3,7181	0,0005
3	NaNO3	7,007507	0,018264299	5,6	1,7758	0,0324
4	Na2SO4	7,447845	0,019411992	0,000000577	0,0083	0,0002
5	H2O	369,1636	0,962184447	1,03	1,0099	0,9717
	Jumlah	383,6724	1	1137,020001		1,0048

Didapatkan harga $\sum(f.\mu^{1/3}) = 1,0048$

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran } (f.\mu^{1/3})^3 &= 1,0146 \text{ cP} \\ &= 0,00010146 \text{ kg/ms} \end{aligned}$$

Viscositas produk bawah:

Komponen	Kmol/jam	Fraksi mol (f)	m (cp)	m ^{1/3}	f.m ^{1/3}
C3H5N3O9	8,298466	0,940356023	51,4	3,7181	3,4964
H2O	0,526347	0,059643977	1,03	1,0099	0,0602
Jumlah	8,824813	1	52,43		3,5566

Didapatkan harga $\sum(f.\mu^{1/3}) = 3,5566$

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran } (f.\mu^{1/3})^3 &= 44,9891 \text{ cP} \\ &= 0,04499 \text{ kg/ms} \end{aligned}$$

Penentuan fase terdistribusi :

Persamaan 18.5 Walas, 1990 hlm 613

$$\theta = \frac{Q_L}{Q_H} \times \left[\frac{\rho_L \times \mu_H}{\rho_H \times \mu_L} \right]^{0,3}$$

Sehingga didapat nilai 4,53555641 yang artinya fase berat menjadi fase terdispersi dan fase ringan menjadi fase kontinu.

Evaluasi Nilai Θ :

Θ	Hasil
< 0,3	Light phase always dispersed
0,3 – 0,5	Light phase probably dispersed
0,5 – 2,0	Phase inversion probable, design for worst case
2,0 – 3,3	Heavy phase probably dispersed
>3,3	Heavy phase always dispersed

(Walas, 2005)

1. Menentukan Kecepatan Pemisahan

Persamaan stoke's

$$U_d = \frac{g \times d^2 \times (\rho_d - \rho_c)}{18 \times \mu_c}$$

(Coulson, ed 6, hal 442)

dengan,

g = percepatan gravitasi (9,81 m/s²)

d_p = diameter tetesan fase terdispersi(m)

ρ_d = densitas fase terdispersi (kg/m³)

ρ_c = densitas fase kontinu (kg/m³)

μ_c = viskositas cairan fasa kontinu (kg/m.s)

U_d = kecepatan terminal fase terdispersi (m/s)

Menurut Schweitzer (1979), diameter droplet antara 50 - 300 μm (Schweitzer, Philip, 3th ed, p. 1-520).

Berdasarkan persamaan 10.7 ukuran droplet yang yang diasumsikan 150 μm . (Coulson, 2005 : 42).

Diambil diameter butir = 150 μ

$$= 0,00015 \text{ m}$$

maka,

$$U_d = \frac{g \times d^2 \times (\rho_d - \rho_c)}{18 \times \mu_c}$$

$$U_d = \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times (0,00015 \text{ m})^2 \times (1583,05113 - 1014,99) \text{ kg/m}^3}{18 \times 0,0010146 \text{ kg/ms}}$$

$$U_d = \frac{0,000125385 \text{ kg/s}^2}{0,0010146 \text{ kg/ms}}$$

$$U_d = 0,006865611 \text{ m/s}$$

Tanda positif menunjukkan bahwa arah kecepatan adalah kebawah dan fase terdispersi fase berat kebawah.

Dengan Qumpun = 8,6431 m³/jam

Karena *flow rate* kecil, maka digunakan tangki vertical (Coulson, 2005).

2. Ukuran Alat

a. Diameter dan Panjang Alat

Untuk dekanter vertikal perbandingan tinggi (H) dengan diameter (D), perbandingan

H/D = 2-4. (Coulson, J.M., 1983,p,347).

Diameter Decanter:

$$u_c = \frac{L_c}{A_i}$$

(Coulson, 2005)

$$L_c = 0,002400861 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_i = \frac{0,002400861 \text{ m}^3/\text{s}}{0,006865611 \text{ m/s}} = 0,3496 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{4 \times A_i} = 1,1826 \text{ m}$$

b. Tinggi

Untuk tangki silinder, dirancang H = 2D

$$H = 2 \times 1,1826 \text{ m} = 2,3654 \text{ m}$$

c. Menghitung Volume Cairan

waktu tinggal decanter berkisar $5 < t < 10$ menit (Coulson, 2005)

atau bisa menggunakan rumus

$$\text{Residence time} = \frac{\text{Dispersence band}}{U_d}$$

$$\text{Dispersence band} = 10\% H$$

$$= 0,2365 \text{ m}$$

$$\text{Residence time} = \frac{0,2365 \text{ m}}{0,006865611 \text{ m/s}}$$

$$= 34,4528 \text{ s} = 0,5742 \text{ menit}$$

VI = Kecepatan Volumetric umpan Umpan x waktu tinggal

$$= 0,00240 \text{ m}^3/\text{detik} \times 0,5742 \text{ menit} \times \frac{60 \text{ detik}}{1 \text{ menit}}$$

$$= 0,0827 \text{ m}^3$$

d. Volume Decanter

dirancang dengan angka keamanan 20%

$$V_t = 120\% \times VI$$

$$= 120\% \times 0,0827 \text{ m}^3$$

$$= 0,09926 \text{ m}^3$$

e. Tebal dinding dekanter

Komponen paling korosif: asam sulfat dan asam nitrat Maka digunakan bahan *stainless steel 304*

(Coulson, 2005)

P operasi : 1.2 atm

P desain : $150\% \times 1 \text{ atm} = 1.5 \text{ atm}$ (digunakan faktor keamanan sebesar 50%)

Tebal dinding dekanter dapat dihitung dengan persamaan:

$$e = \frac{P_i D_i}{4 J f - 1.2 P_i} + C$$

(Coulson, p.815)

Dengan:

e : Ketebalan (m)

J : Welded joint factor = 0.8 (Brownell and Young, 1959)

Pi : Tekanan operasi = 151987,5 N/m²

Di : Diameter dalam = 1,1827 m

f : design stress = 5.1×10⁸ N/m²

C : 0.004 m

(Coulson, 2005)

$$e = \frac{1519875 \text{ N/m}^2 \times 1,1827 \text{ m}}{4 \times 0,8 \times 5,1 \times 10^8 \text{ N/m}^2 - 1,2 \times 151987,5 \text{ N/m}^2}$$
$$= 0,1618 \text{ in}$$

Tebal standar = 3/16 in = 0.0048 m (Tabel 5.6, Brownell and Young p.88)

OD = ID + 2e = 1,1827 + 2 x 0,1618 = 1,1909 m = 46,8865 in

OD standar = 48 in = 1,2192 m (Tabel 5.7, Brownell and Young p.90)

f. Tebal head

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi

Untuk tekanan operasi <15 atm, head yang digunakan berjenis *torispherical dished head*

(Towler and Sinnott p.987, 2008)

$$e = \frac{P_i R_c C_s}{2fJ + P_i (C_s - 0,2)} + C$$

$$C_s = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{R_c}{Rk}} \right)$$

(Coulson, 2005)

Dimana,

Cs : Stress concentration factor

Rc : Crown radius (m) = 1,1827 m

Rk : Knuckle radius = 6% Rc = 0,071m

$$Cs = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{1,1827}{0,071}} \right)$$

$$= 1,1087$$

$$e = \frac{1519875 \text{ N/m}^2 \times 1,1827 \text{ m} \times 1,1087 \text{ m}}{2 \times 5,1 \times 10^8 \text{ N/m}^2 \times 0,8 + 151987,5 \text{ N/m}^2 (1,1087 - 0,2)} + 0,004$$

$$= 0,0042 \text{ m}$$

$$= 0,1671 \text{ inch}$$

Tebal standar = 3/16 in = 0.0048 m (Tabel 5.6, Brownell and Young p.88)

g. Tinggi head

keterangan:

icr : *Inside-Corner Radius*

sf : *Straight Flange*

r : *Radius of Dish*

Do : *Outside Diameter*

b : *Depth of Dish (Inside)*

a : *Inside Radius*

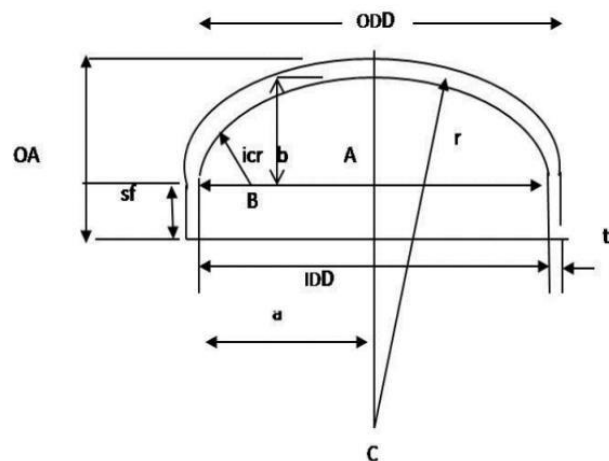
Ids : *Diameter Dalam Shell*

Icr = 3 inch = 0.0762 m (Tabel 5.7, Brownell and Young p.90)

Ids = ODs - 2e = 48 - 2(3/16) = 47,625 in = 1,2097 m

(koreksi)

r = 48 in = 1,2192 m



$$a = \frac{ID_s}{2} = 0,6048 \text{ m}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 0,5286 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 1,143 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 0,5153 \text{ m}$$

$$b = r - AC$$

$$= 0,7057 \text{ m}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young, untuk tebal head 3/16 in diperoleh $sf = 2 \text{ in} = 0.0508 \text{ m}$

Tinggi head = $t_{\text{head}} + b + sf$

$$= 1,19091846 + 0,7057 + 0.0508 = 0.7576 \text{ m}$$

h. Volume Head

$$\text{volume head} = 0,000049(Dt)^3$$

$$= 0,000049(46,8865 \text{ in})^3$$

$$= 5,0505 \text{ in}^3$$

$$= 0,1282 \text{ m}^3$$

$$\text{Ahead} = V_{\text{head}} / \text{Tinggi head}$$

$$= 0,1282 \text{ m}^3 / 0.7576 \text{ m} = 0,1693 \text{ m}^2$$

3. Desain Pipa

$$\text{Flowrate umpan} = 0,002400861 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Area of pipe} &= \frac{0,002400861 \text{ m}^3/\text{s}}{1 \text{ m/s}} \\ &= 0,0001816 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter pipa} = 0,0552 \text{ m} \Rightarrow 55,2778 \text{ mm}$$

a. Tinggi Pipa

Tinggi pemasukan pipa umpan = tinggi interface = tinggi fase berat (Z3)

$$Z3 = 50\% H$$

$$= 1,1826 \text{ m}$$

Tinggi pipa pengeluaran fase ringan (Z1)

$$Z1 = 90\% H$$

$$= 2,1288 \text{ m}$$

Tinggi pipa pengeluaran fase berat (Z2)

Persamaan 10.5 Coulson, 1983

$$Z2 = Z3 + ((Z1 - Z3) \rho_c / \rho_d)$$

$$= 1,1826 \text{ m} + ((2,1288 \text{ m} - 1,1826 \text{ m}) \times 1014,99005 \text{ kg/m}^3 / 1583,05113 \text{ kg/m}^3)$$

$$= 1,7893 \text{ m}$$

Ukuran pipa pemasukan umpan dapat dihitung dengan persamaan 15, Peter M.S 1980

$$ID = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

ID = inside diameter pipa, in

Qf = laju alir umpan, ft³/det

ρ = densitas umpan, lb/ft³

Dimana :

$$\rho = 70,291 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_f = 8,6431 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0847 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\text{ID} = 3,9 \times (0,0847 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (70,291 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$$

$$= 2,2329 \text{ lb}/\text{det}$$

$$= 0,2232 \text{ inc}$$

Dipilih ukuran pipa standard dengan spesifikasi (Tabel 11 kern, hal 844, 1965)

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
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	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	5.56	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.

Nominal pipa size, NPS = 0,125 in

Schedule number, Sch = 40

Out side diameter, OD = 0,405 in

Inside diameter, ID = 0,269 in

Flow area per pipe = 0,058 in²

b. Ukuran Pipa Fase Ringan

Ukuran pipa pengeluaran fase ringan dapat dihitung dengan persamaan 15 peter M.S. 1980, hal 496 :

$$ID = 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

ID = inside diameter pipa, in

Qf = laju alir fase ringan, ft³/det

ρ = densitas fase ringan, lb/ft³

Dimana :

$$\rho = 63,385 \text{ lb/ft}^3$$

$$Qf = 0,0757 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\begin{aligned} ID &= 3,9 \times (0,0757 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (63,385 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,0209 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standard dengan spesifikasi dari table 11 kern hal 844, 1965

Nominal pipa size, NPS = 0,125 in

Schedule number, Sch = 40

Out side diameter, OD = 0,405 in

Inside diameter, ID = 0,269 in

Flow area per pipe = 0,058 in²

c. Ukuran Pipa Fasa Berat

Ukuran pipa pengeluaran fase berat dapat dihitung dengan pers. 15 peter M.S 1980 halaman 496 :

$$ID = 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

ID = inside diameter pipa, in

Qf = laju alir fase berat, ft³/det

ρ = densitas fase berat, lb/ft³

Dimana :

$$\rho = 110,683 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_f = 0,0093 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 3,9 \times (0,0093 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (110,683 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,0877 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standard dengan spesifikasi dari table 11 kern hal 844, 1965

$$\text{Nominal pipa size, NPS} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number, Sch} = 40$$

$$\text{Out side diameter, OD} = 0,405 \text{ in}$$

$$\text{Inside diameter, ID} = 0,269 \text{ in}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 0,058 \text{ in}^2$$

4. Tebal Isolasi Dekanter

Perhitungan tebal isolasi yang diperlukan menggunakan asumsi sebagai berikut:

- Suhu dinding dalam tangki sama dengan suhu media pendingin
- Suhu dinding luar isolator ($T_3 = 26^\circ\text{C}$)
- Perpindahan panas pada keadaan *steady state*

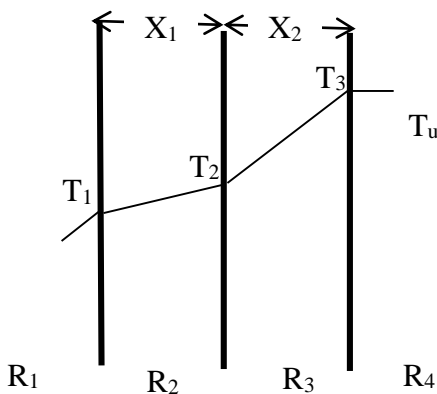
Bahan isolator adalah Polyurethane (range suhu -300 s.d 200 °F), dengan sifat-sifat berikut (Perry,2008):

$$k_i = 0,2595 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon_i = 0,93$$

Bahan dinding dekanter adalah Stainless Steel dengan sifat-sifat berikut (Holman, 1988):

$$k_s = 49,8633 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$



Keterangan:

R_1 = tahanan konveksi fluida

R_2 = tahanan konduksi dinding tangki

R_3 = tahanan konduksi di dalam

Isolator

R_4 = tahanan konveksi dinding luar isolator

X_1 = tebal dinding

X_2 = tebal isolasi

T_u = suhu udara luar (30°C)

T_1 = suhu dinding dalam tangki

T_2 = suhu dinding luar tangki

T_3 = suhu dinding isolator bagian luar

Skema Perpindahan Panas di Dinding Dekanter

Perpindahan kalor yang terjadi:

- Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam ke dinding luar tangki
- Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
- Perpindahan panas secara konveksi dari fluida ke dinding dalam tangki
- Perpindahan panas secara konveksi dari dinding luar isolator ke udara

Langkah perhitungan tebal isolasi:

- Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi Polyurethane-udara

$$T_f = \frac{1}{2} (T_3 + T_u) = \frac{1}{2} (26 + 30) = 28^\circ\text{C}$$

Pada suhu 25°C , sifat-sifat udara menurut Holman, 1988:

$$\nu = 1,57 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\beta = 1/(26+273) = 3.322 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$k = 0,02624 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr} = 0,708$$

$$\rho = 1,1774 \text{ kg/m}^3$$

Dimensi dekanter:

$$L = 2,3654 \text{ m}$$

$$R_1 = 0,5913 \text{ m}$$

$$R_2 = 0,6096 \text{ m}$$

Untuk mengetahui sifat aliran udara, maka perlu menghitung nilai bilangan Rayleigh dengan persamaan:

$$Ra = Gr \times Pr$$

$$Ra = \frac{g \beta (T_u - T_3) L^3}{\nu^2} Pr$$

Dengan:

$$g = \text{percepatan gravitasi bumi (9,8 m/s}^2\text{)}$$

$$L = \text{Tinggi tangki reaktor (m)}$$

$$Ra = \frac{9,8 \times 3,322 \times 10^{-3} \times (30 - 26) \times 2,3654^3}{(1,57 \times 10^{-5})^2} \times 0,708$$

$$Ra = 4,96 \times 10^9$$

Dengan $Ra > 10^9$, maka aliran udara adalah turbulen, sehingga untuk menghitung nilai hc dapat dipakai persamaan berikut (Tabel 7.2 Holman, 1986):

$$\begin{aligned} Hc &= 1.31(\Delta T)^{1/3} \\ &= 2,0794 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

b. Menghitung perpindahan panas konduksi tangki

$$q_k = \frac{2\pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}$$

$$q_k = \frac{2 \times 3,14 \times 49,8633 \frac{\text{W}}{\text{m}} \cdot ^\circ\text{C} \times 2,3654 \text{ m} \times (20 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{0,6096}{0,5913}\right)}$$

$$q_k = 486477,1 - 24323,85T_2$$

a. Perpindahan panas konduksi isolator:

$$q_i = \frac{2\pi \cdot k_1 \cdot L \cdot (T_3 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}$$

$$q_i = \frac{2,3,14 \cdot 0,2595 \frac{\text{W}}{\text{m}} \cdot ^\circ\text{C} \cdot 2,3654 \text{ m} (26 - T_2)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,6096}\right)}$$

b. Perpindahan panas konveksi isolator-udara

$$q_c = hc \cdot 2 \pi R_3 L (T_u - T_3)$$

$$q_c = 2,0794 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \cdot ^\circ\text{C} \cdot 2,3,14 \cdot R_3 \cdot 2,3654 \text{ m} \cdot (30 - 26)^\circ\text{C}$$

$$q_c = 123,6737R_3$$

Untuk menghitung tebal isolator, maka

$$q_c = q_k$$

$$123,6737R_3 = \frac{2 \times 3,14 \times 49,8633 \frac{W}{m} \cdot C \times 2,3654 \text{ m} \times (20 - T_2)^\circ C}{\ln\left(\frac{0,6096}{0,5913}\right)}$$

$$R_3 = 3933,555 - 196,6777T_2$$

$$T_2 = 20 - \frac{R_3}{196,6777}$$

c. Menghitung Jari-Jari Reaktor setelah diisolasi (R_3)

Untuk menentukan nilai R_3 , dapat dilakukan substitusi persamaan-persamaan di atas dan dilakukan penyelesaian satu variabel dengan cara numerik.

$$q_c = q_i$$

$$2,0794 \frac{W}{m^2} \cdot C \cdot 2,314 \cdot R_3 \cdot 2,3654 \text{ m} \cdot (30 - 26)^\circ C = \frac{2,3,14 \cdot 0,2595 \frac{W}{m} \cdot C \cdot 2,3654 \text{ m} \cdot (26 - T_2)^\circ C}{\ln\left(\frac{R_3}{0,6096}\right)}$$

$$123,6737 R_3 = \frac{2,3,14 \cdot 0,2595 \frac{W}{m} \cdot C \cdot 2,3654 \text{ m} \cdot \left(6 + \frac{R_3}{196,6777}\right)^\circ C}{\ln\left(\frac{R_3}{0,6096}\right)}$$

$$123,6737R_3 = \frac{23,1498 + \frac{R_3}{0,0196}}{\ln\left(\frac{R_3}{0,6096}\right)}$$

$$R_3 = 1,0925 \text{ m}$$

Sehingga, tebal isolasi dan suhu dinding luar tangki didapatkan sebesar:

$$t_{\text{isolator}}(X_2) = R_3 - R_2$$

$$= 1,0925 - 0,6096$$

$$= 0,4829 \text{ m}$$

$$T_2 = 20 - \frac{R_3}{196,6777}$$

$$= 20 - \frac{1,0925}{196,6777}$$

$$= 19,99 \text{ }^\circ C$$

KESIMPULAN

Jenis Dekanter	<i>Vertical Cylindrical Vessel</i>
Kode	DE-01
Fungsi	Memisahkan fase berat berupa C ₃ H ₅ N ₃ O ₉ (sebagian), HNO ₃ , H ₂ SO ₄ , C ₃ H ₈ O ₃ da H ₂ O(sebagian) dengan fase ringan berupa C ₃ H ₈ O ₃ (sebagian), C ₃ H ₅ N ₃ O ₉ HNO ₃ (sebagian), H ₂ SO ₄ (Sebagian), dan H ₂ O dengan laju alir 4919,49 kg/jam.
Tekanan operasi	1 atm
Suhu operasi	20°C
<i>Settling velocity</i>	0,000707 m/detik
Waktu pemisahan	4,84 menit
Diameter decanter	1,0271 m
Diameter pipa :	
a. Pipa umpan	0,54 in
b. Pipa fase berat	0405 in
c. Pipa fase ringan	0,405 in
Tinggi decanter	2,37 m
Tinggi pipa	
a. Pipa umpan	1,02,m
b. Pipa fase berat	1,73 m
c. Pipa fase ringan	1,84 m
Volume decanter	0,2948 m ³
Tebal <i>shell</i>	3/16 in
Head	<i>Torispherical head (flange and dished head)</i>
Tebal head	3/16 in
Tinggi head	0.26 m
Jenis material	<i>Stainless steel 304</i>

Washing Tank (WT)

Fungsi : Untuk menstabilkan $C_3H_5N_3O_9$ sebanyak 1884,46 kg/jam dengan air sebanyak 5653,37 kg/jam

Jenis : Tangki berpengaduk

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 20°C

1. Neraca Massa

Komposisi umpan masuk washing tank

- Arus 14

Komponen	BM	Kmol/jam	kg/Jam
$C_3H_5N_3O_9$	227,0865	8,2984	1884,4673
H_2O	18,0152	0,5263	9,4821
Total		8,8247	1893,9394

- Arus 15 (H_2O)

Komponen	BM	Kmol/jam	kg/Jam
H_2O	18,0152	313,8098	5653,3718

2. Neraca Panas

Data kapasitas panas diperoleh dari *Yaws Chemical Properties Handbook*

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (j/mol.K)			
	A	B	C	D
$C_3H_5N_3O_9$	3	0,81996		
H_2O	92,053	-0,039953	-2,11E-04	5,35E-07

Panas masuk

Arus 14

$$T = 20^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C}$$

Komponen	massa	N	$\int_{298}^{303} \text{Cp dT}$	n Cp dT
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1884,46	8,298412	-1226,4909	-10177,92635
H ₂ O	9,48	0,526339	-3,78E+02	-1,99E+02
Total				-10376,92695

Arus 15

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

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C}$$

Komponen	massa	N	$\int_{298}^{303} \text{Cp dT}$	n Cp Dt
H ₂ O	5653,37	313,8098	3,78E+02	1,18E+05
Total				1,18E+05

Mencari suhu pencampuran

Trial suhu :

Neraca Panas disekitar mixer

Panas Masuk – Panas Keluar = Panas Akumulasi

Panas umpan masuk – Panas produk keluar = 0

$$\left(\int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{in}}} n \cdot cp \cdot \Delta T + \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{in}}} n \cdot cp \cdot \Delta T \right) - \int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{mix}}} n \cdot cp \cdot \Delta T = 0$$

$$\left[\left(\int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{in}}} n_{\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9} \cdot cp \cdot \Delta T \right) + \left(\int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{in}}} n_{\text{H}_2\text{O}} \cdot cp \cdot \Delta T \right) + \left(\int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{in}}} n_{\text{H}_2\text{O}} \cdot cp \cdot \Delta T \right) \right] - \left[\left(\int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{mix}}} n_{\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9} \cdot cp \cdot \Delta T \right) + \left(\int_{T_{\text{reff}}}^{T_{\text{mix}}} n_{\text{H}_2\text{O}} \cdot cp \cdot \Delta T \right) \right] = 0$$

$$\left[\left(\int_{298}^{293} 8,29. \langle 3 + 8,19.10^{-1}T \rangle \right) + \left(\int_{298}^{293} 0,52. \langle 92,053 - 4.10^{-2}T - 2,11.10^{-4}T^2 + 5,35.10^{-7}T^3 \rangle \right) + \left(\int_{298}^{303} 313,80. \langle 92,053 - 4.10^{-2}T - 2,11.10^{-4}T^2 + 5,35.10^{-7}T^3 \rangle \right) \right] - \left[\left(\int_{298}^{T_{mix}} 8,29. \langle 3 + 8,19.10^{-1}T \rangle \right) + \left(\int_{298}^{T_{mix}} 314,33. \langle 92,053 - 4.10^{-2}T - 2,11.10^{-4}T^2 + 5,35.10^{-7}T^3 \rangle \right) \right] = 0$$

$$\left[\left(8,29. \langle 3. (293 - 298) + \frac{8,19.10^{-1}}{2}. (293^2 - 298^2) \rangle \right) + \left(0,52. \langle 92,053. (293 - 298) - \frac{4.10^{-2}}{2}. (293^2 - 298^2) - \frac{2,11.10^4}{3}. (293^3 - 298^3) + \frac{5,35.10^{-7}}{4}. (293^4 - 298^4) \rangle \right) + \left(313,80. \langle 92,053. (303 - 298) - \frac{4.10^{-2}}{2}. (303^2 - 298^2) - \frac{2,11.10^4}{3}. (303^3 - 298^3) + \frac{5,35.10^{-7}}{4}. (303^4 - 298^4) \rangle \right) \right] - \left[\left(8,2984. \langle 3. (T_{mix} - 298) + \frac{8,19.10^{-1}}{2}. (T_{mix}^2 - 298^2) \rangle \right) + \left(314,33. \langle 92,053. (T_{mix} - 298) - \frac{4.10^{-2}}{2}. (T_{mix}^2 - 298^2) - \frac{2,11.10^4}{3}. (T_{mix}^3 - 298^3) + \frac{5,35.10^{-7}}{4}. (T_{mix}^4 - 298^4) \rangle \right) \right] = 0$$

$$[-108087,16] - [(8,2984. \langle -3,73.10^4 + 3T_{mix} + 0,41T_{mix}^2 \rangle) + (314,33. \langle -24850,4251 + 92,053T_{mix} - 0,01997T_{mix}^2 - 7,03. 10^{-5}T_{mix}^3 + 1,34. 10^{-7}T_{mix}^4 \rangle)] = 0$$

$$-108087,16 - [(-309546,22 + 24,9T_{mix} + 3,4T_{mix}^2) + (-78113887,139 + 28935,586T_{mix} - 6,27934T_{mix}^2 - 0,0221T_{mix}^3 + 0,000004201T_{mix}^4)] = 0$$

$$4,2. 10^{-5}T_{mix}^4 - 0,0221T_{mix}^3 - 2,88T_{mix}^2 + 28960,48T - 8012846,2 = 0$$

Dari hasil goal seek diperoleh Tmix sebesar 29,19°C

Panas keluar

T keluar = 29,19°C (hasil trial)

Tref = 25°C

Komponen	massa	n	Cp Dt	n Cp dT
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1884,46	8,298411633	1043,353868	8658,1799
H ₂ O	5662,85	314,336158	316,3141617	99428,978
Total				108087,16

Neraca Panas Wash Tank

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	10177,9264	8658,17988
H ₂ O	118265	99428,9783
Total	108087,1582	108087,1582

3. Merancang Dimensi Mixer

A. Menentukan Volume Tangki

Komponen	ρ (kg/l)	W (kg/jam)	Fv = W/ ρ (liter/jam)
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1,593	1884,46	1182,6837
H ₂ O	1,032	5662,85	5486,5159
Total		7547,31	6669,1995

Diketahui :

$$\text{Waktu tinggal } (\Theta) = 0,333 \text{ jam}$$

$$\text{Volume cairan didalam mixer } (V_L) = 6669,1995 \text{ liter/jam} \times 0,333 \text{ jam}$$

$$= 2223,0665 \text{ liter}$$

$$= 2,2231 \text{ m}^3$$

B. Menentukan Tinggi dan Diameter Tangki

Tangki berbentuk silinder tegak dan berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih perbandingan D : H yang dipilih adalah 1 : 1,5.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88

Diperoleh :

$$\begin{aligned} V \text{ torispherical} &= V_H = 0,000049 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam in)} \\ &= 8,0296 \times 10^{-10} \text{ ID}^3 \text{ (d dalam m)} \end{aligned}$$

$$V \text{ tangki} = \text{Volume Shell } (V_s) + \{2 \times \text{Volume Head } (V_H)\}$$

Dimana :

$$V_{\text{shell}} (V_s) = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times H\} + (2 \times V_H) \\ &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times 1,5D\} + (2 \times V_H) \\ &= \{(1/4 \cdot 1,5) \times \pi \times D^3\} + (2 \times V_H) \\ &= 1,1786D^3 + (2 \times 8,0296 \times 10^{-10} D^3) \\ &= 1,1786D^3 + 1,60593 \times 10^{-09} D^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{tangki}} = 1,1786D^3$$

Maka,

$$\text{Inside Diameter (ID)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume tangki}}{1,1786}}$$

Sehingga diperoleh Inside Diameter (ID)

$$\text{ID} = \sqrt[3]{\frac{2,2231 \text{ m}^3}{1,1786}} = 1,236 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,2356 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 4,0535 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,2356 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} = 48,6443 \text{ in}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned} H_s &= 1,5 \times \text{ID} \\ &= 1,5 \times 1,2356 \text{ m} \\ &= 1,8533 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H_s = 1,8533 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 6,0805 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,8533 \text{ m} \times 39,3701 \frac{\text{in}}{\text{m}} = 72,9665 \text{ in}$$

C. Menentukan Tebal Dinding Tangki (ts)

Tangki tangki terdiri atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head).

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and Young, persamaan 13.1 hal.254})$$

Keterangan :

C = Faktor Korosi

Pdesain = Tekanan Terukur

- ri = Jari-jari dalam Shell
- f = Stress yang diijinkan
- E = Efisiensi sambungan

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih : Baja Stainless Steel SA 167 Type 316. Stres maksimum yang diijinkan (f) pada suhu 176°F diperoleh dari hal 342, Brownell and Young adalah 18750 psi.

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050

b. Jari – Jari dalam Shell

Jari-Jari dalam Shell (ri) = (1/2) x ID tangki
 = (1/2) x 48,6443 in
 = 24,3221 in

c. Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan Double Welded butt Joint dengan efisiensi sambungan (E) sebesar 0,8. Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young.

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Ther-mally Relieved	Maxi-mum Joint Effi-ciency, per cent
Double-welded butt joint	None	No	No	No	80

d. Faktor Korosi

Faktor korosi (C) untuk stainless steel yang diijinkan adalah $\frac{1}{8} = 0,125$ in.

(Tabel 6, Timmerhaus, 1958 : 542)

e. Tekanan Perancangan

P operasi = 1 atm = 14,696 psi

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson,1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 14,696 \text{ psi} \\ &= 16,1656 \text{ psi} \end{aligned}$$

f. Tebal Dinding Tangki (ts)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C = \frac{16,1656 \frac{\text{lbf}}{\text{in}^2} \times 24,3221 \text{ in}}{18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,8 - 0,6 \times 16,1656 \text{ lbf/in}^2} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1512 \text{ in}$$

Diambil tebal shell standar = 3/16 in = 0,1875 in (Brownell and Young, hal.88).

$$\begin{aligned} \text{Outside Diameter (OD)} &= \text{ID} + 2 \times t_{\text{shell standar}} \\ &= 48,6443 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 49,0193 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 1,2451 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 hal.91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 54 in :

$$\text{OD standar} = 54 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 1,3716 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times t_{\text{shell standar}} \\ &= 54 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 53,6250 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{ID} = 53,6250 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} = 1,3621 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,3621 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 4,4687 \text{ ft}$$

D. Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

a. Menentukan Jenis Head

Untuk menentukan bentuk-bentuk head ada 3 pilihan :

- Flanged and Standard Dished Head

Digunakan untuk vesel proses bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. Selain itu harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil. (Brownell & Young, 1959 : hal 86).

b. Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig sampai 200 psig dan harganya cukup ekonomis. (Brownell & Young, 1959 : hal 88)

c. Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. (Brownell & Young, 1959 : hal 92).

Jenis head yang dipilih adalah Torispherical Flanged and Dished Head. Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig.

Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167. tipe : 316 dengan tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18750 psi. (Brownell and Young, hal 342).

Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis Double Welded but Joint (E) = 0,8. (Brownell and young, tabel 13.2, hal 254)

Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542)

Pdesain = 16,1656 psi

b. Menentukan Ketebalan Torispherical Head

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Persamaan 7.77, Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

- th = Tebal head (in)
- W = Faktor intensifikasi stress
- f = Allowable stress untuk Plate Steel SA-167 tipe : 316
- E = Efisiensi sambungan
- C = Corrosion allowance
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi Stress (W)

Dengan nilai OD standar 54 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

$$rc = 54 \text{ in}$$

$$icr = 3 \frac{1}{4} \text{ in}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{54}{3,25}} \right) \\ &= 1,7690 \end{aligned}$$

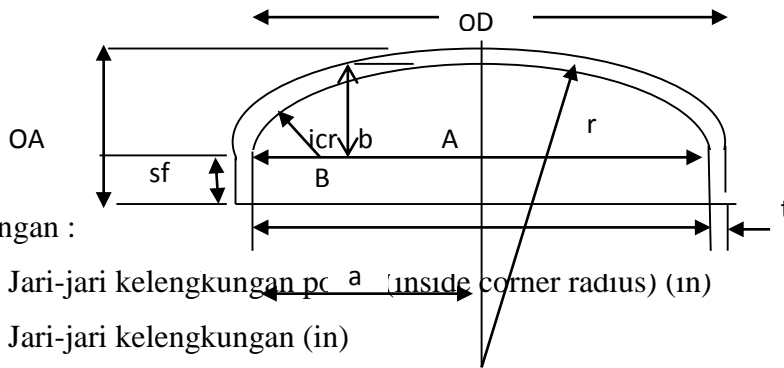
Maka, ketebalan *Torisheral Head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \\ &= \frac{16,1656 \text{ lbf/in}^2 \times 60 \text{ in} \times 1,7690}{2 \times 18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,8 - 0,2 \times 16,1656 \text{ lbf/in}^2} + 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$th = 0,1765 \text{ in}$$

Dipakai tebal head (th) standar 3/16 in = 0,1875 in.

c. Menentukan Tinggi Torisheral Head



Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pc^a (inside corner radius) (in)

rc = Jari-jari kelengkungan (in)

sf = Flange lurus (straight flange) (in) C

th = Tebal head (in)

OA = Tinggi head (in)

b = Depth of dish (inside) (in)

a = Inside radius / jari-jari shell (in)

ID = Inside diameter (in)

Berdasarkan tebal head standar (3/16), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 – 2 in. (Tabel 5.8 hal.93 Brownell and Young)

Dipilih Sf = 2 in

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID koreksi}}{2} \\ &= \frac{53,6250 \text{ in}}{2} \\ &= 26,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 26,8125 \text{ in} - 3,25 \text{ in} \\ &= 23,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 54 \text{ in} - 3,25 \text{ in} \\ &= 50,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(50,75 \text{ in})^2 - (26,8125 \text{ in})^2} \\ &= 44,9485 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 54 \text{ in} - 44,9485 \text{ in} \\ &= 9,0515 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi head (OA)} &= th \text{ standar} + b + Sf \\ &= 0,1875 \text{ in} + 9,0515 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 11,2390 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 0,2855 \text{ m} \end{aligned}$$

E. Menentukan Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total washtank} &= \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head} \\ &= 77,5384 \text{ in} + 2 \times 12,2640 \text{ in} \\ &= 100,0164 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total washtank} &= 100,0164 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\ &= 2,5404 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total washtank} &= 2,5404 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\ &= 8,3346 \text{ ft} \end{aligned}$$

F. Menentukan Tinggi Larutan dalam Tangki

$$\begin{aligned} A &= (\pi/4) \times \text{ID koreksi}^2 \\ &= \{(22/7)/4\} \times 1,3621^2 \text{ m}^2 \\ &= 1,4564 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter dalam 11 angka (ID)} = 53,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head bawah (V}_H) &= \text{Volume head atas (V}_H) \\ &= 0,000049 D^3 \\ &= 0,000049 \times (53,625 \text{ in})^3 \\ &= 7,5561 \text{ in}^3 \times \left(\frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}}\right)^3 \\ &= 0,0001238 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 2,2231 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dibagian shell (V}_L) &= \text{Volume larutan} - \text{Volume head bawah} \\ &= 2,2231 \text{ m}^3 - 0,0001238 \text{ m}^3 \\ &= 2,2229 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam bagian shell (H}_{L,S}) &= \frac{V_L}{A} \\ &= \frac{2,9639 \text{ m}^3}{1,4564 \text{ m}^2} \\ &= 1,5264 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam shell dan head bawah (H}_L) &= H_{L,S} + O_A \\ &= 1,5264 \text{ m} + 0,2855 \text{ m} \\ &= 1,8118 \text{ m} \\ &= 1,8118 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} \\ &= 5,9443 \text{ ft} \end{aligned}$$

G. Menentukan Pengaduk Tangki

$$\begin{aligned} \text{Suhu didalam tangki} &= 29,81^\circ\text{C} + 273 = 302,81 \text{ K} \\ &= (20^\circ\text{C} \times \frac{9}{5}) + 32 = 68^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Pengaduk yang akan digunakan dalam tangki dipilih berdasarkan viskositas total komponen masuk tangki pada suhu 20°C.

Menentukan viskositas setiap komponen masuk tangki

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + \frac{D}{T^2} \quad (T, K), (\mu, \text{cP})$$

Diketahui data untuk perhitungan viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	-18,215	4230,5	0,028705	-1,86E-05
H ₂ O	-10,216	1792,5	0,01773	-1,26E-05

(Yaws, 1999)

Pengaduk pada Tangki

a. Menentukan Jenis Pengaduk

Viskositas komponen dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \log_{10} \mu_{\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9} &= (-18,215) + \frac{(4230,5)}{302,81 \text{ K}} + (2,87\text{E} - 02) \cdot 302,81 \text{ K} + \frac{(-1,86\text{E}-05)}{(302,81 \text{ K})^2} \\ &= 4,4478 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{Na}_2\text{CO}_3} &= 10^{4,4478} \\ &= 28039,3425 \text{ cP} \end{aligned}$$

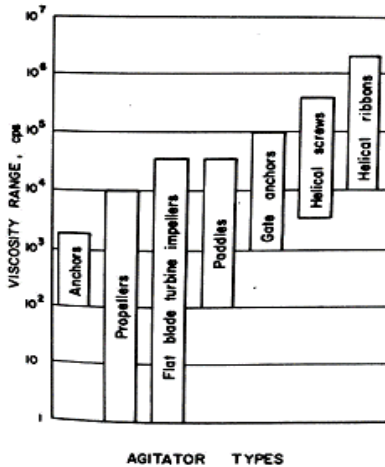
Dengan cara yang sama diperoleh viskositas komponen

Komponen	$\log_{10} \mu_{liq}$	μ_{liq} (cP)
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	4,4478	28039,3425
H ₂ O	1,0726	11,8188

Menentukan viskositas campuran komponen masuk tangki

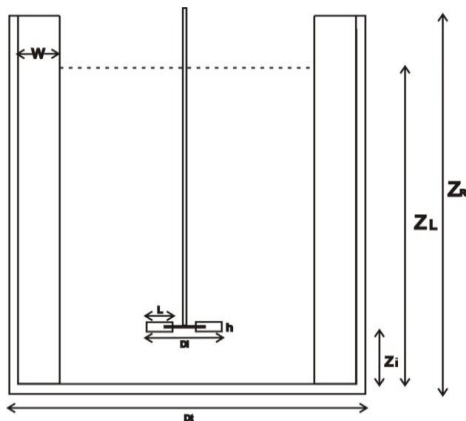
Komponen	Massa masuk (kg/jam)	Fraksi Massa (x)	μ (cP)	$x \cdot \mu$ (cP)
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1884,46	0,24969	28039,3425	7001,0288
H ₂ O	5662,85	0,75031	11,8188	8,8678
Total	7547,31	1,00000	28051,1614	7009,897

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, Reinhold New York , 1966)



Gambar 24. Agitator Type

Untuk viskositas 7009,897cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah propeller, Flat Blade Turbines Impellers, paddles, gate anchors, atau helical screws. (Rase H.F , Fig 8.4 Halaman 341). Dipilih Flat Blade Turbines Impeller karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk tangki dengan proses continuous. (Rase H.F, Halaman 344)



Keterangan:

Z_R : Tinggi reaktor

Z_L : Tinggi cairan

Z_i : Tinggi pengaduk dari dasar

D_t : Diameter reaktor

D_i : Diameter pengaduk

L : Panjang pengaduk

h : Lebar pengaduk

Komponen Bagian Tangki Menurut Brown, w : Lebar *baffle* a jenis

pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (flat blade turbines impellers) :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_L/D_i = 2,7 - 3,9$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4$$

$$w/D_i = 0,1$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

1. Jumlah Blade = 6 buah

2. Jumlah Baffle = 4 buah
3. Diameter Impeller (D_i) = $\frac{1}{3} \times$ Diameter tangki (D_t)
 $= \frac{1}{3} \times 1,3621 \text{ m}$
 $= 0,4540 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 1,4896 \text{ ft}$
4. Tinggi Impeller dari dasar (Z_i) = diambil $Z_i/D_i = 1$
 $= D_i$
 $= 0,4540 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
 $= 1,4896 \text{ ft}$
5. Lebar Blade Impeller (h) = $\frac{1}{5} \times D_i$
 $= \frac{1}{5} \times 0,4540 \text{ m}$
 $= 0,0908 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}} = 0,2979 \text{ ft}$
6. Panjang Blade Impeller (L) = $\frac{1}{4} \times D_i$
 $= \frac{1}{4} \times 0,4540 \text{ m}$
 $= 0,1135 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
 $= 0,3724 \text{ ft}$
7. Lebar Baffle (W) = $0,1 \times D_i$
 $= 0,1 \times 0,4540 \text{ m}$
 $= 0,0454 \text{ m} \times 3,2808 \frac{\text{ft}}{\text{m}}$
 $= 0,1490 \text{ ft}$

b. Menentukan Kecepatan Pengaduk

Densitas Campuran Komponen Masuk Tangki

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa (x_i)	ρ (kg/liter)	$x_i \cdot P$
$C_3H_5N_3O_9$	1884,46	0,2497	1,944	0,4853
H_2O	5662,85	0,7503	1,267	0,9505
Total	7547,31	1,0000		1,4358

Berdasarkan Rase, H.F., (1977), vol.1., hlm. 345, 366, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbine Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit.

Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{(22/7) \times 1,4896 \text{ ft}}$$

$$N = 128,1644 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ sekon}}$$

$$N = 2,1361 \text{ rps}$$

Dari Wallas, halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 128,1644 rpm adalah 155 rpm.

$$N \text{ standar} = 155 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ sekon}} = 2,5833 \text{ rps}$$

c. Menentukan Bilangan Reynold

Rumus yang digunakan

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan rumus :

$$\rho = \rho \text{ campuran umpan masuk} = 1,4358 \text{ kg/liter} = 89,6315 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = \text{Kecepatan pengadukan} = 2,5833 \text{ rps}$$

$$Di = \text{Diameter impeller} = 1,6562 \text{ ft}$$

$$\mu = \text{Viskositas campuran umpan masuk tangki}$$

$$= 7009,897 \text{ cP} \times \frac{0,000671969 \text{ lb/ft.s}}{\text{cP}}$$

$$= 4,7104 \text{ lb/ft.s}$$

Maka, nilai bilangan reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu} = \frac{89,6315 \text{ lb/ft}^3 \times 2,5833 \text{ rps} \times 1,4896(1,ft)^2}{4,7104 \text{ lb/ft.s}}$$

$$NRe = 109,0684$$

Dari gambar 8.8 (Rase H.F, 1957), untuk six blade turbine dengan $NRe > 10$, nilai Np (power number) yang didapat adalah = 5,5.

d. Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan :

- P = Daya penggerak (watt)
Np = Power Number
 ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m^3)
N = Kecepatan pengaduk standar (1/s)
Di = Diameter pengaduk (m)

Maka, tenaga pengaduk

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 1435,7587 \text{ kg/m}^3 \times (2,5833 \text{ rps})^3 \times (0,4540 \text{ m})^5 \\ &= 5,5 \times 1172,2724 \text{ kg/m}^3 \times 9,0422 \text{ rps}^3 \times 0,0193 \text{ m}^5 \\ &= 2626,5348 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 2626,5348 \text{ J/s} \\ &= 2626,5348 \text{ Watt} \times \frac{\text{kWatt}}{1000 \text{ Watt}} \\ &= 2,6265 \text{ kWatt} \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari Tabel 3.1 Towler, halaman 111 :

Tabel Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

Dengan daya penggerak 2,6265 kWatt < 5 kWatt, sehingga efisiensinya adalah 80%.

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned} P &= \frac{2,6265 \text{ kWatt}}{0,80} \\ &= 3,2832 \text{ kWatt} \times \frac{1,34102 \text{ HP}}{1 \text{ kWatt}} \\ &= 4,401 \text{ HP} \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, E.F., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf, Publishing, Co. Houston, Texas, 2001, edisi 3, halaman 628 :

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 motor pengaduk standar = 5 HP

Menentukan Volume Washtank

Volume washtank = volume fluida + volume pengaduk + volume baffle
x (Angka keamanan)

Volume fluida = 3,8284 m³

Volume pengaduk = jumlah impeller x lebar impeller x tinggi impeller x panjang impeller
= 1 x 0,0908 m x 0,454 m x 0,1135 m
= 0,00467 m³

Volume baffle = jumlah baffle x panjang baffle x lebar baffle x tebal baffle
= 4 x 1,853 m x 0,0454 m x 0,0454 m
= 0,0153 m³

Volume total mixer = 2,243 m³
= 2243,0279 liter
= 592,6079 gallon

Menurut Peters dan Timmerhaus (1991) halaman 37 tabel 6, *overdesign* yang direkomendasikan untuk “*Continuous Reactor*” adalah 20%. Untuk perancangan, volume mixer diambil *over design* 20% sehingga menjadi 120% dari volume totalnya.

Volume mixer = volume total x (1 + Over design)
= 2,243 m³ x (1 + 0,2)
= 2,243 m³ x 1,2
= 2,6916 m³
= 2691,633 liter

Volume mixer = 2691,633 liter x 0,2642 $\frac{\text{gallon}}{\text{liter}}$
= 711,129 gallon

Distandarkan dengan volume reaktor standar (Tabel 7.3. Silla, 2003)

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

Rated Capacity ^a gal	Actual Capacity ^a gal	Jacket Area ^b ft ²	Outside Diameter ^c in	Straight Shell ^c in
500	559	75	54	51
750	807	97	60	60
1000	1075	118	66	66
1200	1253	135	66	78
1500	1554	155	72	81
2000	2083	191	78	93
2500	2756	230	84	105
3000	3272	256	90	108
3500	3827	283	96	111
4000	4354	304	102	111
5000	5388	353	108	123
6000	6601	395	120	120
8000	8765	466	132	132
10,000	10,775	540	144	135

a) To convert gal to m³, multiply by 3.785x10⁻³.

b) To convert ft² to m², multiply by 9.29x10⁻².

c) To convert in to m, multiply by 2.54x10⁻².

Maka dipilih :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume mixer} &= 750 \text{ gallon} \times \frac{\text{liter}}{0,2642 \text{ gallon}} \\
 &= 2838,7585 \text{ liter} \\
 &= 2,8388 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

KESIMPULAN

1. Fungsi : Untuk menstabilkan $C_3H_5N_3O_9$ 1884,46 sebanyak kg/jam dengan air sebanyak 5653,37 kg/jam
2. Tipe : Tangki berpengaduk
3. Kondisi operasi
 - Suhu = $20^{\circ}C$
 - Tekanan = 1 atm
 - Waktu tinggal = 0,333 jam
4. Volume cairan = $2,2231 \text{ m}^3$
5. Volume tangki = $2,6677 \text{ m}^3$
6. Tinggi cairan di dalam tangki = 1,9695 m
7. Ukuran tangki tangki
 - Diameter dalam = 1,3716 m
 - Diameter luar = 1,3621 m
 - Tebal head = $3/16$ in
 - Tinggi head atas = 0,2855 m
 - Tinggi head bawah = 0,2855 m
 - Tebal dinding tangki = $3/16$ in
 - Tinggi dinding tangki = 1,8118 m
 - Tinggi total tangki = 2,5404 m
 - Material = Stainless Steel SA – 167 tipe 316
8. Pengaduk tangki
 - Jenis = Flat Blade Turbine Impeller
 - Jumlah blade = 6 buah
 - Jumlah baffle = 4 buah
 - Diameter pengaduk = 0,4540 m
 - Tinggi pengaduk = 0,4540 m
 - Lebar blade = 0,0908 m
 - Panjang blade = 0,1135 m
 - Lebar baffle = 0,4554 m

- Kecepatan pengaduk = 125 rpm
- Power pengaduk = 2 Hp

TANGKI PENYIMPANAN ASAM NITRAT

(T-01)

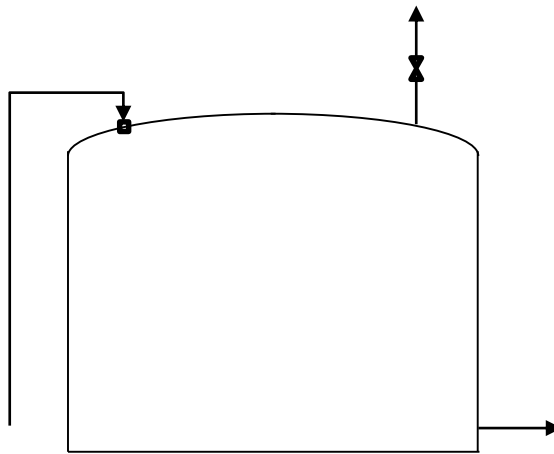
Tugas : Menyimpan bahan baku Asam Nitrat (HNO_3) sebanyak 1944,95 kg/jam selama 7 hari

Tipe : *Vertical vessel* dengan *torispherical dished head*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi: $P = 1 \text{ atm}$

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



Komponen masuk :

Komponen	Massa (kg/jam)
HNO_3	1906,05
H_2O	38,9
Jumlah	1944,95

1. Pemilihan Jenis Tangki

Isi tangki : Larutan asam nitrat 98 %, titik didih $86 \text{ }^\circ\text{C}$ pada 1 atm (PT.Multi Nitrotama Kimia)

Sifat bahan : Volatile

Kondisi penyimpanan : $T = 30^\circ\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

Jenis tangki yang dipilih : *Vertical vessel dengan torispherical heads*
(dikarenakan titik didih komponen dibawah titik didih air).

2. Volume Bahan

Densitas cairan (ρ) : 1468,924 kg/m³

Waktu penyimpanan : 7 hari = 168 jam

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{1944,95 \text{ kg/jam}}{1468,92439 \text{ kg/m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 222,4426 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Volume Tangki

Dengan over design 20%, maka didapat volume tangki :

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki (Vt)} &= 1,2 \times 222,4426 \text{ m}^3 \\ &= 266,931 \text{ m}^3 \\ &= 1678,946 \text{ bbl} \\ &= 9426,591 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

4. Menghitung Dimensi Tangki

a. Ukuran Tangki

Berdasarkan Appendix E item 3 – Brownell & Young, 1979 (72 in butt welded courses) API Standard. Dengan volume tangki (Vt) sebesar 1678,946 bbl, diambil ukuran standar untuk D dan H sebagai berikut :

kapasitas standarnya 1680 bbl

$$D = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

$$H = 30 \text{ ft} = 9,144 \text{ m}$$

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)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									
		4 12	5 18	6 24	7 30	8 36	9 42	10 48	11 54	12 60	
		Number of Courses in Completed Tank									
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	3,080	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	6,030	9,060	12,909	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	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720	
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	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900	
140	2742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	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	244,800	254,300	
200	5595	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	D = 174	
220	6770	203,100	243,700	284,400	322,300	D = 194	D = 219	

b. Tebal Shell Tangki

Tangki dirancang menggunakan bahan konstruksi *stainless steel SA-167*, karena bahan bersifat korosif.

Data yang digunakan:

Maximum Allowable Stress (f) = 18750 psi

Efisiensi (E) = 80%

Corrosion Allowance (C) = 0,125 in

Mengitung tekanan operasi, digunakan over pressure sebesar 10% (Heinemann, 2012, hal. 669)

Tekanan Operasi (P) = 1,1 x P operasi
 = 1,1 x 1 atm
 = 1,1 atm

$$= 16,17 \text{ psia}$$

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan 3.16 Brownell & Young, hal. 45, yaitu

$$t_s = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E} + C$$

Menghitung internal pressure digunakan persamaan 3.17 Brownell & Young, hal. 46, yaitu

$$P = \frac{\rho \cdot (H-1)}{144}$$

Maka, tebal shell dapat dihitung

$$t_s = \frac{\rho \cdot (H-1) \cdot D}{2 \cdot f \cdot E \cdot 144} + C$$

dengan:

D = diameter dalam shell, in

f = tekanan bahan yang diijinkan, psi

H = tinggi tangki, ft

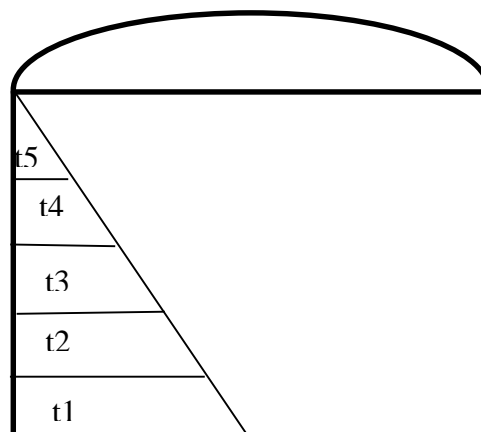
ρ = densitas, lb/ft³

C = faktor korosi, in

E = efisiensi

$$t_s = 0,000425 \times (H-1) + 0,125$$

Gambar sketsa tangki dengan plate:



Dengan menggunakan lebar tiap plate 72 in (6 ft), maka untuk tinggi tangki 30 ft diperlukan 5 susunan plate. Jarak dihitung dari atas:

Plate ke	Tinggi Tangki (ft)	Tebal Plate (in)	Dipilih tebal plate (in)
t5	6	0,1271	0,1875
t4	12	0,1297	0,1875
t3	18	0,1322	0,1875
t2	24	0,1348	0,1875
t1	30	0,1373	0,1875

5. Tinggi dan Tebal *Head*

Jenis head yang dipilih adalah torispherical dished head karena asam nitrat yang bersifat korosif. Tipe head ini dapat mengantisipasi adanya kenaikan suhu dan tekanan karena tangki dirancang vertikal.

Untuk menghitung tebal head digunakan persamaan 13.12 Brownell & Young, yaitu:

$$t_h = \frac{0,885 \times P \times r_c}{f E - 0,1 P} + C$$

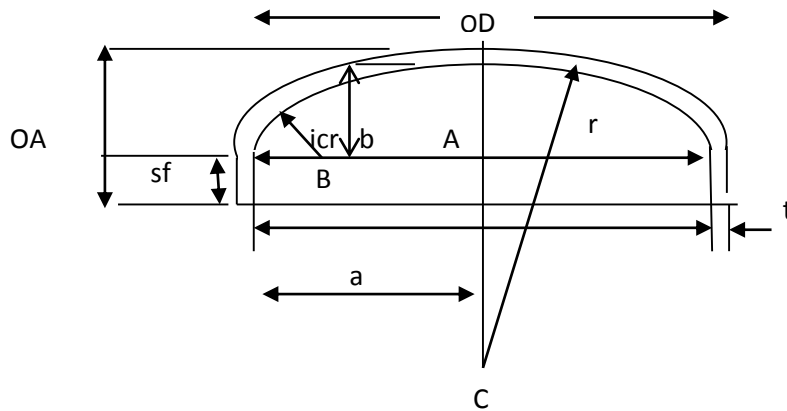
Dimana crown radius (r_c) yang digunakan adalah 6% (Brownell & Young, hal. 258). Maka tebal *head* adalah:

$$t_h = \frac{0,885 \times 16,17 \text{ psi} \times (6\% \times 540 \text{ in})}{18750,8 - 0,1 \cdot 16,17} + 0,125$$

$$t_h = 0,1387 \text{ in}$$

dipilih t_h standar = 3/16 in

Menentukan Tinggi Torispherical Head



Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)

rc = Jari-jari kelengkungan (in)

sf = *Flange* lurus (*straight flange*) (in)

th = Tebal *head* (in)

OA = Tinggi *head* (in)

b = *Depth of dish (inside)* (in)

a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)

ID = *Inside diameter* (in)

Berdasarkan tebal *head* standar (3/16), maka dipilih *straight flange* (Sf) antara 1 1/2 – 2 1/4 in. (Tabel 5.8 hal.93 Brownell and Young)

Dipilih Sf = 1,5 in

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{240 \text{ in}}{2} \\ &= 120 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 120 \text{ in} - 14,438 \text{ in} \\ &= 105,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 180 \text{ in} - 14,438 \text{ in} \\ &= 165,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{(165,5625 \text{ in})^2 - (105,5625 \text{ in})^2} \\
 &= 127,5441 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= rc - AC \\
 &= 180 \text{ in} - 199,36 \text{ in} \\
 &= 52,4558 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + Sf \\
 &= 0,1875 \text{ in} + 52,4558 \text{ in} + 1,5 \text{ in} \\
 &= 54,1434 \text{ in} \times \frac{1 \text{ m}}{39,3701 \text{ in}} \\
 &= 1,38 \text{ m} \\
 &= 4,5119 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

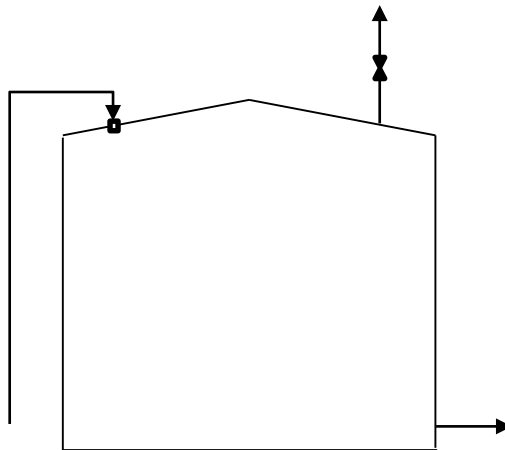
KESIMPULAN

Tugas	: Menyimpan bahan baku Asam Nitrat (HNO_3) sebanyak 1944,95 kg/jam selama 7 hari
Tipe	: <i>Vertical vessel</i> dengan <i>torispherical dished head</i>
Kondisi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 30 °C
Volume Cairan	: 222,4426 bbl
Volume Tangki	: 1678,946 bbl
Spesifikasi	:
Ukuran Tangki	: Diameter : 20 ft = 6,096 m Tinggi : 30 ft = 9,144 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1875
Tinggi <i>head</i>	: 4,5119 ft = 1,38 m
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: Stainless steel SA-167

TANGKI PENYIMPANAN ASAM SULFAT

(T-02)

Tugas : Menyimpan H_2SO_4 sebanyak 514,68 kg/jam selama 7 hari
Jenis Tangki : *Vertical vessel* dengan *conical roof*
Jumlah : 1
Kondisi Operasi : P = 1 atm
T = 30 °C



Komponen masuk:

Komponen	Massa (kg/jam)
H_2SO_4	504,39
H_2O	10,29
Jumlah	514,68

1. Pemilihan Jenis Tangki

Isi tangki : Larutan H_2SO_4 98%, *boiling point* 337°C at 1 atm (PT. Indonesian Acid Industry)
Sifat bahan : non-Volatile
Kondisi penyimpanan : T = 30°C
P = 1 atm

Jenis tangki yang dipilih : *Vertical vessel* dengan *conical roof* (dikarenakan tekanan penyimpanan pada tekanan atmosferis , titik didih komponen diatas titik didih air dan dikarenakan H₂SO₄ bersifat non-volatile).

2. Volume Bahan

Densitas cairan (ρ) : 1794,50 kg/m³

Waktu penyimpanan : 7 hari = 168 jam

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{514,68 \text{ kg/jam}}{1794,50 \text{ kg/m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 48,1841 \text{ m}^3 \\ &= 303,0688 \text{ bbl}\end{aligned}$$

3. Volume Tangki

Dengan over design 20%, maka didapat volume tangki :

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki (Vt)} &= 1,2 \times 48,1841 \text{ m}^3 \\ &= 57,8209 \text{ m}^3 \\ &= 363,6825 \text{ bbl}\end{aligned}$$

4. Menghitung Dimensi Tangki

a. Ukuran Tangki

Berdasarkan Appendix E item 3 – Brownell & Young, 1979 (72 in butt welded courses) API Standard. Dengan Volume tangki (Vt) = 363,6829 bbl, diambil ukuran standar untuk D dan H sebagai berikut :

Kapasitas standarnya 565 bbl

D = 15 ft = 4,572 m

H = 18 ft = 5,4864 m

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)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)								
		4 Number of Courses in Completed Tank								
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 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	3,080	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	6,030	9,060	12,909	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	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720
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	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	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	244,800	254,300
200	5595	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	D = 174
220	6770	203,100	243,700	284,400	322,300	D = 194	D = 219

b. Tebal Shell Tangki

Tangki dirancang menggunakan bahan konstruksi stainless steel SA-167, karena bahan bersifat korosif.

Data yang digunakan:

Maximum Allowable Stress (f) = 18750 psi

Efisiensi (E) = 80%

Corrosion Allowance (C) = 0,125 in

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan 3.16 Brownell & Young, hal. 45, yaitu

$$ts = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E} + C$$

Menghitung internal pressure digunakan persamaan 3.17 Brownell & Young, hal. 46, yaitu

$$P = \frac{\rho \cdot (H-1)}{144}$$

Maka, tebal shell dapat dihitung

$$ts = \frac{\rho \cdot (H-1) \cdot D}{2 \cdot f \cdot E \cdot 144} + C$$

dengan:

D = diameter dalam shell, in

f = tekanan bahan yang diijinkan, psi

H = tinggi tangki, ft

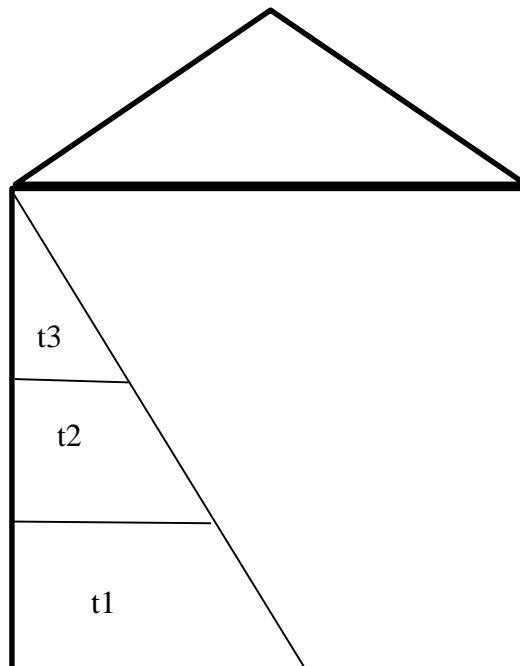
ρ = densitas, lb/ft³

C = faktor korosi, in

E = Efisiensi

$$ts = 0,00026 \times (H-1) + 0,125$$

Sketsa tangki dengan plate :

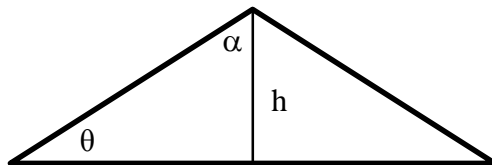


Dengan menggunakan lebar tiap plate 72 in (6 ft), maka untuk tinggi tangka 18 ft diperlukan 3 susunan plate. Jarak dihitung dari atas:

Plate ke	Tinggi Tangki (ft)	Tebal Plate (in)	Dipilih tebal plate (in)
t3	6	0,1269	0,1875
t2	12	0,1293	0,1875
t1	18	0,1316	0,1875

5. Roof Desain

Jenis Roof : *conical roof*



Diambil sudut $\theta = 20$; $\alpha = 70$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi atap, h} &= \frac{D}{2} \tan \theta \\
 &= \frac{12}{2} \tan 20 \\
 &= 2,1838 \text{ ft} \\
 &= 0,666 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi total tangki = 5,238 m

$$\begin{aligned}
 \text{Volume atap} &= \pi \times r^2 \times \frac{h}{3} \\
 &= 82,3612 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

KESIMPULAN

Tugas	: Menyimpan H ₂ SO ₄ sebanyak 514,68 kg/jam selama 7 hari
Jenis	: <i>Vertical vessel</i> dengan <i>conical roof</i>
Kondisi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 30 °C
Volume cairan	: 303,0688 bbl
Volume Tangki	: 363,6825 bbl
Spesifikasi	:
Ukuran Tangki	: Diameter : 15 ft = 4,572 m Tinggi : 18 ft = 5,4864 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Tinggi <i>roof</i>	: 2,1838 ft= 0,666 m
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: Stainless steel SA-167

TANGKI PENYIMPANAN GLISERIN

(T-03)

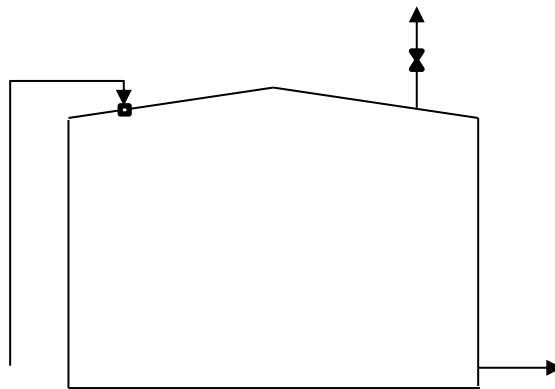
Tugas : Menyimpan bahan baku gliserin ($C_3H_8O_3$) sebanyak 779,55 kg/jam selama 7 hari

Jenis Tangki : *Vertical vessel* dengan *conical roof*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi: $P = 1 \text{ atm}$

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



Komponen masuk:

Komponen	Massa (kg/jam)
$C_3H_8O_3$	775,68
H_2O	3,87
Jumlah	779,55

1. Pemilihan Jenis Tangki

Isi tangki : Larutan gliserin ($C_3H_8O_3$) , kemurniaan 95,5%
PT. Cisadane Raya Chemicals) Tangerang

Sifat bahan : Non Volatile

Kondisi penyimpanan : $T = 30^\circ\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

Jenis tangki yang dipilih : *Vertical vessel* dengan *conical roof* (dikarenakan tekanan penyimpanan pada tekanan atmosferis , titik didih komponen diatas titik didih air dan dikarenakan $C_3H_8O_3$ bersifat non volatile).

2. Volume Bahan

Densitas cairan (ρ) : 1244,7 kg/m³

Waktu penyimpanan : 7 hari = 168 jam

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{779,55 \text{ kg/jam}}{1244,7 \text{ kg/m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 105,22 \text{ m}^3 = 661,82 \text{ bbl}\end{aligned}$$

3. Volume Tangki

Dengan over design 20%, maka didapat volume tangki :

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki (Vt)} &= 1,2 \times 105,22 \text{ m}^3 \\ &= 126,26 \text{ m}^3 \\ &= 794,18 \text{ bbl} \\ &= 4459,013 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

4. Menghitung Dimensi Tangki

a. Ukuran Tangki

Berdasarkan Appendix E item 1 – Brownell & Young, 1979 (72 in butt welded courses) API Standard. Dengan volume tangki (Vt) sebesar 794,15 bbl, diambil ukuran standar untuk D dan H sebagai berikut :

Kapasitas standar = 945 bbl

D = 15 ft

H = 30 ft

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)

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11											
											Tank Diameter (ft)	Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	Tank Height (ft)								
													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	3,080	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	6,030	9,060	12,909	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	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720											
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	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900											
140	2742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	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	244,800	254,300											
200	5595	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	D = 174											
220	6770	203,100	243,700	284,400	322,300	D = 194	D = 219											

b. Tebal Shell Tangki

Tangki dirancang menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA-135*

Data yang digunakan:

Maximum Allowable Stress (f) = 12750 psi

Efisiensi (E) = 80%

Corrosion Allowance (C) = 0,125 in

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan 3.16 Brownell & Young, hal. 45, yaitu

$$ts = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E} + C$$

Menghitung internal pressure digunakan persamaan 3.17 Brownell & Young, hal. 46, yaitu

$$P = \frac{\rho \cdot (H-1)}{144}$$

Maka, tebal shell dapat dihitung

$$t_s = \frac{\rho \cdot (H-1) \cdot D}{2 \cdot f \cdot E \cdot 144} + C$$

dengan:

D = diameter dalam shell, in

f = tekanan bahan yang diijinkan, psi

H = tinggi tangki, ft

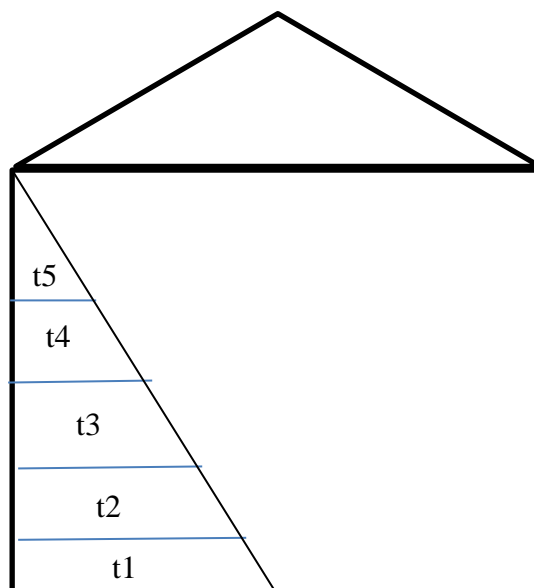
ρ = densitas, lb/ft³

C = faktor korosi, in

E = Efisiensi

$$t_s = 0,000397 \times (H-1) + 0,125$$

Sketsa tangki dengan plate :



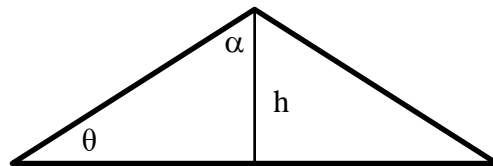
Dengan menggunakan lebar tiap plate 72 in (6 ft), maka untuk tinggi tangki 30 ft diperlukan 5 susunan plate.

Jarak dihitung dari atas:

Plate ke	Tinggi Tangki (ft)	Tebal Plate (in)	Dipilih tebal plate (in)
t5	6	0,1270	0,1875
t4	12	0,1294	0,1875
t3	18	0,1317	0,1875
t2	24	0,1341	0,1875
t1	30	0,1365	0,1875

5. Roof Desain

Jenis Roof : *conical roof*



Diambil sudut $\theta = 20$; $\alpha = 70$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi atap, h} &= \frac{D}{2} \tan \theta \\
 &= \frac{15}{2} \tan 20 \\
 &= 2,73 \text{ ft} \\
 &= 0,832 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume atap} &= \pi \times r^2 \times \frac{h}{3} \\
 &= 160,85 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

KESIMPULAN

Tugas	: Menyimpan bahan baku gliserin ($C_3H_8O_3$) sebanyak 779,55 kg/jam selama 7 hari
Jenis	: <i>Vertical vessel</i> dengan <i>conical roof</i>
Kondisi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 30 °C
Volume cairan	: 661,82 bbl
Volume Tangki	: 794,18 bbl
Spesifikasi	:
Ukuran Tangki	: Diameter : 15 ft = 4,57 m Tinggi : 30 ft = 9,14 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Tinggi <i>roof</i>	: 2,73 ft = 0,832 m
Jumlah	: 1 unit
Bahan	: <i>Carbon steel SA 135</i>

TANGKI PENYIMPANAN PRODUK

(T-04)

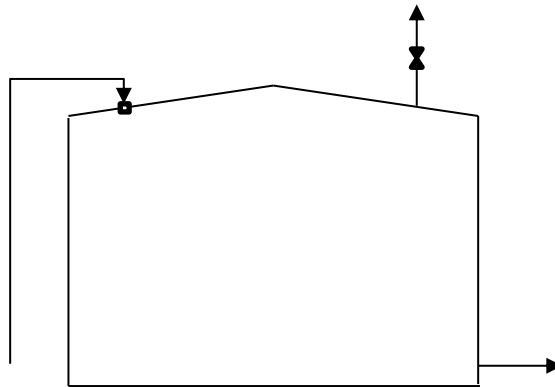
Tugas : Menyimpan produk gliserin trinitrat ($C_3H_5N_3O_9$) sebanyak 7547,31 kg/jam selama 7 hari

Jenis Tangki : *Vertical vessel* dengan *conical roof*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi: $P = 1 \text{ atm}$

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



Komponen masuk :

Komponen	Massa (kg/jam)
$C_3H_5N_3O_9$	1884,46
H_2O	5662,85
Jumlah	7547,31

1. Pemilihan Jenis Tangki

Isi tangki : Larutan gliserin trinitrat ($C_3H_5N_3O_9$), kemurniaan 95,5%

Sifat bahan : Non Volatile

Kondisi penyimpanan : $T = 30^\circ\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

Jenis tangki yang dipilih : *Vertical vessel* dengan *conical roof* (dikarenakan tekanan penyimpanan pada tekanan atmosferis , titik didih komponen diatas titik didih air dan dikarenakan $C_3H_5N_3O_9$ bersifat non volatile).

2. Volume Bahan

Densitas cairan (ρ) : 1148,3 kg/m³

Waktu penyimpanan : 7 hari = 168 jam

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{7547,31 \text{ kg/jam}}{1148,3 \text{ kg/m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 1104,2 \text{ m}^3 \\ &= 6945,2 \text{ bbl}\end{aligned}$$

3. Volume Tangki

Dengan over design 20%, maka didapat volume tangki :

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki (Vt)} &= 1,2 \times 1104,2 \text{ m}^3 \\ &= 1325,04 \text{ m}^3 \\ &= 8334,25 \text{ bbl} \\ &= 46793,28 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

4. Menghitung Dimensi Tangki

a. Ukuran Tangki

Berdasarkan Appendix E item 3 – Brownell & Young, 1979 (72 in butt welded courses) API Standard. Dengan volume tangki (Vt) sebesar 8334,25 bbl, diambil ukuran standar untuk D dan H sebagai berikut :

Kapasitas standar = 8390 bbl

D = 50 ft = 15,24 m

H = 24 ft = 7,32 m

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)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)												
		4 Number of Courses in Completed Tank												
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 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	3,080	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	6,030	9,060	12,909	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	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720
90	1,133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980
100	1,399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930
120	2,014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2,742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500
160	3,581	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900
180	4,532	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	274,300
200	5,595	167,900	201,400	235,000	268,600	302,300	336,000
220	6,770	203,100	243,700	284,400	322,300	362,300	402,300

D = 174
D = 194
D = 219

b. Tebal Shell Tangk

Tangki dirancang menggunakan bahan konstruksi *Stainless Steel SA-167*

Data yang digunakan:

Maximum Allowable Stress (f) = 12750 psi

Efisiensi (E) = 80%

Corrosion Allowance (C) = 0,42 in

Untuk menghitung tebal shell tangki berdasarkan persamaan 3.16 Brownell & Young, hal. 45, yaitu

$$ts = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E} + C$$

Menghitung internal pressure digunakan persamaan 3.17 Brownell & Young, hal. 46, yaitu

$$P = \frac{\rho \cdot (H-1)}{144}$$

Maka, tebal shell dapat dihitung

$$ts = \frac{\rho \cdot (H-1) \cdot D}{2 \cdot f \cdot E \cdot 144} + C$$

dengan:

D = diameter dalam shell, in

f = tekanan bahan yang diijinkan, psi

H = tinggi tangki, ft

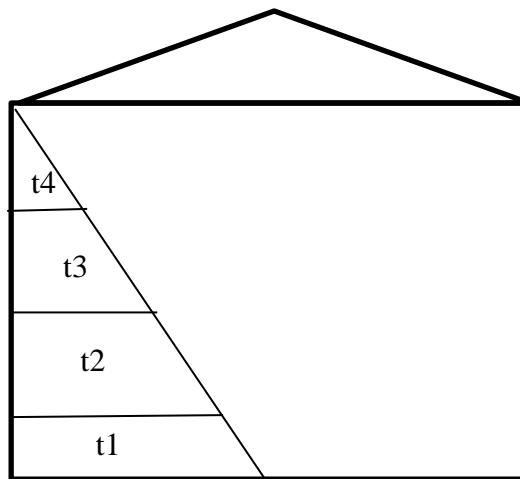
ρ = densitas, lb/ft³

C = faktor korosi, in

E = Efisiensi

$$t_s = 0,00122 \times (H-1) + 0,42$$

Sketsa tangki dengan plate :



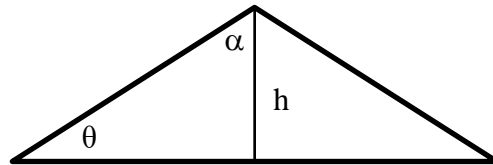
Dengan menggunakan lebar tiap plate 72 in (6 ft), maka untuk tinggi tangki 24 ft diperlukan 4 susunan plate.

Jarak dihitung dari atas:

Plate ke	Tinggi Tangki (ft)	Tebal Plate (in)	Dipilih tebal plate (in)
t4	6	0,4261	0,19
t3	12	0,4334	0,1875
t2	18	0,4407	0,1875
t1	24	0,4481	0,1875

5. Roof Desain

Jenis Roof : *conical roof*



Diambil sudut $\theta = 20$; $\alpha = 70$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi atap, h} &= \frac{D}{2} \tan \theta \\ &= \frac{50}{2} \tan 20 \\ &= 9,1 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume atap} &= \pi \times r^2 \times \frac{h}{3} \\ &= 536,18 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

KESIMPULAN

Tugas : Menyimpan bahan baku gliserin ($C_3H_8O_3$) sebanyak 7547,31 kg/jam selama 7 hari

Jenis : *Vertical vessel* dengan *conical roof*

Kondisi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 30 °C

Volume cairan : 6945,2 bbl

Volume Tangki : 8334,25 bbl

Spesifikasi :

Ukuran Tangki : Diameter : 50 ft = 15,24 m
Tinggi : 24 ft = 7,32 m

Tebal *shell* : 3/16 in

Desain *roof* :

Tinggi *roof* : 9,1 ft = 2,7732 m

Jumlah : 1 unit

Bahan : *Stainless steel SA-167*

COOLER (CL-01)

Fungsi : Menurunkan suhu gliserin ($C_3H_8O_3$) sebanyak 769,15 kg/jam dari 30 °C hingga suhu 15°C menggunakan pendingin brine $CaCl_2$ 25%.

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

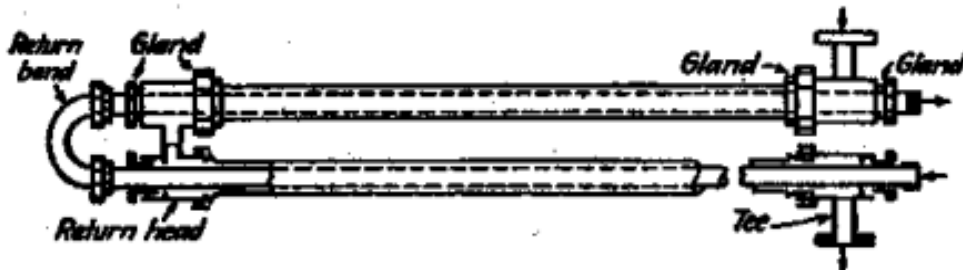


Fig. 6.1. Double pipe exchanger.

Data:

Tekanan, P = 1 atm
 T masuk = 30°C
 T keluar = 15°C

Komponen	BM	Input	
		kg/jam	kmol/jam
$C_3H_8O_3$	92,09	769,15	8,3518
H_2O	18,02	3,87	0,2145
Total	0,00	773,02	8,5663

Kapasitas Panas Fase Cair

Kapasitas panas untuk masing-masing komponen dinyatakan dengan persamaan (Yaws, 1999):

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

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$			
	A	B	C	D
$C_3H_8O_3$	132,145	0,86007	-1,97E-03	1,81E-06
H_2O	92,053	-0,039953	-2,11E-04	5,35E-07

Viskositas Fase Cair

Viskositas cairan dapat dihitung dengan persamaan (Yaws, 1999):

$$\log(\mu) = A + B/T + CT + DT^2 \quad (\text{cP})$$

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₈ O ₃	-18,2152	4,23E+03	2,87E-02	-1,86E-05
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Konduktivitas Thermal Fase Cair

Untuk senyawa organik, korelasi antara konduktivitas termal cairan sebagai fungsi temperatur dapat dihitung dengan persamaan (Yaws, 1999):

$$\log(k) = A + B(1 - T/C)^{2/7} \quad (\text{W/m-K})$$

Untuk senyawa non-organik (air), dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$k = A + BT + CT^2 \quad (\text{W/m-K})$$

Komponen	A	B	C
C ₃ H ₈ O ₃	2,84E-01	-2,12E-05	1,60E-07
H ₂ O	-0,2758	4,61E-03	-5,54E-06

Rapat Massa Fase Cair

Rapat massa cairan dapat dihitung dengan persamaan (Yaws, 1999):

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	A	B	n	T _c
C ₃ H ₈ O ₃	0,34908	0,24902	0,1541	723
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Beban Panas Cooler

Persamaan entalpi dihitung dengan persamaan:

$$Q = \sum F_i \int_{T_r}^T C_p dT$$

$$Q = \sum F_i \int_{T_r}^T A + BT + CT^2 + DT^3 dT$$

$$Q = \sum Fi \left[A (T - T_r) + \frac{B}{2} (T^2 - T_r^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_r^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_r^4) \right]$$

Persamaan entalpi dapat disederhanakan menjadi:

Suhu umpan masuk = 30 °C

= 303 K

Suhu referensi = 25 °C

= 298 K

Komponen	BM	Input		Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
		kg/jam	kmol/jam		
C ₃ H ₈ O ₃	92,09	769,15	8,3518	1306,627	10912,7428
H ₂ O	18,02	3,87	0,2145	377,5028	80,9913
Total		773,02	8,5663		10993,7342

Suhu umpan keluar = 15 °C

= 288 K

Suhu referensi = 25 °C

= 298 K

Komponen	BM	Input		Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
		kg/jam	kmol/jam		
C ₃ H ₈ O ₃	92,05	769,15	8,3555461	-2600,81	-21721,58
H ₂ O	18,02	3,87	0,2145451	-756,817	-162,37136
Total		773,02	8,5700913		-21893,58

$$Q_c = Q_{in} - Q_{out}$$

$$= 10993,7342 - (-21893,58)$$

$$= 32887,3143 \text{ kJ/jam}$$

$$= 31162,03 \text{ Btu/jam}$$

Neraca Panas Cooler (CL-01)

Komponen	Q(kJ/jam)	Q (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	10912,743	-21731,209
H ₂ O	80,991393	-162,37136
Qpendingin		32887,31
Total	10993,734	10993,734

Media Pemanas

Media pemanas yang dipakai adalah air.

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = -5^\circ\text{C} = 268 \text{ K} = 23^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 5^\circ\text{C} = 278 \text{ K} = 41^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{avg}} = 0^\circ\text{C} = 273 \text{ K} = 32^\circ\text{F}$$

Data-data:

$$C_p = 0,76 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 12,826 \text{ lb/ft.hr}$$

$$k = 0,74 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}$$

$$\rho = 76,94 \text{ lb/ft}^3$$

Menghitung jumlah pendingin

$$Q_c = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$$

$$m = \frac{Q_c}{\int_{T_1}^{T_2} C_p dT}$$

$$m = \frac{3116,03 \text{ BTU/jam}}{0,76 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times (41-23)^\circ\text{F}} = 2277,926 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} = 1033,249 \text{ kg/jam}$$

Menghitung ΔT_{LMTD}

$$\text{Suhu pendingin masuk, } t_1 = 23^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar, } t_2 = 41^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu umpan masuk, } T_1 = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu umpan keluar, } T_2 = 59^\circ\text{F}$$

Dari persamaan 5.14 (Kern,1965):

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = \frac{(86 - 41) - (59 - 23)}{\ln\left(\frac{86 - 41}{59 - 23}\right)} = 40,332^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{86 - 59}{41 - 23} = 1,5$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{41 - 23}{86 - 23} = 0,286$$

$$F_t = \frac{\sqrt{(R^2 + 1)} \ln \left[\frac{(1 - S)}{(1 - RS)} \right]}{(R - 1) \ln \left[\frac{2 - S[R + 1 - \sqrt{(R^2 + 1)}]}{2 - S[R + 1 + \sqrt{(R^2 + 1)}]} \right]}$$

$$F_t = 0,948$$

$$\Delta T = F_t \times \text{LMTD} = 0,948 \times 29,467 = 38,23^\circ\text{F}$$

Trial Nilai Koefisien Transfer Panas Keseluruhan (U_D)

Dari tabel 10-18 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Process Plants*, Ludwig, untuk sistem perpindahan panas antara *light organics* dengan medium *brine* diprediksi dengan kisaran $U_D = 40 - 100 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$. Dalam perancangan ini diambil harga $U_D = 100 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$

Menghitung luas transfer panas yang diperlukan

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$A = \frac{31162,03 \text{ Btu/jam}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{°F}} \times 38,23^\circ\text{F}} = 8,1507 \text{ ft}^2$$

Memilih spesifikasi Cooler

Pada *cooler*, digunakan tipe penukar panas *double pipe* karena luas transfer panas kurang dari 100 ft^2 , dipilih panjang pipa dengan ukuran standar, Schedule 40 (Tabel 6.2, Kern 1950):

Outer pipe = 2 1/2 in

Inner pipe = 1 1/4 in

Flow area:

Annulus = 2,63 in²

Pipe = 1,5 in²

Annulus:

de = 2,02 in

de' = 0,81 in

Tabel 11 Kern, IPS 1 1/4 in:

$$ap' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = \frac{A}{ap'}$$

$$= \frac{8,151 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 18,737 \text{ ft}$$

Diambil panjang standar 12 ft, maka:

$$\text{Hairpin} = L/12 \text{ ft} = 1,5615 = 2$$

Rute fluida

Inner Pipe side : cold fluid = brine

Annulus : hot fluid = gliserin

Menentukan luas transfer panas koreksi dan U_D koreksi

$$A = \text{Hairpin} \times ap' \times L = 2 \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft} = 10,44 \text{ ft}^2$$

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A \Delta T_{LMTD}} = \frac{31162,03 \text{ Btu/jam}}{10,44 \text{ ft}^2 \times 38,231 \text{ }^\circ\text{F}} = 78,0728 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}}$$

<i>Annulus (gliserin)</i>	<i>Inner pipe (brine)</i>
Menentukan luas penampang <i>inner pipe</i> (ap), diameter ekuivalen (De'), dan luas penampang <i>annulus</i> (aa)	
OD = 2,88 in = 0,24 ft	OD = 1,66 in = 0.1383 ft
ID = 2,469 in = 0,2058 ft	ID = 1,38 in = 0.115 ft
De' = 0,81 in = 0,0675 ft	ap = 1,5 in ² = 0,0104 ft ²
aa = 2,63 in ² = 0,0183 ft ²	
Menghitung laju alir massa (G)	
$G_a = \frac{W_a}{a_a}$	$G_p = \frac{W_p}{a_p}$
$G_a = \frac{1704,213 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0,0183 \text{ ft}^2}$	$G_p = \frac{2277,926 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0,0104 \text{ ft}^2}$
$G_a = 93310,5415 \frac{\text{lb}}{\text{jam ft}^2}$	$G_p = 218680,912 \frac{\text{lb}}{\text{jam ft}^2}$

Menentukan bilangan Reynold	
μ gliserin pada Tavg 0 °C = 2171,05 lb/ft.jam	μ brine pada Tavg 0 °C = 22,73 lb/ft.jam
$Re_a = \frac{D_e' \times G_a}{\mu}$ $Re_a = \frac{0,0675 \text{ ft} \times 93310,5415 \frac{\text{lb}}{\text{jam ft}^2}}{2171,05 \frac{\text{lb}}{\text{ft jam}}}$ $Re_a = 2,9011$	$Re_p = \frac{IDt \times G_p}{\mu}$ $Re_p = \frac{0,115 \text{ ft} \times 218680,912 \frac{\text{lb}}{\text{jam ft}^2}}{12,83 \frac{\text{lb}}{\text{ft jam}}}$ $Re_p = 1960,7285$

Menentukan nilai hi dan hio

Nilai hi dapat ditentukan dengan persamaan:

$$jH = \frac{hi ID}{k} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

Dari grafik 24 Kern diperoleh nilai jH = 60

Dengan nilai kapasitas panas (Cp) dan konduktivitas termal (k) pada brine di bagian pipe:

$$Cp = 0,67 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,3 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 22,73 \text{ lb/(ft.hr)}$$

Maka diperoleh

$$hi = 579,55 \text{ BTU/(hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)}$$

$$\begin{aligned}
 hio &= hi \times \frac{IDt}{ODt} \\
 &= 911, \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \times \frac{0,115 \text{ ft}}{0,1383 \text{ ft}} \\
 &= 758,020 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menentukan nilai ho

Nilai ho dapat ditentukan dengan persamaan:

$$jH = \frac{ho D_e}{k} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{-1/3}$$

Dari grafik 24 Kern diperoleh nilai jH = 6

Dengan menentukan nilai kapasitas panas (Cp) dan konduktivitas termal (k) pada fluida di bagian annulus:

$$C_p = 0,6771 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,3469 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 2171,05 \text{ lb/(ft.hr)}$$

Maka diperoleh

$$h_o = 163,707 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menghitung nilai Ra

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{163,707 \times 758,0197}{163,707 + 758,0197} = 134,6311 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d} = \frac{200,63 - 100}{200,63 \times 100} = 0,0025$$

Rd minimal fluida = 0,0015, Rd hitung > Rd min, sehingga bisa digunakan.

Menentukan pressure drop	
<i>Annulus (gliserin)</i>	<i>Inner pipe (brine)</i>
$Re_a = 3,87$ Dari fig. 26 Kern diperoleh faktor friksi $f = 0,00015$ $f' = f + \frac{0,264}{Re_a^{0,42}} = 0,16$ $\Delta F_a = \frac{4 \times f' \times G_a^2 \times L \times \text{hairpin}}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times D_e^5}$ $\Delta F_a = \frac{4 \times 0,16 \times 93310,54153^2 \times 12 \times 2}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times 78,47^2 \times 0,0675}$ $\Delta F_a = 0,406 \text{ ft}$ $v = \frac{G_a}{\rho} = \frac{93310,54153}{3600 \times 78,62} = 0,32 \text{ ft/s}$ $F_t = 3 \frac{v^2}{2g} = 3 \left(\frac{0,32^2}{2 \times 32,2} \right) = 0,005 \text{ ft}$ $\Delta P_a = \rho \times (\Delta F_a + F_t) = 0,224 \text{ psi}$	$Re_p = 1255,0125$ Dari fig. 26 Kern diperoleh faktor friksi $f = 0,004$ $f' = f + \frac{0,264}{Re_p^{0,42}} = 0,017$ $\Delta F_p = \frac{4 \times f' \times G_p^2 \times L \times \text{hairpin}}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times OD_p^5}$ $\Delta F_p = \frac{4 \times 0,017 \times 1255,0125^2 \times 12 \times 2}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times 78,62^2 \times 0,1383}$ $\Delta F_p = 0,142 \text{ ft}$ $\Delta P_p = \rho \times \Delta F_p = 0,077 \text{ psi}$ $\Delta P_p = 0,005 \text{ atm}$

$\Delta P_a = 0,037 \text{ atm}$ <i>Pressure drop</i> maksimum = 10 psi $\Delta P_s < \Delta P_s \text{ maksimum}$	
--	--

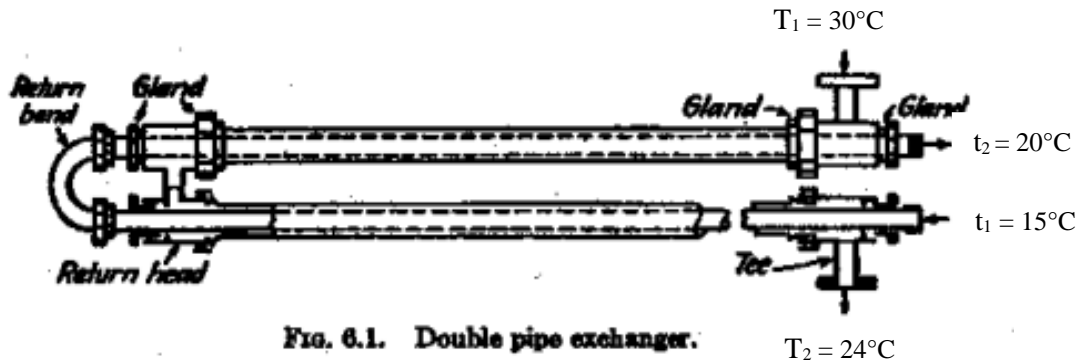
KESIMPULAN

Jenis Heater	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Kode	CL-01
Fungsi	Menurunkan suhu gliserin (C ₃ H ₈ O ₃) sebanyak 1030,69 kg/jam dari 30 °C hingga suhu 15°C menggunakan pendingin <i>brine</i> CaCl ₂ 25%..
Beban panas	32877,68 kJ/jam
Luas transfer panas	8,15 ft ²
Laju alir umpan	773,02 kg/jam
Laju alir brine	1172,04 kg/jam
Panjang	12 ft
Jumlah hairpin	2
Diameter annulus	2 1/2 in (IPS, Schedule 40)
Diameter pipa	1 1/4 in (IPS, Schedule 40)

HEATER (H-01)

Fungsi : Memanaskan hasil keluaran reaktor menuju dekanter dari 15°C menjadi 20°C dengan air.

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*



Data:

Tekanan, P = 1 atm

T masuk (t_1) = 15°C

T keluar (t_2) = 20°C

Komponen	BM	Input	
		kg/jam	kmol/jam
C ₃ H ₈ O ₃	92,09	6,59	0,07
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	227,09	1935,13	8,52
HNO ₃	63,01	359,74	5,71
H ₂ SO ₄	98,08	2017,54	20,57
H ₂ O	18,02	600,48	33,33
Total		4919,49	68,20

Kapasitas Panas Fase Cair

Kapasitas panas untuk masing-masing komponen dinyatakan dengan persamaan (Yaws, 1999):

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

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$			
	A	B	C	D
C ₃ H ₈ O ₃	132,145	0,86007	-1,97E-03	1,81E-06
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	3	0,81996		
HNO ₃	214,478	-0,76762	1,50E-03	-3,02E-07
H ₂ SO ₄	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06
H ₂ O	92,053	-0,039953	-2,11E-04	5,35E-07

Viskositas Fase Cair

Viskositas cairan dapat dihitung dengan persamaan (Yaws, 1999):

$$\log(\mu) = A + B/T + CT + DT^2 \quad (\text{cP})$$

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₈ O ₃	-18,2152	4,23E+03	2,87E-02	-1,86E-05
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	-30,0495	5,61E+03	5,26E-02	-3,26E-05
HNO ₃	-3,5221	7,29E+02	3,96E-03	-2,24E-06
H ₂ SO ₄	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Konduktivitas Thermal Fase Cair

Untuk senyawa organik, korelasi antara konduktivitas termal cairan sebagai fungsi temperatur dapat dihitung dengan persamaan (Yaws, 1999):

$$\log(k) = A + B(1 - T/C)^{2/7} \quad (\text{W/m-K})$$

Untuk senyawa non-organik (air), dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$k = A + BT + CT^2 \quad (\text{W/m-K})$$

Komponen	A	B	C
C ₃ H ₈ O ₃	2,84E-01	-2,12E-05	1,60E-07
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1,40E-01	-1,77E-05	-2,07E-07
HNO ₃	-0,2535	2,94E-03	-3,69E-06
H ₂ SO ₄	0,1553	1,07E-03	-1,29E-06
H ₂ O	-0,2758	4,61E-03	-5,54E-06

Rapat Massa Fase Cair

Rapat massa cairan dapat dihitung dengan persamaan (Yaws, 1999):

$$\rho = A \times B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	A	B	n	Tc
C ₃ H ₈ O ₃	0,34908	0,24902	0,1541	723
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	0,54197	0,27886	0,29995	680
HNO ₃	0,43471	0,2311	0,1917	520
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,2857	925
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Beban Panas Heater

Persamaan entalpi dihitung dengan persamaan:

$$Q = \sum F_i \int_{T_r}^T C_p dT$$

$$Q = \sum F_i \int_{T_r}^T A + BT + CT^2 + DT^3 dT$$

$$Q = \sum F_i \left[A(T - T_r) + \frac{B}{2}(T^2 - T_r^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_r^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_r^4) \right]$$

Persamaan entalpi dapat disederhanakan menjadi:

$$\text{Suhu umpan masuk} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 288 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 298 \text{ K}$$

Komponen	BM	Input		Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
		kg/jam	kmol/jam		
C ₃ H ₈ O ₃	92,09	6,59	0,07	-2,60E+03	-186,20028
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	227,09	1935,13	8,52	-2432,4828	-20728,543
HNO ₃	63,01	359,74	5,71	-1104,93108	-6308,0601
H ₂ SO ₄	98,08	2017,54	20,57	-1391,4908	-28623,966
H ₂ O	18,02	600,48	33,33	-756,816769	-25225,898
Total		4919,49	68,20		-81072,67

Suhu umpan keluar = 20 °C
= 293 K
Suhu referensi = 25 °C
= 298 K

Komponen	BM	Input		Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
		kg/jam	kmol/jam		
C ₃ H ₈ O ₃	92,09	6,59	0,07	-1302,51	-93,25
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	227,09	1935,13	8,52	-1226,49	-10451,61
HNO ₃	63,01	359,74	5,71	-552,86	-3156,30
H ₂ SO ₄	98,08	2017,54	20,57	-697,72	-14352,55
H ₂ O	18,02	600,48	33,33	-378,08	-12602,16
Total		4919,49	68,20		-40655,87

$$\begin{aligned}
Q_h &= Q_{out} - Q_{in} \\
&= -40655,87 - (-81072,67) \\
&= 40416,79 \text{ kJ/jam} \\
&= 38307,73 \text{ Btu/jam}
\end{aligned}$$

Media Pemanas

Media pemanas yang dipakai adalah air.

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 24^\circ\text{C} = 297 \text{ K}$$

$$T_{avg} = 27^\circ\text{C} = 300 \text{ K}$$

Data-data:

$$C_p \text{ air} = 75,511 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{F} = 1 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$\mu \text{ pemanas} = 0,719 \text{ cP} = 1,739 \text{ lb/ft.hr}$$

$$k = 0,6093 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}$$

Menghitung jumlah pemanas

$$\begin{aligned}
Q_h &= n \int_{T_1}^{T_2} C_p dT \\
n &= \frac{Q_h}{\int_{T_1}^{T_2} C_p dT}
\end{aligned}$$

$$n = \frac{40416,79 \text{ J/jam}}{75,511 \text{ kJ/kmol}} = 535,2435 \text{ kmol/jam}$$

$$m = 535,2435 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 9642,5626 \text{ kg/jam}$$

Menghitung ΔT_{LMTD}

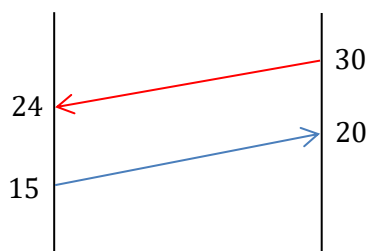
Suhu pemanas masuk, $T_1 = 86^\circ\text{F}$

Suhu pemanas keluar, $T_2 = 75,2^\circ\text{F}$

Suhu umpan masuk, $t_1 = 59^\circ\text{F}$

Suhu umpan keluar, $t_2 = 68^\circ\text{F}$

Profil suhu:



Dari persamaan 5.14 (Kern,1965):

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = \frac{(86 - 68) - (75,2 - 59)}{\ln \left(\frac{86 - 68}{75,2 - 59} \right)} = 17,08^\circ\text{F}$$

Trial Nilai Koefisien Transfer Panas Keseluruhan (U_D)

Dari tabel 10-18 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Process Plants*, Ludwig, untuk sistem perpindahan panas antara *water* dengan medium *heavy organics* diprediksi dengan kisaran $U_D = 5 - 75 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$. Dalam perancangan ini diambil harga $U_D = 75 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$

Menghitung luas transfer panas yang diperlukan

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = \frac{38307,7281 \text{ Btu/jam}}{75 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{°F}} \times 17,08^\circ\text{F}} = 29,8971 \text{ ft}^2$$

Memilih spesifikasi H-01

Pada H-01, digunakan tipe penukar panas *double pipe* karena luas transfer panas kurang dari 100 ft^2 , dipilih panjang pipa dengan ukuran standar, Schedule 40 (Tabel 6.2, Kern 1950):

$$\text{Outer pipe} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Inner pipe} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

Flow area:

$$\text{Annulus} = 2,63 \text{ in}^2$$

$$\text{Pipe} = 1,5 \text{ in}^2$$

Annulus:

$$d_e = 2,02 \text{ in}$$

$$d_e' = 0,81 \text{ in}$$

Tabel 11 Kern, IPS 1 1/4 in:

$$a_{p'} = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a_{p'}} \\ &= \frac{29,897 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 68,7291 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diambil panjang standar 12 ft, maka:

$$\text{Hairpin} = L/12 \text{ ft} = 5,7274 \approx 6$$

Rute fluida

Inner Pipe side : cold fluid = hasil R-01

Annulus : inner fluid = water

Menentukan luas transfer panas koreksi dan U_D koreksi

$$A = \text{Hairpin} \times a_{p'} \times L = 6 \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft} = 31,32 \text{ ft}^2$$

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A \Delta T_{LMTD}} = \frac{38307,7281 \text{ Btu/jam}}{31,32 \text{ ft}^2 \times 17,08^\circ\text{F}} = 71,59 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}}$$

<i>Annulus (water)</i>	<i>Inner pipe (hasil R-01)</i>
Menentukan luas penampang <i>inner pipe</i> (<i>a_p</i>), diameter ekivalen (<i>De'</i>), dan luas penampang <i>annulus</i> (<i>a_a</i>)	
OD = 2,88 in = 0,24 ft ID = 2,469 in = 0,2058 ft De' = 0,81 in = 0,0675 ft aa = 2,63 in ² = 0,0183 ft ²	OD = 1,66 in = 0.1383 ft ID = 1,38 in = 0.115 ft ap = 1,5 in ² = 0,0104 ft ²
Menghitung laju alir massa (<i>G</i>)	
$G_a = \frac{W_a}{a_a}$ $G_a = \frac{21258,212 \frac{lb}{jam}}{0,0183 ft^2}$ $G_a = 1163947,718 \frac{lb}{jam ft^2}$	$G_p = \frac{W_p}{a_p}$ $G_p = \frac{10845,613 \frac{lb}{jam}}{0,0104 ft^2}$ $G_p = 1041178,861 \frac{lb}{jam ft^2}$
Menentukan bilangan Reynold	
$Re_a = \frac{D_e' \times G_a}{\mu}$ $Re_a = \frac{0,0675 ft \times 1163947,718 \frac{lb}{jam ft^2}}{1,739 \frac{lb}{ft jam}}$ $Re_a = 45170,6801$	$Re_p = \frac{ID \times G_p}{\mu}$ $Re_p = \frac{0.115 ft \times 1041178,9 \frac{lb}{jam ft^2}}{95,25 \frac{lb}{ft jam}}$ $Re_p = 1257,0316$

Menentukan nilai hi dan hio

Nilai hi dapat ditentukan dengan persamaan:

$$jH = \frac{hi ID}{k} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

Dari grafik 24 Kern diperoleh nilai jH = 12

Dengan menentukan nilai kapasitas panas (*C_p*) dan konduktivitas termal (*k*) pada fluida di bagian pipe:

$$C_p = 0,3924 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,115 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 95,25 \text{ lb/(ft.hr)}$$

Maka diperoleh

$$h_i = 105,3416 \text{ BTU}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID_t}{OD_t} \\ &= 105,3416 \text{ Btu}/\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times \frac{0,115 \text{ ft}}{0,1383 \text{ ft}} \\ &= 87,5731 \text{ Btu}/\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan nilai h_o

Nilai h_o dapat ditentukan dengan persamaan:

$$j_H = \frac{h_o D_e}{k} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{-1/3}$$

Dari grafik 28 Kern diperoleh nilai $j_H = 140$

Dengan menentukan nilai kapasitas panas (C_p) dan konduktivitas termal (k) pada fluida di bagian shell:

$$C_p = 1 \text{ Btu}/\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$k = 0.6093 \text{ Btu}/\text{hr} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1,73 \text{ lb}/(\text{ft} \cdot \text{hr})$$

Maka diperoleh

$$h_o = 588,3320 \text{ Btu}/\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menghitung nilai R_d

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{588,3320 \times 87,5731}{588,3320 + 87,5731} = 76,2268 \text{ Btu}/\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

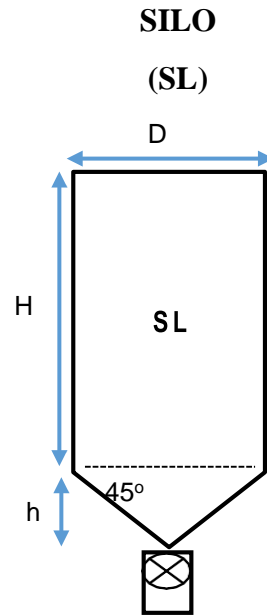
$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d} = \frac{27,8111 - 71,59}{27,8111 \times 71,59} = 0,00084$$

R_d minimal fluida = 0,0015, R_d hitung > R_d min, sehingga bisa digunakan.

Menentukan pressure drop	
<i>Annulus (water)</i>	<i>Inner pipe (hasil R-01)</i>
$Re_a = 45170,6801$ Dari fig. 26 Kern diperoleh faktor friksi $f = 0,00016$ $f^* = f + \frac{0,264}{Re_a^{0,42}} = 0,003087$ $\Delta F_a = \frac{4 \times f' \times G_a^2 \times L \times \text{hairpin}}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times D_e'}$ $\Delta F_a = \frac{4 \times 0,003087 \times 1163947,718^2 \times 12 \times 6}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times 64,0362^2 \times 0,0675}$ $\Delta F_a = 5,2067 \text{ ft}$ $v = \frac{G_a}{\rho} = \frac{1163947,718}{3600 \times 64,036} = 5,0489 \text{ ft/s}$ $Ft = 3 \frac{v^2}{2g} = 3 \left(\frac{5,0489^2}{2 \times 32.2} \right) = 1,188 \text{ ft}$ $\Delta P_a = \rho \times (\Delta F_a + Ft) = 2,8435 \text{ psi}$ $\Delta P_a = 0,1934 \text{ atm}$ <i>Pressure drop</i> maksimum = 10 psi $\Delta P_s < \Delta P_s \text{ maksimum}$	$Re_p = 1257,0316$ Dari fig. 26 Kern diperoleh faktor friksi $f = 0,0003$ $f^* = f + \frac{0,264}{Re_p^{0,42}} = 0,0134$ $\Delta F_p = \frac{4 \times f' \times G_p^2 \times L \times \text{hairpin}}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times OD_p}$ $\Delta F_p = \frac{4 \times 0,0134 \times 1041178,861^2 \times 12 \times 8}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times 101,308^2 \times 0,1383}$ $\Delta F_p = 3,5455 \text{ ft}$ $\Delta P_p = \rho \times \Delta F_p = 2,4943 \text{ psi}$ $\Delta P_p = 0,1697 \text{ atm}$

KESIMPULAN

Jenis Heater	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Kode	H-01
Fungsi	Memanaskan hasil keluaran R-01 dari 15°C menjadi 20°C dengan media air.
Beban panas	40416,79 kJ/jam
Luas transfer panas	29,8971 ft ²
Laju alir umpan	4919,49 kg/jam
Laju alir air	9642,26 kg/jam
Panjang	12 ft
Jumlah hairpin	6
Diameter annulus	2 1/2 in (IPS, Schedule 40)
Diameter pipa	1 1/4 in (IPS, Schedule 40)



Fungsi : Menyimpan Sodium Karbonat (Na_2CO_3) sebanyak 827 kg/jam dengan waktu tinggal 7 hari

Alat : Tangki silinder vertikal dengan *conical bottom*

Komposisi

Komponen	F (kg/jam)	ρ (kg/l)	x_i	ρ campuran (kg/l)
Na_2CO_3	820,38	2,54	0,992	2,5197
H_2O	6,62	1,023	0,008	0,0082
Total	827,00		1,00	2,5279

Laju alir massa = 827 kg/jam

Dipilih waktu tinggal = 7 hari = 168 jam

Maka kapasitas (W) = 827 kg/jam x 168 jam

= 138935,3246 kg

Densitas = 2,528 kg/liter

1. Menghitung Dimensi Silo

$$\begin{aligned}\text{Volume padatan} &= W/\text{densitas} \\ &= 138935,3246 \text{ kg}/2,528 \text{ kg/liter} \\ &= 54961,5481 \text{ liter} = 54,9615 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Over Design} = 20\%$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 1,2 \times 54,9615 \text{ m}^3 \\ &= 65,954 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Diambil jumlah silo 1 buah

$$\text{Volume Silo} = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

Dimana rasio panjang terhadap diameter, $H/D = 1:1$ (Ludwig, E.E vol 1 ed iii hal.154)

Dipilih $H = D$

$$\text{Volume kerucut} = \frac{\pi \times D^2 \times h}{12}$$

Dimana untuk dimensi kerucut, mencari tinggi (h) dengan persamaan:

Dipilih sudut kemiringan 45°

$$\text{Tan } \alpha = \left(\frac{h}{\frac{D}{2}} \right) \quad (\text{Wallas, Stanley M. Tabel 18.5 hal 627})$$

$$\begin{aligned}\text{Tan } 45^\circ &= \left(\frac{h}{\frac{D}{2}} \right) \\ h &= D/2 \tan 45^\circ\end{aligned}$$

$$h = 0,5 D$$

$$\begin{aligned}\text{Volume silo} &= \text{Volume silinder} + \text{Volume kerucut} \\ &= (\pi D^2 H / 4) + (\pi D^2 h / 12) \\ &= 0,785 D^3 + 0,130 D^3\end{aligned}$$

$$65,954 \text{ m}^3 = 0,916 D^3$$

$$D = 4,1597 \text{ m}$$

$$H = 4,1597 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}h &= 0,5 D \\ &= 0,5 (4,1597 \text{ m}) \\ &= 2,0798 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total silo (Hs)} = H + h = 6,2395 \text{ m}$$

2. Menghitung Tebal Shell

Digunakan bahan *Stainless Steel SA-167*

$$\begin{aligned}\text{Tekanan design (P)} &= 14,7 \text{ psi} \\ \text{Allowable stress (f)} &= 18750 \text{ psi} \\ \text{Efisiensi sambungan (E)} &= 0,80 \\ \text{Faktor korosi (C)} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Jari-jari tangki (r)} &= D/2 = 81,8836 \text{ in}\end{aligned}$$

Tebal shell

$$\begin{aligned}\text{Tshell} &= \frac{P \times r}{f \times E - 0,6 \times P} + C \\ &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 81,8836 \text{ in}}{(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 14,7 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,205 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Dipilih tshell standar} = 1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

3. Menghitung Tebal Head

Digunakan bahan *Stainless Steel SA-167*

$$\begin{aligned}\text{Tekanan design (P)} &= 14,7 \text{ psi} \\ \text{Allowable stress (f)} &= 18750 \text{ psi} \\ \text{Efisiensi sambungan (E)} &= 0,8 \\ \text{Faktor korosi (C)} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Jari-jari tangki (r)} &= 81,8836 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tebal head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \text{ psi} \times 81,8836 \text{ in}}{(18750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,1 \times 14,7 \text{ psi})} \\ &= 0,2295 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Dipilih th standar} = 1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

4. Menghitung Tebal Bottom

Bentuk: *conical*

$$tb = \frac{Px D}{2 \cos \theta (f x E - 0,6 P)} + C$$

$$tb = \frac{14,7 \text{ psi} \times 163,7672 \text{ in}}{2 \cos 45 (18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2856 \text{ in}$$

Dipilih tb standar = $\frac{3}{8}$ in = 0,375 in

Jika dihubungkan dengan Tabel 13.3, Brownell hal 259 maka :

$$\begin{aligned} \frac{P}{f x E} &= \frac{14,7 \text{ psi}}{18750 \text{ psi} \times 0,8} \\ &= 0,0022 \end{aligned}$$

Dari Tabel 13.3 diperoleh Δ (Critical Value) = 22°

$$\begin{aligned} A &= \frac{P}{f x E} \left(\frac{d^2 \tan a}{8} \right) \left(1 - \frac{\Delta \text{ deg}}{a \text{ deg}} \right) \\ &= 0,0022 \times \left(\frac{163,7672^2 \text{ in}^2 \times \tan 45}{8} \right) \times \left(1 - \frac{22}{45} \right) \\ &= 6,0383 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

SILO

Fungsi : Menyimpan Sodium Karbonat (Na_2CO_3) sebanyak 138935,3246 kg/jam
dengan waktu tinggal 7 hari

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan *conical bottom*

1. Waktu Penyimpanan = 7 hari
2. Suhu Penyimpanan = 30 °C
3. Tekanan = 1 atm
4. Ukuran alat
 - Volume tangki = 65,9539 m³
 - Diameter = 4,1567 m
 - Tinggi = 6,2395 m
 - Tebal shell = 0,25 in
 - Tebal head = 0,25 in
 - Tebal bottom = 0,375 in
5. Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-167*
6. Jumlah = 1

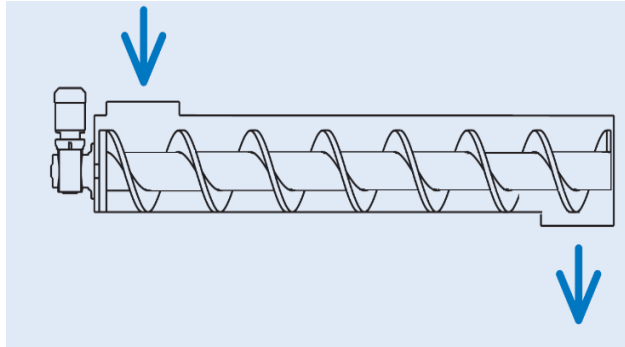
SCREW CONVEYOR

Tugas : Mengangkut padatan Sodium Karbonat (Na_2CO_3) dari silo menuju *Bucket Conveyor*

Jenis : Horizontal screw conveyor yang beroperasi secara kontinyu

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C



$$\begin{aligned}
 \text{Densitas Umpan} &= 2,52786 \text{ (kg/l)} \\
 \text{Kecepatan umpan} &= 826,996 \text{ kg/jam} \\
 \text{Dirancang panjang Screw Conveyor dari silo ke bucket Elevator} &= 4 \text{ m} \\
 &= 13,1234 \text{ ft} \\
 \text{Kapasitas Volume} &= \frac{\text{Kecepatan umpan}}{\text{Densitas Umpan}} \\
 &= \frac{826,996 \text{ kg/l}}{2,52786 \text{ kg/jam}} \\
 &= 327,152 \text{ l/jam} \\
 &= 11,5533 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 13 Brown, 1950 hal 53 dipilih *Screw Conveyor* dengan spesifikasi

TABLE 13. APPROXIMATE MAXIMUM CAPACITIES OF HORIZONTAL SPIRAL OR SCREW CONVEYORS²

Diameter of Screw, in.	Light Nonabrasive Material, e.g., Grain		Heavy Nonabrasive Material, e.g., Coal		Heavy Abrasive Material, e.g., Ash	
	Capacity, cu ft/hr	Maximum Rpm	Capacity, cu ft/hr	Maximum Rpm	Capacity, cu ft/hr	Maximum Rpm
3	74	250	37	125
4	171	220	86	110	48	90
5	304	210	150	105	85	85
6	500	200	255	100	135	80
7	820	190	410	95	200	75
8	1180	180	590	90	300	75
9	1600	175	780	85	400	70
10	2050	160	1030	80	516	65
12	3300	150	1660	75	820	60
14	4000	140	2000	70	1200	55
16	7000	130	3400	65	1630	50
18	9000	120	4500	60	2100	45
20	12000	115	5800	55	2860	46

$$\begin{aligned}
\text{Kapasitas maksimum} &= 74 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
\text{Diameter screw} &= 3 \text{ in} \\
&= 0,25 \text{ ft} \\
\text{Kecepatan putar maksimal} &= 250 \text{ rpm} \\
\text{Diambil kecepatan putaran} &= 100 \text{ rpm}
\end{aligned}$$

Luas penampang Screw Conveyor :

$$\begin{aligned}
A_o &= \pi \times D^2 \\
&= 0,049 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Volume Screw Conveyor:

$$\begin{aligned}
V_{sc} &= A_o \cdot L \\
&= 0,049 \times 13,1234 \\
&= 0,644 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

Horse power

$$\begin{aligned}
\text{Koefisien} &= 1,3 \quad (\text{untuk bahan berbentuk grain (Brown,1950 hal 53)}) \\
\text{Kapasitas} &= 827,00 \text{ kg/jam} = 30,387 \text{ lb/jam} \\
\text{Panjang} &= 13,1234 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Horsepower} &= \frac{\text{koefisien} \times \text{kapasitas} \times \text{panjang}}{33000} \\
&= \frac{1,3 \times 30,387 \text{ lb/jam} \times 13,1234 \text{ ft}}{33000} \\
&= 0,42754 \text{ hp}
\end{aligned}$$

digunakan efisiensi motor = 75%

$$\begin{aligned}
\text{horse power} &= \frac{0,4275}{0,75} \\
&= 0,5701 \text{ Hp}
\end{aligned}$$

Daya Motor yang digunakan = 0,75 Hp

Screw Conveyor

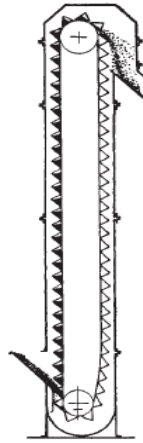
Tugas : Mengangkut padatan Sodium Karbonat (Na_2CO_3) dari silo menuju *Bucket Conveyor*

Jenis : Horizontal screw conveyor yang beroperasi secara kontinyu

Dimensi :

Diameter	=	3 in
	=	0,25 ft
Kecepatan Putaran	=	100 rpm
Panjang	=	4 m
Power	=	0,75 Hp
Jumlah	=	1

Bucket Elevator (BE)



Tugas : Menaikkan padatan Sodium Karbonat (Na_2CO_3) dari *Screw Conveyor* Menuju *Hopper*

Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Kondisi Operasi : 1 atm
: 30 °C

Densitas = 2528 lb/cuft

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Umpan} &= 827,00 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} \\ &= 0,826996 \text{ Ton//jam} \\ &= 1823,212 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Dimensi Bucket Elevator

Berdasarkan table 21-8, perry hal 21-15 :

TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets*

Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)†	Elevator centers, ft‡	Capacity, tons/h (metric tons/h)§	Size of lumps handled, in (mm)¶	Bucket speed, ft/min (m/min)	r/min, head shaft	hp required at head shaft	Additional hp/ft for intermediate lengths	Head	Tail	Head	Tail	Belt width, in
6 × 4 × 4 1/4 - 12	25	14 (12.7)	3/4 (19.0)	225 (68.6)	43	1.0	0.02	1 1/16	1 1/16	20	14	7
(152 × 102 × 108) - (305)	75	14 (12.7)	3/4 (19.0)	225 (68.6)	43	2.1	0.02	1 1/16	1 1/16	20	14	7
8 × 5 × 5 1/4 - 14	25	27 (24.5)	1 (25.4)	225 (68.6)	43	1.6	0.04	1 1/16	1 1/16	20	14	9
	50	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	3.5	0.05	1 1/16	1 1/16	24	14	9
(203 × 127 × 140) - (356)	75	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	4.8	0.05	2 7/16	1 1/16	24	14	9
10 × 6 × 6 1/4 - 16	25	45 (40.8)	1 1/4 (32.0)	225 (68.6)	43	3.0	0.063	1 1/16	1 1/16	20	16	11
	50	52 (47.2)	1 1/4 (32.0)	260 (79.2)	41	5.2	0.07	2 7/16	1 1/16	24	16	11
(254 × 152 × 159) - (406)	75	52 (47.2)	1 1/4 (32.0)	260 (79.2)	41	7.2	0.07	2 1/16	1 1/16	24	16	11
12 × 7 × 7 1/4 - 18	25	75 (68.1)	1 1/2 (38.1)	260 (79.2)	41	4.7	0.1	2 7/16	1 1/16	24	18	13
	50	84 (76.3)	1 1/2 (38.1)	300 (91.4)	38	8.9	0.115	2 1/16	1 1/16	30	18	13
(305 × 178 × 184) - (457)	75	84 (76.3)	1 1/2 (38.1)	300 (91.4)	38	11.7	0.115	3 7/16	2 7/16	30	18	13
14 × 7 × 7 1/4 - 18	25	100 (90.8)	1 3/4 (44.5)	300 (91.4)	38	7.3	0.14	2 1/16	2 7/16	30	18	15
	50	100 (90.8)	1 3/4 (44.5)	300 (91.4)	38	11.0	0.14	3 7/16	2 7/16	30	18	15
(355 × 179 × 184) - (457)	75	100 (90.8)	1 3/4 (44.5)	300 (91.4)	38	14.3	0.14	3 7/16	2 7/16	30	18	15
16 × 8 × 8 1/2 - 18	25	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	8.5	0.165	2 1/16	2 7/16	30	20	18
	50	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	12.6	0.165	3 7/16	2 7/16	30	20	18
(406 × 203 × 216) - (457)	75	150 (136.2)	2 (50.8)	400 (121.9)	38	16.7	0.165	3 7/16	2 7/16	30	20	18

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.

†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).

‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.

§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.

¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

$$\begin{aligned} \text{Panjang (t)} &= 6 \text{ m} \\ \text{Lebar (l)} &= 4 \text{ in} \\ \text{Tinggi (t)} &= 4 \frac{1}{4} \text{ in} \\ \text{Lebar Belt} &= 7 \text{ in} \\ \text{Volume bucket} &= (0.5 \times L \times t) \times P \\ &= 51 \text{ in}^3 \\ &= 0,0295 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Bulk Densitas} = 157,81798 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat Padatan dalam satu bucket} &= \text{Volume bucket x bulk Density} \\ &= 0,0295 \text{ ft}^3 \times 158 \text{ lb/cuft} \\ &= 4,6522 \text{ lb/bucket} \end{aligned}$$

Waktu tinggal untuk satu bucket

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal (t)} &= \frac{\text{Massa 1 bucket}}{\text{Kecepatan umpan}} \\ &= \frac{4,6522 \text{ lb/bucket}}{1823,2119 \text{ lb/jam}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \\ &= 0,1531002 \text{ menit/ bucket} \end{aligned}$$

Tinggi 1 bucket

$$\begin{aligned} \text{jarak antar bucket} &= 1,25 \text{ ft} \\ \text{Tinggi bucket} &= 0,3542 \text{ ft} \\ \text{Tinggi} &= \text{Tinggi Bucket} + \text{jarak antar bucket} \\ &= 0,3542 \text{ ft} + 1,25 \text{ ft} \\ &= 1,6042 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah Bucket (n)} = \frac{\text{tinggi bucket}}{\text{tinggi 1 bucket}}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana: Tinggi Bucket elevator} &= \text{Tinggi Hopper} + \text{Tinggi mixer 02} \\ &= 0,898 \text{ m} + 2,1695 \text{ m} \\ &= 3,0675 \text{ m} \\ &= 10,064 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bucket (n)} &= \frac{10,06398 \text{ ft}}{1,6042 \text{ ft}} \\ &= 6,273517 \text{ bucket} \\ &= 6 \text{ bucket} \end{aligned}$$

Kecepatan linear Bucket elevator

- Waktu Tinggi n bucket :

$$\begin{aligned} t_b &= n \times t \\ &= 6 \text{ bucket} \times 0,153 \text{ menit/bucket} \\ &= 0,9186 \text{ menit} \end{aligned}$$

- Kecepatan Linear

$$\begin{aligned} t &= \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}} \\ &= \frac{20,1280 \text{ ft}}{0,9186 \text{ menit}} \\ &= 21,9115 \text{ ft/ menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Bucket Elevator} &= 0,02 \times \text{kecepatan umpan} \times \text{tinggi Total} \\ &= 0,1665 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi di dapat sebesar 80%

$$\text{Daya} = 0,1332 \text{ Hp}$$

*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.

Daya motor yang digunakan sebesar 0,5 Hp

Spesifikasi *Bucket Elevator*

Tugas : Menaikkan padatan Sodium Karbonat (Na_2CO_3) dari *Screw Conveyor*
Menuju *Hopper*

Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Kondisi Operasi : 1 atm
: 30 °C

Dimensi Bucket :

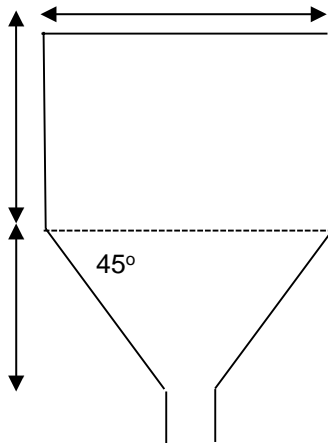
Panjang (P) = 6 in
Lebar (l) = 4 in
Tinggi (t) = 4 1/4 in
Lebar Belt = 7 in

Tinggi <i>bucket elevator</i>	=	10,064	ft
Tinggi 1 <i>bucket</i>	=	1,6042	ft
Jumlah <i>bucket</i> (n)	=	6	bucket
Waktu tinggal n <i>bucket</i>	=	0,9186	menit
Daya penggerak	=	0,5	Hp

HOPPER (HP)

Tugas : Menampung sementara Sodium Karbonat (Na_2CO_3) sebelum masuk ke mixer (M-02)

Jenis : Silinder vertical dengan bagian dasar berbentuk *conical bottom head*



1. Dimensi Silinder

$$\begin{aligned}\text{Dirancang waktu tinggal} &= 0,5 \text{ jam} \\ \text{Laju umpan} &= 827 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas} &= 2527,9 \text{ kg/m}^3 = 157,8116 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume padatan} &= \frac{\text{laju umpan} \times \text{waktu tinggal}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{413,5 \text{ kg}}{2527,9 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,1636 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume hopper dirancang over design 20%

$$\begin{aligned}\text{Volume hopper (Vh)} &= 1,2 \times 0,164 \text{ m}^3 \\ &= 0,1963 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Diambil :

Dipilih sudut kemiringan 45°

$$\tan q = \left(\frac{h}{\frac{D}{2}} \right) \quad (\text{Wallas, Stanley M. Tabel 18.5 hal 627})$$

$$\tan 45^\circ = \left(\frac{h}{\frac{D}{2}} \right)$$

$$h = D/2 \tan 45^\circ$$

$$h = 0,5 D$$

Dirancang, kedalaman (H) = Diameter (D)

Maka :

Volume hopper (Vh) = Volume shell + Volume head

$$= (\pi D^2 H / 4) + (\pi D^2 h / 12)$$

$$0,1963 \text{ m}^3 = 0,785 D^3 + 0,130 D^3$$

$$0,1963 \text{ m}^3 = 0,916D^3$$

$$D = 0,5985 \text{ m} = 23,56 \text{ in}$$

$$H = D$$

$$= 0,5965 \text{ m} = 1,963 \text{ ft}$$

$$h = 0,5 \times D$$

$$= 0,2293 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total Hopper} = H + h$$

$$= 0,5965 \text{ m} + 0,229 \text{ m}$$

$$= 0,9 \text{ m}$$

$$= 2,9462 \text{ ft}$$

2. Tebal Shell

Digunakan bahan Stainless Steel SA-167

$$\text{Densitas } (\rho) = 157,7943 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Allowable Stress} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 0,8$$

$$\text{Faktor Korosi (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Diameter (D)} = 1,9641 \text{ ft}$$

$$t_s = \frac{\rho \times (H-1) \times 12 \times D}{2 \times f \times E \times 144} + C$$

$$t_s = \frac{157,7942 \text{ lb/ft}^3 \times (1,9641 \text{ ft}-1) \times 12 \times 1,9641 \text{ ft}}{2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,8 \times 144} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,1258 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar = 3/16 in

HOPPER (HP)

Tugas : Menampung sementara Sodium Karbonat (Na_2CO_3) sebelum masuk ke mixer (M-02)

Jenis : Silinder vertical dengan bagian dasar berbentuk *conical bottom head*

Dimensi Hopper :

Diameter (D) = 0,5985 m

Kedalaman (H) = 0,5985 m

Tinggi *cone* (h) = 0,2992 m

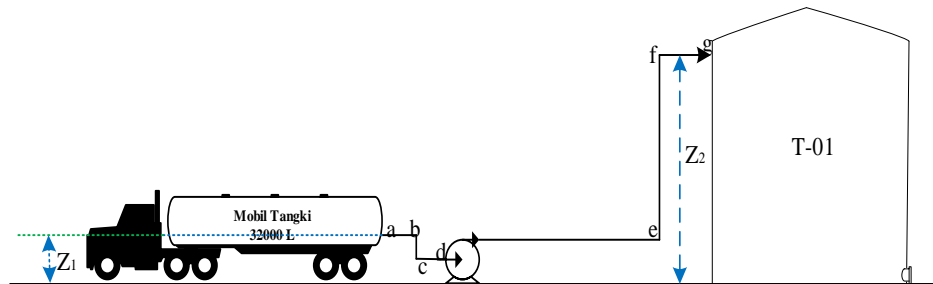
Tebal *shell* (ts) = 3/16 in

Bahan : *Stainless Steel SA-135*

Pompa- 01

Tugas = Memompa bahan baku berupa HNO_3 dari tangki unit pembelian menuju tangki penyimpanan T-01

Jenis = Pompa sentrifugal



Tinggi tangki 1 = 9,14 m

Jarak antara area loading dengan tangki 1 = 11 m

Panjang Pipa =

a-b = 1 m d-e = 8 m

b-c = 0,5 m e-f = 8,144 m

c-d = 1 m f-g = 1 m

Kondisi operasi bahan yang dipompakan:

Suhu = 303 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1491,1 kg/m³

viskositas cairan (μ) = 0,7614

Bahan yang dipompa

Komponen	BM	kg/jam	xi
HNO_3	63	1906,0487	0,98
H_2O	18	38,8990	0,02
Total		1944,9477	1

Titik 1

Titik 1 merupakan permukaan cairan pada tangki unit pembelian

Tekanan (P_1) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_1) = 1 m

Kecepatan linear (v_1) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk tangki penyimpanan (T-01).

Tekanan (P_2) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_2) = 9,144 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa
- 4 Mengitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned}
 \text{volume T-01} &= 222,4426 \text{ m}^3 \\
 \text{volume tangki truk} &= 32 \text{ m}^3 \\
 \text{jumlah truk} &= 6,9513 = 7 \text{ truk} \\
 \text{Dirancang: waktu pengosongan unit pembelian} &= 20 \text{ menit} \\
 \text{Kapasitas pompa} &= \frac{\text{volume tangki pembelian}}{\text{waktu pengosongan}} \\
 &= \frac{32 \text{ m}^3}{20 \text{ menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \\
 Ql &= 0,0267 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 1,6 \text{ m}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{i,opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

$D_i \text{ opt}$ = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m^3)

rapat massa fluida

Komponer	kg/jam	xi	r (kg/l)	l (kg/l)	m (cP)	m campuran
HNO ₃	1906,05	0,98	1,5006	1,47	0,76	0,7450
H ₂ O	38,90	0,02	1,0230	0,02	0,82	0,0164
Total	1944,95	1		1,49		0,7614

rapat massa fluida = 1491,0491 kg/m^3

$$\begin{aligned}
 Di &= 0,363 \quad \times \quad 0,1957 \quad \times \quad 2,5856 \\
 &= 0,1837 \quad \text{m} \\
 &= 7,2329 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

b. Pipa standar
 dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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
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	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
 † Commonly known as extra heavy.
 ‡ Approximately.

Dipilih 8 in NPS, Sch 40

$$\begin{aligned}
 OD &= 8,625 \quad \text{in} &= 0,2191 \quad \text{m} \\
 ID &= 7,981 \quad \text{in} &= 0,2027 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

$$\text{luas aliran} = 50 \text{ in}^2 = 0,0323 \text{ m}^2$$

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P₁ = Tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z₁ = Elevasi titik 1(m)

z₂ = Elevasi titik 2(m)

v₁ = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

$v_2 =$ Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: stainless

kekasaran pipa, $\epsilon = 0,000007 \text{ ft} = 2,1336\text{E-}06 \text{ m}$

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Iron	Cast, new	0.00085	0.26
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

b. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{lin} &= \frac{Ql}{ap} \\
 &= \frac{0,0267 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0323 \text{ m}^2} \\
 &= 0,8267 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$\mu = 0,7614 \text{ cP} = 0,00076 \text{ kg/ms}$$

$$Re = \frac{r \times ID \times v}{\mu}$$

Dimana:

ID = diameter dalam (m)

Re = bilangan reynold

V = kecepatan linier fluida (m/s)

μ = viskositas fluida (kg/ms)

$$Re = \frac{1491,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,2027 \text{ m} \times 0,8267 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,00076 \text{ kg/ms}}$$

$$= 328184,6148$$

d. Kekerasan relative

$$\frac{e}{ID} = \frac{2,1336E-06}{0,2027}$$

$$= 1,0525E-05$$

e. Faktor friksi Darcy

$$Fdw = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}}$$

$$= 0,0056 + \frac{0,5}{58,2315}$$

$$= 0,0142$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 19,644 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	20	20	6,096
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	4	20	80	24,384
check valve	1	50	50	15,24
globe valve	1	210	210	64,008
Total				112,776

$$\text{Percepatan grafitasi, } g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Head karena friksi,

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

$$hf = \frac{0,01419 \times 132,4 \times 0,6834}{2 \times 10 \times 0,2027}$$

$$= 0,3231 \text{ m}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\gamma = \rho \times g$$

$$= 1491,0491 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 14612,2811 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{14612,281 \text{ N/m}^3} = 0 \text{ m}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 8,144 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,03487 \text{ m}$$

head pompa

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

$$h_{man} = 8,5020 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J, Pump Handbook, ed III, Mc.Graw Hill (2001), halaman 1.5

Dengan hubungan :

$$h_{man} = \text{head pompa (m)} = 8,5020 \text{ m}$$

$$N = \text{kecepatan putar (rad/s)}$$

$$Ns = \text{kecepatan spesifik}$$

$$Ql = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s)} = 0,0267 \text{ m}^3/\text{s}$$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, ed iii, vol 3 hal 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	430	514	3/4-5,000	100-30,000

14	429	514	3-22,500	} any practical hp	100-30,000
16	375	450	3-		20-10,000
18	333	400	50-		same
20	300	360	50-		
22	273	327	50-		as
24	250	300	50-		
26	231	277	75-		above
28	214	257	100-		
30	200	240	125-		
32	188	225	200-		

dipilih kecepatan putar = 300 rpm
 faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{Rpm} &= 285 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}} \\ &= 29,83 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$N_s = 0,9784 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 2,5 m

Panjang ekuivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	2	20	40	12,192
globe valve	1	210	210	64,008
Total				79,248

percepatan gravitasi, = 9,8 m/s²

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f d w x (L + \Sigma Le) x (v)^2}{2 x g x l d}$$

$$h_f = 0,1995 \text{ m}$$

Tekanan uap campuran

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

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

Komponen	A	B	C	D	E
HNO ₃	71,7653	-4,38E+03	-2,3E+01	-4,60E-07	1,19E-05

H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,3E+00	2,42E-09	1,81E-06
------------------	---------	-----------	----------	----------	----------

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran
HNO ₃	63	1906,05	30,2486	0,933	81,06	75,6575
H ₂ O	18	38,899	2,1592	0,067	31,59	2,1048
Total		1977,36	32,4078	1		77,7623

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$\text{NPSH} = S + (\text{Pa} + \text{Puap}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_f$$

Dimana:

$$\begin{aligned} \text{Puap} &= \text{Tekanan uap campuran} = 77,7623 \text{ mmHg} \\ &= 0,1037 \text{ bar} \\ \text{Pa} &= \text{Tekanan operasi} = 1,01325 \text{ bar} \\ \text{S} &= \text{Suction head} = 1 \text{ m} \\ \text{Spgr} &= \text{Spec gravity} = 1,491 \end{aligned}$$

$$\text{NPSH A} = 2,5310 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$\text{NPSH R} = (\text{N}/1200)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Dimana

$$\begin{aligned} \text{N} &= \text{Kecepatan putaran (rpm)} = 300 \text{ rpm} \\ \text{Q} &= \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 1,6 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\text{NPSH R} = 0,4331 \text{ m}$$

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Q_1 \gamma h_{man}}{efp}$$

Dimana:

$$\begin{aligned} efp &= \text{effisiensi pompa} \\ h_{man} &= \text{head pompa} = 8,5020 \text{ m} \\ Q_1 &= \text{kapasitas pompa} = 0,0267 \text{ m}^3/\text{s} = 96 \text{ m}^3/\text{h} \\ P_o &= \text{daya penggerak poros (watt)} \\ Y &= \text{rapat berat (N/m}^2\text{)} = 14612,3 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

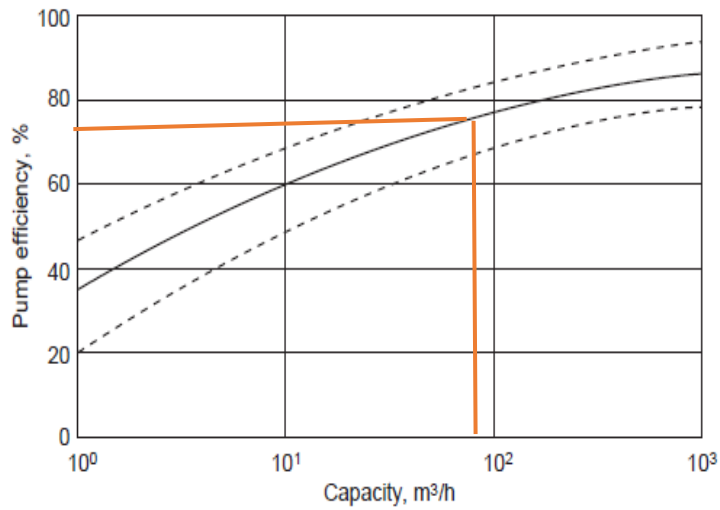


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

$$e_{fp} = 0,78$$

Daya penggerak poros

$$P_o = 4247,28807 \text{ watt}$$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperluka} &= 4247 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 5,6956 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D., halaman 521

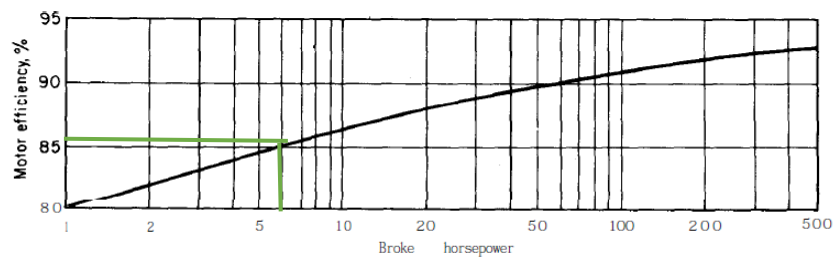


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi} &= 85\% \\ \text{Daya} &= \frac{5,6956 \text{ hp}}{85\%} \end{aligned}$$

= 6,7007 hp
dipilih motor standar 7,5 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

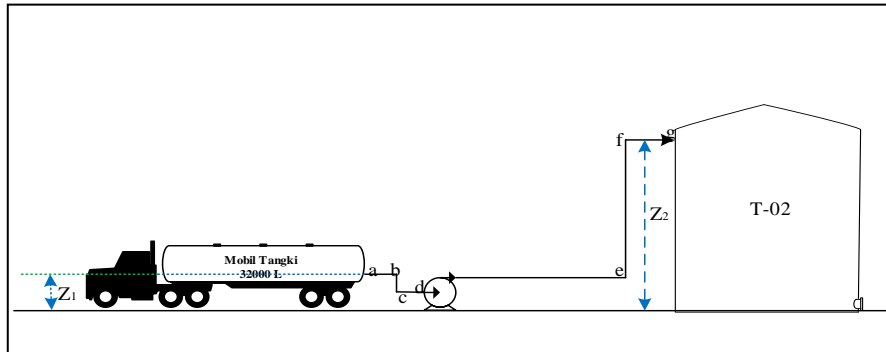
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

Pompa- 02

Tugas = Memompa bahan baku berupa H_2SO_4 dari tangki unit pembelian menuju tangki penyimpanan T-02

Jenis = Pompa sentrifugal



Tinggi tangki 1 = 5,49 m

Jarak antara area loading dengan tangki \hat{z} = 20 m

Panjang Pipa =

a-b = 1 m d-e = 17 m

b-c = 0,5 m e-f = 4,486 m

c-d = 1 m f-g = 1 m

Kondisi operasi bahan yang dipompakan:

Suhu = 303 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1810,9 kg/m³

viskositas cairan (μ) = 19,344

Bahan yang dipompa

Komponen	BM	kg/jam	xi
H ₂ SO ₄	98	504,3862	0,98
H ₂ O	18	10,2936	0,02
Total		1944,9477	1

Titik 1

Titik 1 merupakan permukaan cairan pada tangki unit pembelian

Tekanan (P_1) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_1) = 1 m

Kecepatan linear (v_1) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk tangki penyimpanan (T-01).

Tekanan (P_2) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_2) = 5,4864 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa
- 4 Mengitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned}
 \text{volume T-02} &= 48,1841 \text{ m}^3 \\
 \text{volume tangki truk} &= 32 \text{ m}^3 \\
 \text{jumlah truk} &= 1,5058 = 7 \text{ truk} \\
 \text{Dirancang: waktu pengosongan unit pembelian} &= 20 \text{ menit} \\
 \text{Kapasitas pompa} &= \frac{\text{volume tangki pembelian}}{\text{waktu pengosongan}} \\
 &= \frac{32 \text{ m}^3}{20 \text{ menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \\
 Ql &= 0,0267 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 1,6 \text{ m}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m³/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m³)

rapat massa fluida

Komponer	kg/jam	xi	r (kg/l)	l (kg/l)	m (cP)	m campuran
H ₂ SO ₄	504,39	0,98	1,8270	1,79	19,72	19,3256
H ₂ O	10,29	0,02	1,0230	0,02	0,82	0,0164
Total	514,68	1		1,81		19,3420

$$\text{rapat massa fluida} = 1810,9203 \text{ kg/m}^3$$

$$Di = 0,363 \times 0,1957 \times 2,6517$$

$$= 0,1884 \text{ m}$$

$$= 7,4180 \text{ in}$$

b. Pipa standar
 dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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	1.43
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	2.23
		80†	1.278	1.238		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	5.56	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.

Dipilih 8 in NPS, Sch 40

OD = 8,625 in = 0,2191 m

ID = 7,981 in = 0,2027 m

luas aliran = 50 in² = 0,0323 m²

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P₁ = Tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z₁ = Elevasi titik 1(m)

Z₂ = Elevasi titik 2(m)

v₁ = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v₂ = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: stainless

kekasaran pipa, ε 0,000007 ft = 2,1336E-06 m

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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	0.000007	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. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{lin} &= \frac{Q_l}{ap} \\
 &= \frac{0,0267 \frac{m^3}{s}}{0,0323 \frac{m^2}{s}} \\
 &= 0,8267 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 m &= 19,3420 & cP &= 0,01934 \text{ kg/ms} \\
 Re &= \frac{r \times ID \times v}{m}
 \end{aligned}$$

Dimana:

- Id = diameter dalam (m)
- Re = bilangan reynold
- V = kecepatan linier fluida (m/s)
- m = viskositas fluida (kg/ms)

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{1491,5 \frac{kg}{m^3} \times 0,2027 \text{ m} \times 0,8267 \frac{m}{s}}{0,01934 \text{ kg/ms}} \\
 &= 15689,90343
 \end{aligned}$$

d. Kekerasan relative

$$\begin{aligned}
 \frac{e}{ID} &= \frac{2,1336E-06}{0,2027} \\
 &= 1,0525E-05
 \end{aligned}$$

e. Faktor friksi Darcy

$$\begin{aligned}
 F_{dw} &= 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} \\
 &= 0,0056 + \frac{0,5}{22,0089} \\
 &= 0,0283
 \end{aligned}$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 24,9864 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	20	20	6,096
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	4	20	80	24,384
check valve	1	50	50	15,24
globe valve	1	210	210	64,008
Total				112,776

Percepatan grafitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi,

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

$$\begin{aligned}
 hf &= \frac{0,02832 \times 137,8 \times 0,6834}{2 \times 10 \times 0,2027} \\
 &= 0,6710 \text{ m}
 \end{aligned}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\begin{aligned}
 \gamma &= \rho \times g \\
 &= 1810,9203 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 &= 17747,0185 \text{ N/m}^3
 \end{aligned}$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\begin{aligned}
 \frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{17747,019 \text{ N/m}^3} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 4,4864 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,03487 \quad \text{m}$$

head pompa

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

$h_{man} = 5,1922 \quad \text{m}$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J, Pum Handbook, ed III, Mc.Graw Hill(2001), halaman 1.5

Dengan hubungan :

$h_{man} = \text{head pompa(m)} = 5,1922 \quad \text{m}$

$N = \text{kecepatan putar (rad/s)}$

$Ns = \text{kecepatan spesifik}$

$Ql = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s)} = 0,0267 \quad \text{m}^3/\text{s}$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, ed iii, vol 3 hal 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-	

dipilih kecepatan putar = 200 rpm

faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{Rpm} &= 190 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}} \\ &= 19,886667 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$N_s = 0,9441 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 2,5 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	2	20	40	12,192
globe valve	1	210	210	64,008
Total				79,248

$$\text{percepatan gravitasi, } g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f d w x (L + \Sigma Le) x (v)^2}{2 x g x l d}$$

$$h_f = 0,3982 \text{ m}$$

Tekanan uap campuran

$$T = 303 \text{ K}$$

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

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ SO ₄	2,0582	-4,19E+03	3,3E+00	-1,12E-03	5,54E-07
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,3E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran
H ₂ SO ₄	98	504,386	5,1468	0,900	0,0001074	0,0001
H ₂ O	18	10,294	0,5714	0,100	31,59	3,1567
Total		520,398	5,7182	1		3,1568

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$\text{NPSH} = S + (P_a + P_{uap}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_f$$

Dimana:

$$\begin{aligned} P_{uap} &= \text{Tekanan uap campuran} = 3,1568 \text{ mmHg} \\ &= 0,0042 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1,01325 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction head} = 1 \text{ m}$$

Spgr = Spec gravity = 1,491

NPSH A = 2,1782 m

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$NPSH R = (N/1200)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Dimana

N = Kecepatan putaran(rpm) = 300 rpm

Q = Kapasitas pompa (m³/meni = 1,6 m³/menit

NPSH R = 0,3131 m

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$Po = \frac{Ql \gamma hman}{efp}$$

Dimana:

efp = effiensi pompa

hman = head pompa = 5,1922 m

Q1 = kapasitas pompa = 0,0267 m³/s = 96 m³/h

Po = daya penggerak poros (watt)

Y = rapat berat (N/m²) = 17747 N/m²

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

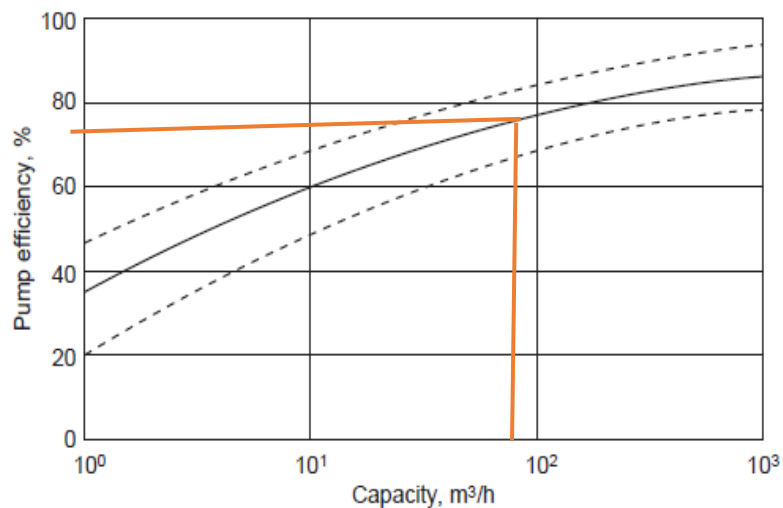


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

efp = 0,78

Daya penggerak poros
 $P_o = 3150,32142 \text{ watt}$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 3150 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 4,2246 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D.,
 halaman 521

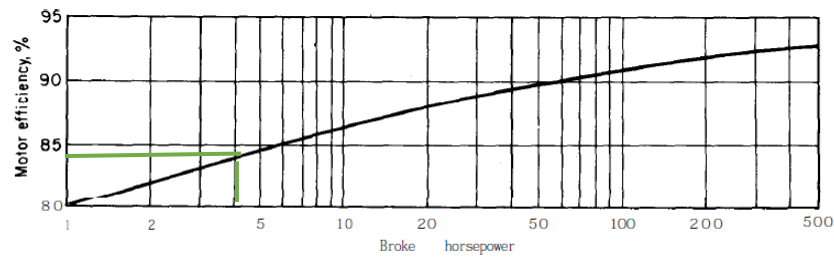


FIGURE 1438
 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi} &= 83\% \\ \text{Daya} &= \frac{4,2246 \text{ hp}}{83\%} \\ &= 5,0899 \text{ hp} \end{aligned}$$

dipilih motor standar 7,5 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

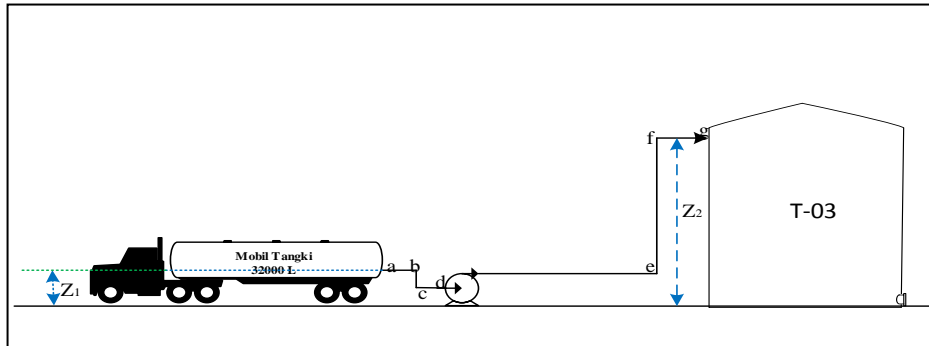
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1 \frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7 \frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

Pompa- 03

Tugas = Memompa bahan baku berupa $C_3H_8O_3$ dari tangki unit pembelian menuju tangki penyimpanan T-03

Jenis = Pompa sentrifugal



Tinggi tangki 3 = 9,14 m

Jarak antara area loading dengan tangki 1 = 15 m

Panjang Pipa =

a-b = 1 m d-e = 12 m

b-c = 0,5 m e-f = 8,144 m

c-d = 1 m f-g = 1 m

Kondisi operasi bahan yang dipompakan:

Suhu = 303 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1252,6 kg/m³

viskositas cairan (μ) = 537,32

Bahan yang dipompa

Komponen	BM	kg/jam	xi
$C_3H_8O_3$	92	769,1531	0,995
H_2O	18	3,8651	0,005
Total		773,0182	1

Titik 1

Titik 1 merupakan permukaan cairan pada tangki unit pembelian

Tekanan (P_1) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_1) = 1 m

Kecepatan linear (v_1) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk tangki penyimpanan (T-01).

Tekanan (P_2) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_2) = 9,144 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa
- 4 Mengitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned}
 \text{volume T-02} &= 126,2561 \text{ m}^3 \\
 \text{volume tangki truk} &= 32 \text{ m}^3 \\
 \text{jumlah truk} &= 3,9455 = 7 \text{ truk} \\
 \text{Dirancang: waktu pengosongan unit pembelian} &= 20 \text{ menit} \\
 \text{Kapasitas pompa} &= \frac{\text{volume tangki pembelian}}{\text{waktu pengosongan}} \\
 &= \frac{32 \text{ m}^3}{20 \text{ menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \\
 Ql &= 0,0267 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 1,6 \text{ m}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m³/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m³)

rapat massa fluida

Komponen	kg/jam	xi	r (kg/l)	l (kg/l)	m (cP)	m campuran
C ₃ H ₈ O ₃	769,15	0,995	1,2540	1,25	540,02	537,3199
H ₂ O	3,87	0,005	1,0230	0,01	0,82	0,0041
Total	773,018	1		1,25		537,3240

$$\text{rapat massa fluida} = 1252,8451 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 Di &= 0,363 \times 0,1957 \times 2,5277 \\
 &= 0,1796 \text{ m} \\
 &= 7,0711 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Pipa standar
 dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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	1.43
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	2.23
		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	5.56	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.

Dipilih 8 in NPS, Sch 40

OD = 8,625 in = 0,2191 m

ID = 7,981 in = 0,2027 m

luas aliran = 50 in² = 0,0323 m²

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P₁ = Tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z₁ = Elevasi titik 1(m)

Z₂ = Elevasi titik 2(m)

v₁ = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v₂ = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: baja komersial

kekasaran pipa, ε 0,00015 ft = 0,00004572 m

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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	0.000007	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. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{lin} &= \frac{Ql}{ap} \\
 &= \frac{0,0267 \frac{m^3}{s}}{0,0323 \frac{m^2}{s}} \\
 &= 0,8267 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 m &= 537,3240 \quad cP = 0,53732 \text{ kg/ms} \\
 Re &= \frac{r \times ID \times v}{m}
 \end{aligned}$$

Dimana:

- Id = diameter dalam (m)
- Re = bilangan reynold
- V = kecepatan linier fluida (m/s)
- m = viskositas fluida (kg/ms)

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{1252,85 \frac{kg}{m^3} \times 0,2027 \text{ m} \times 0,8267 \frac{m}{s}}{0,53732 \text{ kg/ms}} \\
 &= 390,7360247
 \end{aligned}$$

d. Kekerasan relative

$$\begin{aligned}
 \frac{e}{ID} &= \frac{0,00004572}{0,2027} \\
 &= 0,000225536
 \end{aligned}$$

e. Faktor friksi Darcy

$$\begin{aligned}
 F_{dw} &= 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} \\
 &= 0,0056 + \frac{0,5}{6,7515} \\
 &= 0,0797
 \end{aligned}$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 23,644 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	21	21	6,4008
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	3	21	63	19,2024
check valve	1	52	52	15,8496
globe valve	1	220	220	67,056
Total				111,5568

Percepatan grafitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi,

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

$$\begin{aligned}
 hf &= \frac{0,07966 \times 135,2 \times 0,6834}{2 \times 10 \times 0,2027} \\
 &= 1,8523 \text{ m}
 \end{aligned}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\begin{aligned}
 \gamma &= \rho \times g \\
 &= 1252,8451 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 &= 12277,8816 \text{ N/m}^3
 \end{aligned}$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\begin{aligned}
 \frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{12277,882 \text{ N/m}^3} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 8,144 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,03487 \quad \text{m}$$

head pompa

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

$h_{man} = 10,0312 \text{ m}$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J, Pum Handbook, ed III, Mc.Graw Hill (2001), halaman 1.5

Dengan hubungan :

$h_{man} = \text{head pompa(m)} = 10,0312 \text{ m}$

$N = \text{kecepatan putar (rad/s)}$

$N_s = \text{kecepatan spesifik}$

$Ql = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s)} = 0,0267 \text{ m}^3/\text{s}$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, ed iii, vol 3 hal 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-	

dipilih kecepatan putar = 333 rpm

faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{Rpm} &= 316,35 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}} \\ &= 33,1113 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\text{Ns} = 0,9593 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 2,5 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	2	21	42	12,8016
globe valve	1	220	220	67,056
Total				82,9056

percepatan gravitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f d w \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times l d}$$

hf = 1,1701 m

Tekanan uap campuran

T = 303 K

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

Komponen	A	B	C	D	E
C ₃ H ₈ O ₃	-62,7929	-3,70E+03	3,4E+01	-5,20E-02	2,28E-05
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,3E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran
C ₃ H ₈ O ₃	92	769,153	8,3604	0,975	0,0003010	0,0003
H ₂ O	18	3,865	0,2145	0,025	31,59	0,7904
Total		781,593	8,5749	1		0,7907

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$\text{NPSH} = S + (P_a + P_{\text{uap}}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_f$$

Dimana:

Puap = Tekanan uap campuran = 0,7907 mmHg
 = 0,0011 bar

Pa = Tekanan operasi = 1,01325 bar

S = Suction head = 1 m

Spgr = Spec gravity = 1,491

NPSH A = 1,4013 m

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$NPSH R = (N/1200)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Dimana

N = Kecepatan putaran(rpm) = 300 rpm

Q = Kapasitas pompa (m³/meni = 1,6 m³/menit

NPSH R = 0,4708 m

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$Po = \frac{Ql \gamma hman}{efp}$$

Dimana:

efp = effiensi pompa

hman = head pompa = 10,0312 m

Q1 = kapasitas pompa = 0,0267 m³/s = 96 m³/h

Po = daya penggerak poros (watt)

Y = rapat berat (N/m²) = 12277,9 N/m²

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

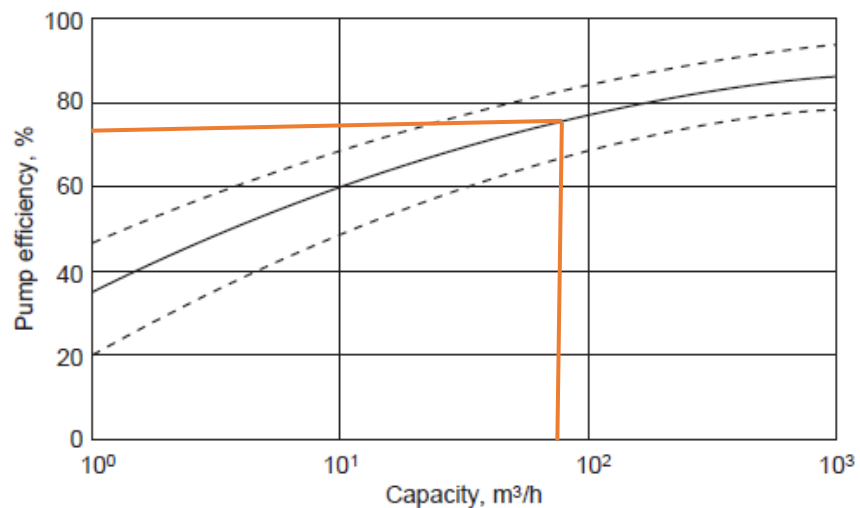


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

efp = 0,78

Daya penggerak poros

$$P_o = 4210,66381 \text{ watt}$$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 4211 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 5,6465 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D., halaman 521

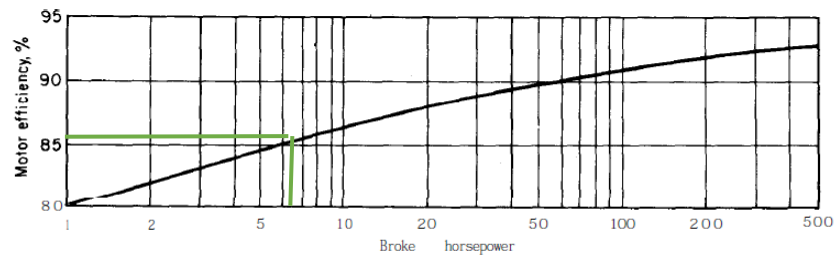


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi} &= 86\% \\ \text{Daya} &= \frac{5,6465 \text{ hp}}{86\%} \\ &= 6,5657 \text{ hp} \end{aligned}$$

dipilih motor standar 7,5 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

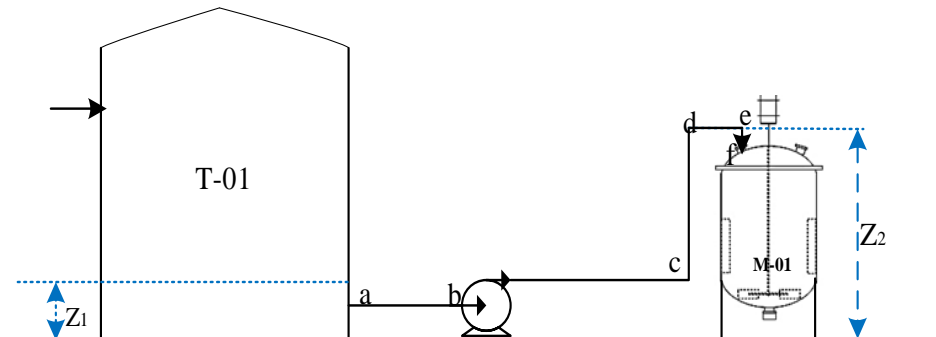
General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

Pompa- 04

Tugas = Memompa bahan baku HNO_3 dari tangki penyimpanan 1 menuju mixer 1

Jenis = Pompa sentrifugal



Jarak antara tangki-01 dengan mixer-01 = 7 m

Tinggi total mixer-01 = 2,0204 m

Tinggi pondasi mixer-01 = 1 m

Panjang Pipa =

a-b = 2 m d-e = 1 m

b-c = 4 m e-f = 0,5 m

c-d = 2,17 m

Titik 1

Titik 1 merupakan permukaan cairan pada tangki-01

Tekanan (P_1) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_1) = 1 m

Kecepatan linear (v_1) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk mixer-01

Tekanan (P_2) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_2) = 3,17 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa
- 4 Menghitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pompa} &= \frac{\text{laju alir total}}{\text{rho campuran}} \\ &= \frac{1944,948 \text{ kg/jam}}{1491 \text{ kg/m}^3} \\ Q_l &= 0,00036 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,021741 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{i,opt} = 0,363 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

D_i opt = Diameter pipa optimum (in)

Q_l = Kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m^3)

rapat massa fluida

Komponen	kg/jam	xi	r (kg/l)	l (kg/l)	m (cP)	m campuran
HNO ₃	1906,05	0,98	1,5010	1,47	0,76	0,7448
H ₂ O	38,90	0,02	1,0230	0,02	0,82	0,0164
Total	1944,95	1		1,49		0,7612

$$\text{rapat massa fluida} = 1490 \text{ kg}/\text{m}^3$$

$$D_i = 0,363 \times 0,0283 \times 2,5853$$

$$= 0,0265 \text{ m}$$

$$= 1,0452 \text{ in}$$

b. Pipa standar

dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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	1.43
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	2.23
		80†	1.278	1.23		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* 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	133	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.

Dipilih 1 1/4in NPS, Sch 40

OD = 1,66 in = 0,0422 m

ID = 1,38 in = 0,0351 m

luas aliran = 1,5 in² = 0,0010 m²

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P₁ = Tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z₁ = Elevasi titik 1(m)

Z₂ = Elevasi titik 2(m)

v₁ = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v₂ = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: stainless

kekasaran pipa, ε 0,000007 ft = 2,1336E-06 m

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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	0.000007	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. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \frac{Ql}{a_p} \\ &= 0,00036 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \\ &\quad \frac{0,0010 \text{ m}^2}{\text{m}^2} \\ &= 0,3744 \text{ m/s} \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$\begin{aligned} m &= 0,7612 & cP &= 0,00076 \text{ kg/ms} \\ \text{Re} &= \frac{r \times \text{ID} \times v}{m} \end{aligned}$$

Dimana:

Id = diameter dalam (m)
 Re = bilangan reynold
 V = kecepatan linier fluida (m/s)
 m = viskositas fluida (kg/ms)

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{1490 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,2027 \text{ m} \times 0,8267 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,00076 \text{ kg/ms}} \\ &= 25690,31517 \end{aligned}$$

d. Kekerasan relative

$$\begin{aligned} \frac{e}{\text{ID}} &= \frac{2,1336\text{E-}06}{0,0351} \\ &= 6,08696\text{E-}05 \end{aligned}$$

e. Faktor friksi Darcy

$$\begin{aligned} F_{dw} &= 0,0056 + \frac{0,5}{\text{Re}^{0,32}} \\ &= 0,0056 + \frac{0,5}{25,7707} \\ &= 0,0250 \end{aligned}$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 9,67 m

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	5	5	1,524
sudden contraction	1	2,3	2,3	0,70104

standar elbow	3	13	39	11,8872
check valve	1	5	5	1,524
globe valve	1	50	50	15,24
Total				30,87624

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f d_w \times (L + \Sigma L_e) \times (v)^2}{2 \times g \times l d}$$

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{0,02500 \times 40,55 \times 0,1402}{2 \times 10 \times 0,0351} \\ &= 0,2069 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\begin{aligned} \gamma &= \text{rl} \times g \\ &= 1490,0000 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 14602,0000 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\begin{aligned} \frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{14602 \text{ N/m}^3} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 2,17 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,00715 \text{ m}$$

head pompa

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

$$h_{man} = 2,3840 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik,I.J,Pum Handbook, ed III,Mc.Graw Hill(2001),halaman 1.5

Dengan hubungan :

$$h_{man} = \text{head pompa(m)} = 2,3840 \text{ m}$$

$$N = \text{kecepatan putar (rad/s)}$$

$$N_s = \text{kecepatan spesifik}$$

$$Q_l = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s)} = 0,00036 \text{ m}^3/\text{s}$$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E,ed iii, vol 3 hal 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	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-	} any practical hp 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-	

$$\text{dipilih kecepatan putar} = 1000 \text{ rpm}$$

$$\text{faktor slip} = 0,05 \text{ (prediksi)}$$

$$\text{Rpm} = 950 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}}$$

$$= 99,433333 \text{ rad/s}$$

$$N_s = 0,9865 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{Panjang pipa lurus} = 2 \text{ m}$$

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	0	21	0	0
globe valve	1	220	220	67,056

Total	70,104
-------	--------

percepatan gravitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f \cdot d_w \cdot (L + \sum Le) \cdot (v)^2}{2 \cdot g \cdot d}$$

h_f = 0,3679 m

Tekanan uap campuran

T = 303 K

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

Komponen	A	B	C	D	E
HNO ₃	71,7653	-4,38E+03	-2,3E+01	-4,60E-07	1,19E-05
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,3E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran
HNO ₃	63	1906,05	30,2547	0,933	81,06	75,6601
H ₂ O	18	38,900	2,1593	0,067	31,59	2,1045
Total		1944,95	32,4140	1		77,7646

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$NPSH = S + (P_a + P_{uap}) \cdot (2,31 / spgr) - h_f$$

Dimana:

Puap = Tekanan uap campuran = 77,7646 mmHg
 = 0,1037 bar
 P_a = Tekanan operasi = 1,01325 bar
 S = Suction head = 1 m
 Spgr = Spec gravity = 1,491

NPSH A = 2,3626 m

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$NPSH R = (N/1200)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Dimana

N = Kecepatan putaran(rpm) = 1000 rpm
 Q = Kapasitas pompa (m³/menit) = 1,6 m³/menit

NPSH R = 1,1823 m

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = efisiensi pompa

h_{man} = head pompa = 2,3840 m

Q₁ = kapasitas pompa = 0,00036 m³/s = 1,304 m³/h

P_o = daya penggerak poros (watt)

Y = rapat berat (N/m²) = 14602 N/m²

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

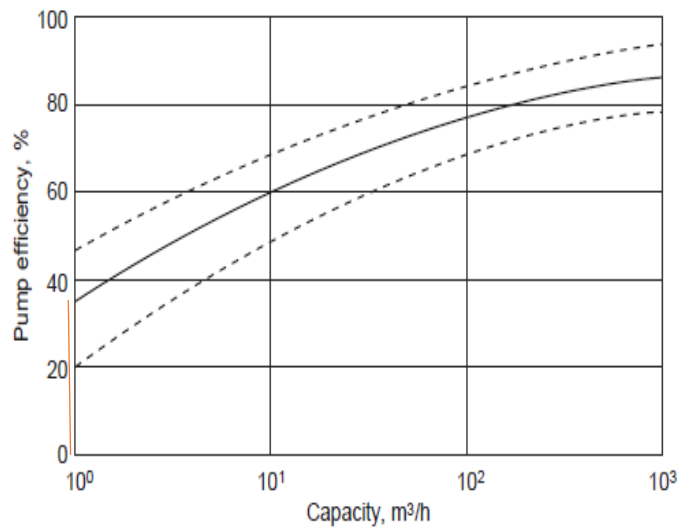


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

efp = 0,37

Daya penggerak poros

P_o = 34,0916855 watt

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 34,09 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,0457 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D.,
halaman 521

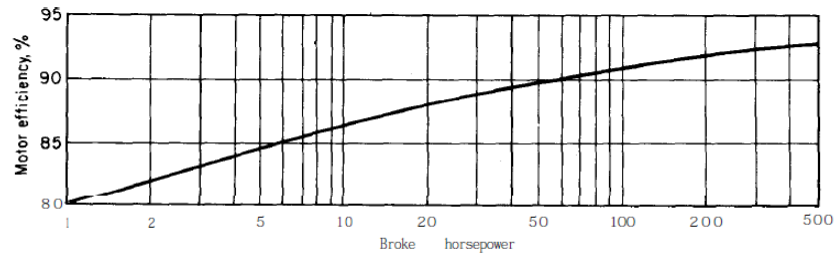


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi} &= 80\% \\ \text{Daya} &= \frac{0,0457 \text{ hp}}{80\%} \\ &= 0,0571 \text{ hp} \end{aligned}$$

dipilih motor standar 0,5 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

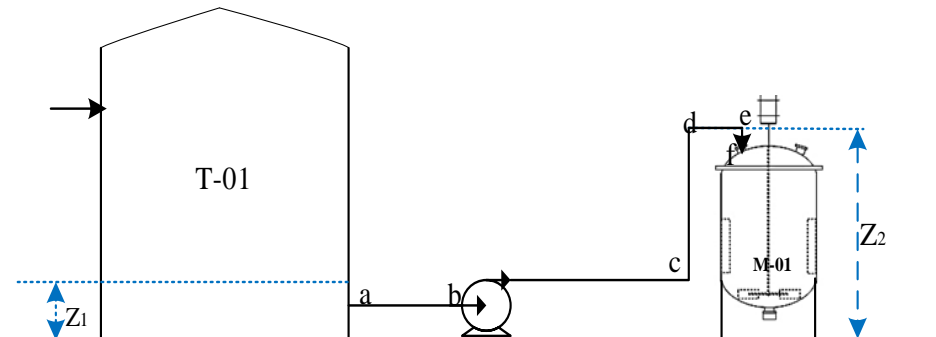
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

Pompa-05

Tugas = Memompa larutan H₂SO₄ 98% yang berfungsi sebagai katalis dari tangki penyimpanan 2 menuju mixer 1

Jenis = Pompa sentrifugal



Jarak antara tangki-02 dengan mixer-01	=	10	m
Tinggi total mixer-01	=	2,0204	m
Tinggi pondasi mixer-01	=	1	m

Panjang Pipa =

a-b	=	2	m	d-e	=	1	m
b-c	=	7	m	e-f	=	0,5	m
c-d	=	2,02	m				

Titik 1

Titik 1 merupakan permukaan cairan pada tangki-01

Tekanan (P_1) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_1) = 1 m

Kecepatan linear (v_1) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk mixer-01

Tekanan (P_2) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_2) = 3,0204 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa
- 4 Menghitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pompa} &= \frac{\text{laju alir total}}{\text{rho campuran}} \\ &= \frac{514,68 \text{ kg/jam}}{1811 \text{ kg/m}^3} \\ Q1 &= 0,00008 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,004737 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{opt} = 0,363 \times Q1^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Q1 = Kecepatan volume fluida (m³/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m³)

rapat massa fluida

Komponen	kg/jam	xi	r (kg/l)	l (kg/l)	m (cP)	m campuran
H2SO4	504,39	0,98	1,8269	1,79	19,72	19,3257
H2O	10,29	0,02	1,0230	0,02	0,82	0,0164
Total	514,68	1		1,81	20,54	19,3421

rapat massa fluida = 1810 kg/m³

$$\begin{aligned} Di &= 0,363 \times 0,0142 \times 2,6515 \\ &= 0,0137 \text{ m} \\ &= 0,5400 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Pipa standar

dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/4	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2 1/2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.08
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0

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	3.655	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	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
 † Commonly known as extra heavy.
 ‡ Approximately.

Dipilih 3/4 in NPS, Sch 40

OD = 1,05 in = 0,0267 m

ID = 0,824 in = 0,0209 m

luas aliran = 0,534 in² = 0,0003 m²

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P₁ = Tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z₁ = Elevasi titik 1(m)

Z₂ = Elevasi titik 2(m)

v₁ = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v₂ = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: stainless

kekasaran pipa, ε 0,000007 ft = 2,1336E-06 m

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{lin} &= \frac{Ql}{ap} \\
 &= 0,00008 \frac{m^3}{s} \\
 &\quad \frac{0,0003 m^2}{m^2} \\
 &= 0,2291 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 m &= 20,5400 & cP &= 0,02054 \text{ kg/ms} \\
 Re &= \frac{r \times ID \times v}{m}
 \end{aligned}$$

Dimana:

- Id = diameter dalam (m)
- Re = bilangan reynold
- V = kecepatan linier fluida (m/s)
- m = viskositas fluida (kg/ms)

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{1810 \frac{kg}{m^3} \times 0,2027 \text{ m} \times 0,8267 \frac{m}{s}}{0,02054 \text{ kg/ms}} \\
 &= 422,6167587
 \end{aligned}$$

d. Kekerasan relative

$$\begin{aligned}
 \frac{e}{ID} &= \frac{2,1336E-06}{0,0209} \\
 &= 0,000101942
 \end{aligned}$$

e. Faktor friksi Darcy

$$\begin{aligned}
 Fdw &= 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} \\
 &= 0,0056 + \frac{0,5}{6,9231} \\
 &= 0,0778
 \end{aligned}$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 12,5204 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	1,6	1,6	0,48768
sudden contraction	1	0,7	0,7	0,21336
standar elbow	3	1,6	4,8	1,46304
check valve	1	3,7	3,7	1,12776

globe valve	1	15	15	4,572
Total				7,86384

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Head karena friksi,

$$hf = \frac{f \sum L + \sum K \times (v)^2}{2 \times g \times d}$$

$$\begin{aligned} hf &= \frac{0,07782 \times 20,38 + 0,0525}{2 \times 10 \times 0,0209} \\ &= 0,2030 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \times g \\ &= 1810,0000 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 17738,0000 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\begin{aligned} \frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{17738 \text{ N/m}^3} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 2,0204 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,00268 \text{ m}$$

head pompa

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

$$h_{man} = 2,2261 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik,I.J,Pum Handbook, ed III,Mc.Graw Hill(2001),halaman 1.5

Dengan hubungan :

$$h_{man} = \text{head pompa(m)} = 2,2261 \text{ m}$$

$$N = \text{kecepatan putar (rad/s)}$$

$$N_s = \text{kecepatan spesifik}$$

$$Q_l = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s)} = 0,00008 \text{ m}^3/\text{s}$$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E,ed iii, vol 3 hal 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-	} any practical hp 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-	

dipilih kecepatan putar = 1500 rpm

faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{Rpm} &= 1425 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}} \\ &= 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$N_s = 0,7271 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 2 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	0	21	0	0
globe valve	1	220	220	67,056
Total				70,104

percepatan gravitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f d w x (L + \sum L_e) x (v)^2}{2 x g x l d}$$

h_f = 0,7182 m

Tekanan uap campuran

T = 303 K

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

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ SO ₄	2,0582	-4,19E+03	3,3E+00	-1,12E-03	5,54E-07
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,3E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran
H ₂ SO ₄	98	504,39	5,1468	0,9	0,00010	0,0001
H ₂ O	18	10,290	0,5712	0,1	31,59	3,1557
Total		514,68	5,7180	1		3,1558

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

NPSH = S + (Pa + Puap)x(2,31/spgr)-H_f

Dimana:

Puap = Tekanan uap campuran = 3,1558 mmHg
 = 0,0042 bar

Pa = Tekanan operasi = 1,01325 bar

S = Suction head = 1 m

Spgr = Spec gravity = 1,491

NPSH A = 1,8581 m

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

NPSH R = (N/1200)^{4/5} x Q^{2/3}

Dimana

N = Kecepatan putaran(rpm) = 1500 rpm

Q = Kapasitas pompa (m³/meni = 1,6 m³/menit

NPSH R = 1,6353 m

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = efisiensi pompa

h_{man} = head pompa = 2,2261 m

Q₁ = kapasitas pompa = 0,00008 m³/s = 0,284 m³/h

P_o = daya penggerak poros (watt)

Y = rapat berat (N/m²) = 17738 N/m²

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

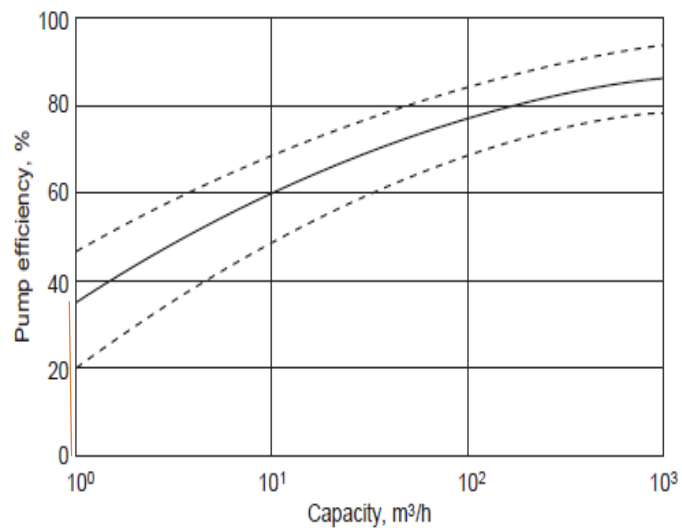


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

efp = 0,37

Daya penggerak poros

P_o = 8,42497579 watt

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperluka} &= 8,425 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,0113 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D.,
halaman 521

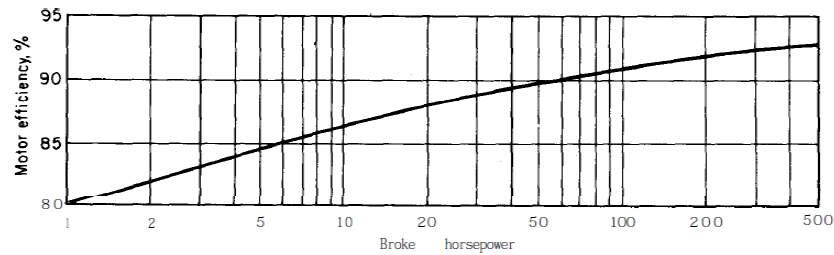


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Effisiensi} = 80\%$$

$$\text{Daya} = \frac{0,0113 \text{ hp}}{80\%}$$

$$= 0,0141 \text{ hp}$$

dipilih motor standar 0,5 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

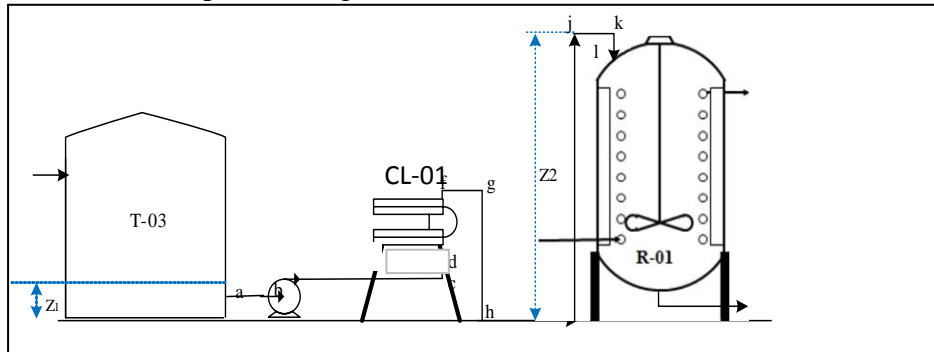
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

Pompa-06

Tugas = Memompa bahan baku gliserin ($C_3H_8O_3$) dari tangki penyimpanan T-03 menuju reaktor

Jenis = Pompa sentrifugal



Jarak antara tangki-01 dengan CL-01	=	5	m
Jarak antara CL-01 dengan R-01	=	8	m
Tinggi total R-01	=	1,5426	m
Tinggi pondasi alat	=	1	m

Panjang pipa

a - b	=	2	m	g-h	=	1,2713	m
b - c	=	3	m	h-i	=	7	m
c - d	=	0,3	m	i-j	=	2,5426	m
d - e	=	0,3	m	j-k	=	0,5	m
e - f	=	0,3	m	k-l	=	0,5	m
f - g	=	0,5	m				

Titik 1

Titik 1 merupakan permukaan cairan pada tangki-01

Tekanan (P_1) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_1) = 1 m

Kecepatan linear (v_1) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk mixer-01

Tekanan (P_2) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_2) = 2,5426 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa

- 4 Mengitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pompa} &= \frac{\text{laju alir total}}{\text{rho campuran}} \\ &= \frac{773,018 \text{ kg/jam}}{1252,84 \text{ kg/m}^3} \\ \text{Ql} &= 0,00017 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,01028 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{i,opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

D_i opt = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m^3)

rapat massa fluida

Komponen	kg/jam	xi	r (kg/l)	rl (kg/l)	m (cP)	m campuran
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	769,15	0,99	1,2540	1,24772	540	537,3165
H_2O	3,87	0,01	1,0230	0,00512	0,82	0,0041
Total	773,02	1		1,25284		537,3206

rapat massa fluida = $1253 \text{ kg}/\text{m}^3$

$$D_i = 0,36 \times 0,0202 \times 2,5277$$

$$= 0,0185 \text{ m}$$

$$= 0,7296 \text{ in}$$

b. Pipa standar

dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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	
$\frac{1}{8}$	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
$\frac{1}{4}$	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
$\frac{3}{8}$	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
$\frac{1}{2}$	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
$\frac{3}{4}$	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* 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 1.002	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 45.4
10	10.75	40* 80†	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	3.655	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	78.3
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.

Dipilih 3/4 in NPS, Sch 40

$$OD = 1,05 \text{ in} = 0,0267 \text{ m}$$

$$ID = 0,82 \text{ in} = 0,0209 \text{ m}$$

$$\text{luas alirai} = 0,53 \text{ in}^2 = 0,0003 \text{ m}^2$$

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P_1 = Tekanan pada titik 1 (atm)

P_2 = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z_1 = Elevasi titik 1(m)

Z_2 = Elevasi titik 2(m)

v_1 = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: baja komersial

kekasaran pipa, $e = 0,00015 \text{ ft} = 4,6E-05 \text{ m}$

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{lin} &= \frac{Ql}{ap} \\
 &= 0,00017 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \\
 &\quad \frac{\text{s}}{0,0003 \text{ m}^2} \\
 &= 0,4975 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$m = 537,3206 \text{ cP} = 0,53732 \text{ kg/ms}$$

$$Re = \frac{r \times ID \times v}{m}$$

Dimana:

Id = diameter dalam (m)

Re = bilangan reynold

V = kecepatan linier fluida (m/s)

m = viskositas fluida (kg/ms)

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{1253 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,2027 \text{ m} \times 0,83 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,53732 \text{ kg/ms}} \\
 &= 24,278
 \end{aligned}$$

d. Kekerasan relative

$$\begin{aligned}
 \frac{e}{ID} &= \frac{4,6E-05}{0,0209} \\
 &= 0,00218
 \end{aligned}$$

e. Faktor friksi Darcy

$$\begin{aligned}
 F_{dw} &= 0,01 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} \\
 &= 0,01 + \frac{0,5}{2,7750} \\
 &= 0,1858
 \end{aligned}$$

Rencana pemipaan:
Pipa lurus, L 18,8 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	1,6	1,6	0,48768
sudden contraction	1	0,7	0,7	0,21336
standar elbow	5	1,6	8	2,4384
check valve	1	3,7	3,7	1,12776
globe valve	1	15	15	4,572
Total				8,8392

Percepatan grafi g = 9,8 m/s²

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f d w x (L + \Sigma Le) x (v)^2}{2 x g x l d}$$

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{0,18578 \times 27,6254 \times 0,2475}{2 \times 9,8 \times 0,0209} \\ &= 3,0964 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \times g \\ &= 1252,8436 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 12277,8673 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\begin{aligned} \frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{12277,9 \text{ N/m}^3} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 1,54 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,01263 \text{ m}$$

head pompa

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

$$h_{man} = 4,6516 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{hman^{0.75}}$$

(Karrasik,I.J,Pum Handbook, ed III,Mc.Graw Hill(2001),halaman 1.5

Dengan hubungan :

hman = head pompa(m) = 4,6516 m

N = kecepatan putar (rad/s)

Ns = kecepatan spesifik

Ql = kapasitas pompa = 0,00017 m³/s

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E,ed iii, vol 3 hal 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-	} any practical hp 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-	

dipilih kecepatan putar = 1500 rpm

faktor sli_f = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{Rpm} &= 1425 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times \frac{6 \text{ rad}}{\text{detik}} \\ &= 149 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$N_s = 0,6165 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus : 2 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	0,7	0,7	0,21336
standar elbow	0	1,6	0	0
globe valve	1	15	15	4,572
Total				4,78536

percepatan gravitasi = $9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f d w x (L + \Sigma Le) x (v)^2}{2 x g x l d}$$

$h_f = 0,7605 \text{ m}$

Tekanan uap campuran

$T = 303 \text{ K}$

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

Komponen	A	B	C	D	E
C ₃ H ₈ O ₃	-62,79	-3,66E+03	3,4E+01	-5,19E-02	2,28E-05
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,3E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran
C ₃ H ₈ O ₃	92	769,15	8,3604	0,97	0,00030	0,0003
H ₂ O	18	3,870	0,2148	0,025	31,59	0,7914
Total		773,02	8,5752	1		0,7917

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$\text{NPSH} = S + (P_a + P_{uap}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_f$$

Dimana:

$$P_{uap} = \text{Tekanan uap campuran} = 0,7917 \text{ mmHg}$$

$$= 0,0011 \text{ bar}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1,01325 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Spec gravity} = 1,491$$

$$\text{NPSH A} = 1,8109 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$\text{NPSH R} = (N/1200)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Dimana

$$N = \text{Kecepatan putaran (rpm)} = 1500 \text{ rpm}$$

$$Q = \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 1,6 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$\text{NPSH R} = 1,6353 \text{ m}$$

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = efisiensi pompa

hman = head pompa = 4,6516 m

Q1 = kapasitas pompa = 0,61701 m³/h

Po = daya penggerak poros (watt)

Y = rapat berat (N/m²) = 12277,9 N/m²

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

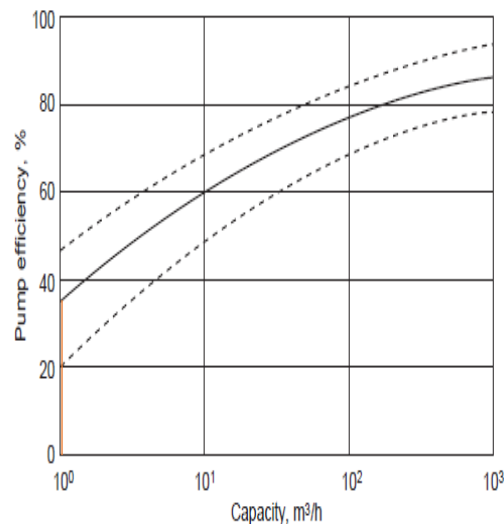


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

$$efp = 0,37$$

Daya penggerak poros

$$P_o = 26,4553 \text{ watt}$$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 26,455 \text{ watt} \times 1,341 \times 10^{-3} \text{ hpwatt} \\ &= 0,0355 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters, M.S., K.D., halaman 521

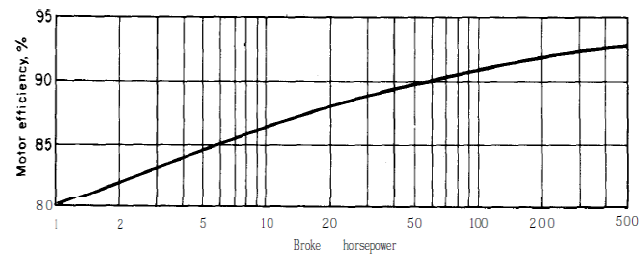


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi} &= 80\% \\ \text{Daya} &= 0,0355 \text{ hp} \\ &= 80\% \\ &= 0,0443 \text{ hp} \end{aligned}$$

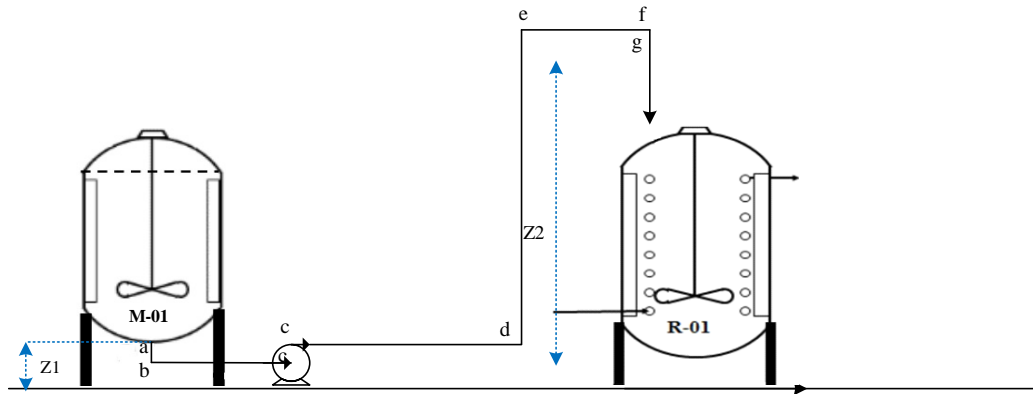
dipilih motor standar = 0,5 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*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.

POMPA-07



Tugas : Memompa hasil mixer (M-01) menuju reaktor

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Data:

Suhu = 288 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1643,023 kg/m³

Viskositas cairan (μ) = 20,92 cP

Bahan yang dipompa :

Komponen	BM	Massa kg/jam	Fraksi Massa
C3H8O ₃	92,09	6,5274	0,0016
C3H5N3O9	227,09	38,7026	0,0093
HNO ₃	63,01	1938,4254	0,4675
H ₂ SO ₄	98,08	2017,5448	0,4866
H ₂ O	18,02	145,2690	0,035
TOTAL		4146,4692	1

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : *Suction*

Tekanan, $P_1 = 1,01325$ bar

Elevasi, $Z_1 = 0,5$ m

Titik 2 : *Discharge*

Tekanan, $P_2 = 1 \text{ atm} = 1,01325$ bar

Elevasi, $Z_2 = 3,4241$ m

Langkah perhitungan :

1. Menentukan titik pemompaan
2. Menghitung kapasitas pompa
3. Menghitung ukuran pipa
4. Mengitung head pompa
5. Menghitung kecepatan spesifik
6. Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
7. Menghitung daya Gerak Pompa
8. Menentukan Daya motor Standar

1. Kapasitas pompa

$$\text{Kapasitas pompa, } Ql = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$Ql = \frac{4146,47 \text{ kg/jam}}{1,643 \text{ kg/L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} = 0,00070 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Ukuran pipa

- a. Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan:

$$D_{i\text{opt}} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

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

Dengan

$D_{i\text{opt}}$: diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{i\text{opt}} &= 0,363 \times (0,00070)^{0,45} \times (1643,023)^{0,13} = 0,0361 \text{ m} \\ &= 0,0361 \text{ m} \times (\text{in} / 0,0254 \text{ m}) = 1,4245 \text{ in} \end{aligned}$$

- b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel. 11, Kern, halaman 844

Dipilih 1 1/2 in NPS, Sch 40

Diameter luar, OD: 1,90 in x (0,0254 m/in) = 0,04826 m

Diameter dalam, ID: 1,610 in x (0,0254 m/in) = 0,0408 m

Luas aliran, a_p : 2,04 in² = 0,001316 m²

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

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

Dimana :

g : percepatan gravitasi normal (m/s^2)

hf : head karena friksi (m)

$hman$: head pompa (m)

P_1 : tekanan pada titik 1 (atm)

P_2 : tekanan pada titik 2 (atm)

V_1 : kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 : kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Z_1 : elevasi titik 1 (m)

Z_2 : elevasi titik 2 (m)

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

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

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00004572 \text{ m}$$

b. Kecepatan linier

$$V_{\text{lin}} = \frac{Ql}{ap} = \frac{0,00070 \frac{m^3}{s}}{0,001316 m^2} = 0,5326 \text{ m/s}$$

c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l \times ID \times v}{\mu l}$$

Dimana

Id : diameter dalam (m)

Re : bilangan reynold

V : kecepatan linier fluida (m/s)

μl : viskositas fluida (kg/m s)

$$Re = \frac{20,92 \frac{kg}{m^3} \times 0,0408 m \times 0,5326 \frac{m}{s}}{0,0209 kg/m s} = 1710,452$$

d. Kekasaran relative

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00004572}{0,0408} = 0,001118$$

e. Factor friksi Darcy

$$Fdw = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} = 0,0517$$

Rencana pemipaan :

Pipa lurus = 10,9241 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	4,9	4,9	1,49
Sudden contraction	1	2,5	2,5	0,76
Standar elbow	4	4,9	19,6	5,97
Check valve	1	13	13	3,96
Globe valve	1	49	49	14,94
				27,13

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 m/s^2$

Head karena friksi,

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

$$hf = \frac{0,043 \times 34,85 \times (0,5326)^2}{2 \times 9,8 \times 0,0408} = 0,6972 m$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\gamma = \rho l \times g = 1643,023 kg/m^3 \times 9,8 m/s^2 = 16101,63 N/m^3$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{16101,63 \frac{N}{m^3}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = (3,4241 \text{ m} - 0,5 \text{ m}) = 2,9241 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(0,5326 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0144 \text{ m}$$

Head pompa

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

$$h_{man} = 0 \text{ m} + 0,0144 \text{ m} + 2,9241 \text{ m} + 0,6972 \text{ m} = 3,6358 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1.5)

Dengan hubungan :

h_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rad/s)

Ns : kecepatan spesifik

Ql : kapasitas pompa (m^3/s)

Kecepatan putar, dipilih berdasarkan table 14.2 Ludwig, E.E., ed III, vol 3, halaman 624.

Dipilih kecepatan putar = 600 rotasi/menit

Faktor slip = 5% (prediksi)

Rpm = 600 rotasi/menit x 95,00% = 570 rotasi/menit

$N = 570 \text{ rotasi/menit} \times (1 \text{ menit} / 60 \text{ s}) \times (2\pi \text{ rad} / \text{rotasi}) = 59,66 \text{ rad/s}$

$$N_s = \frac{59,66 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times (0,00070 \text{ m/s})^{0,5}}{(3,6358 \text{ m})^{0,75}} = 0,60 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1}{\gamma} + Z_1 - h_{f_1} - \frac{P_{uap}}{\gamma}$$

Panjang pipa lurus = 3,0979 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	2,5	2,5	0,762
standar elbow	1	4,9	4,9	1,49352
globe valve	1	49	49	14,9352
Total				17,19072

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f d w \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times l d}$$

$$h_f = \frac{0,0517 \times (17,1907 + 3,0979) \times (0,2836)}{2 \times 9,8 \times 0,0408} = 0,3717 \text{ m}$$

POMPA (P-07)

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	γ	Puap (mmHg)	Puap campuran (mmHg)
c3h8o3	92	6,53	0,07	0,0011885	0,0003	3,57E-07
c3h5n3o9	227	38,70	0,17	0,0028578	0,0008	2,34E-06
HNO3	63	1938,43	30,76	0,515818	81,0581	4,18E+01
H2SO4	98	2017,54	20,57	0,344926	0,0001	3,58E-05
H2O	18	145,27	8,06	0,1352098	31,5915	4,27E+00
Total		4146,47	59,64	1		4,61E+01

Tekanan uap campuran = 46,1 mmHg = 0,061 bar

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_A = S + (P_a + P_{vp}) \cdot \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_f$$

Keterangan :

P_a : Tekanan Operasi = 1,01325 bar

P_c : Tekanan Uap campuran (pada 30°C) = 0,061 bar

S : Suction head = 1 m

Spgr : Spec gravity = 1,643

H_f : head friksi = 0,11 m

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 1 + (1,01325 + 0,0614) \times (2,31/1,643) - 0,3717 \\ &= 2,1391 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

Npsh yang diperlukan dihitung dengan pers. 2.34 Sularso p.46

$$NPSH_R = \frac{N^{4/5}}{1200} (Q)^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm) = 1000 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,0420 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= (600/1200)^{4/5} \times 0,0420^{2/3} \\ &= 0,0694 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena N_{pshA} tersedia > N_{pshR} dibutuhkan, maka tidak terjadi kavitasi.

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan :

efp : efisiensi pompa

h_{man} : head pompa (m)

Ql : kapasitas pompa (m³/s)

P_o : daya penggerak poros (watt)

γ : rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Sinnott (2008),

halaman 625

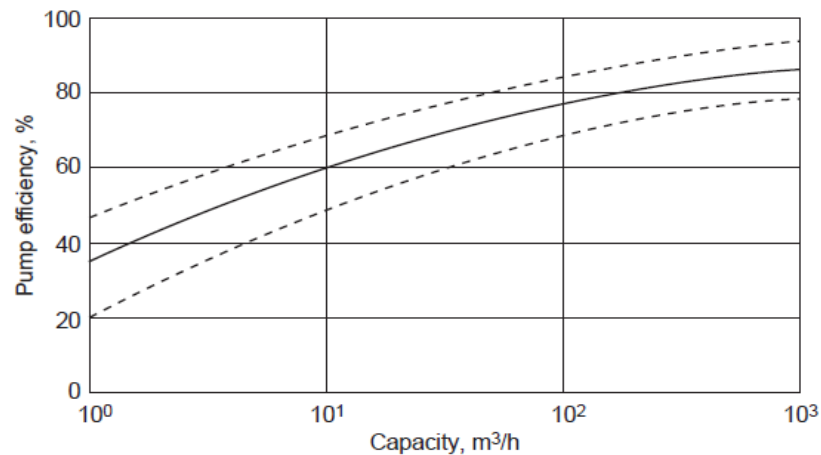


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, $Q_1 = 0,00070 \text{ m}^3/\text{s} = 2,5236 \text{ m}^3/\text{h}$

Diperoleh efp: 40%

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,00070 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 16101,63 \frac{\text{N}}{\text{m}^3} \times 3,6358 \text{ m}}{40\%}$$

$$= 102,6006 \text{ watt}$$

7. Motor standar

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV (1991), halaman 521

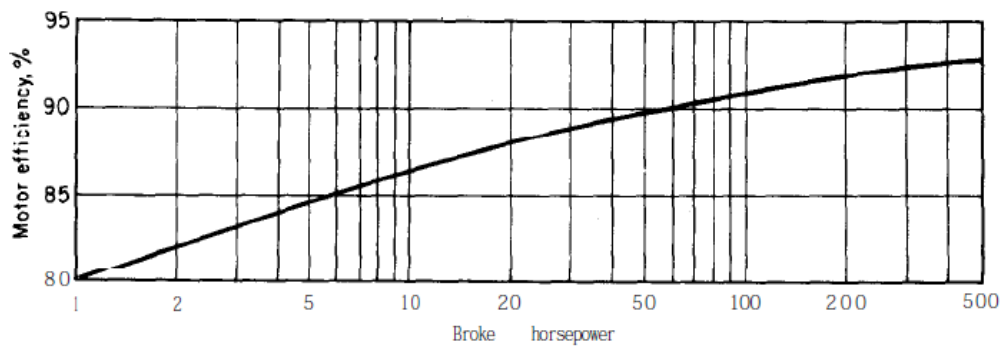


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Daya yang diperlukan} = 102,6006 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt})$$

$$= 0,1375 \text{ hp}$$

Effisiensi = 80%

$$\text{Daya} = \frac{0,1375 \text{ hp}}{80\%} = 0,1719 \text{ hp}$$

Motor standar, dipilih motor induksi

Daya = 1/2 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

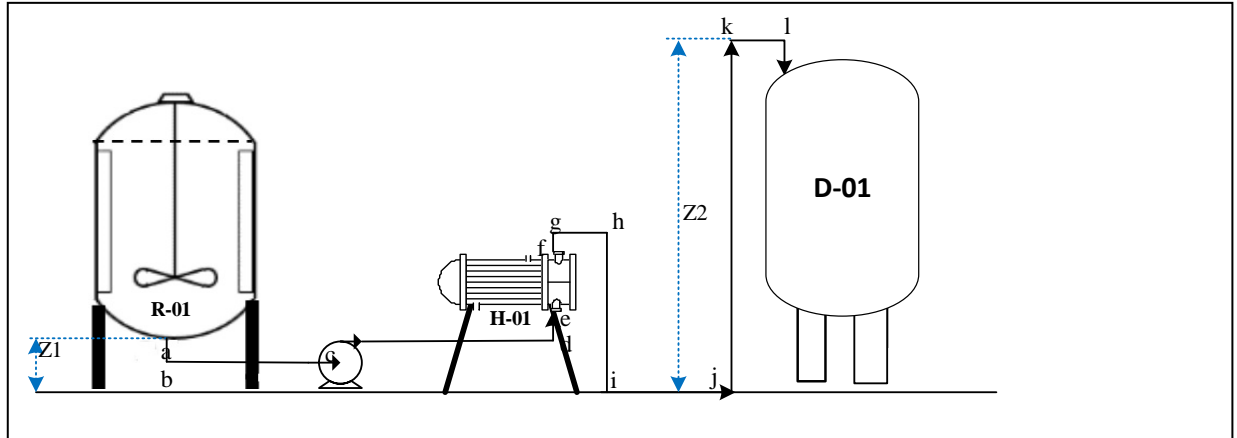
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

POMPA (P-07)

Nama alat	: Pompa (P-07)
Tugas	: Memompa hasil mixer (M-01) menuju reaktor
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	: 0,00070 m ³ /s
Head pompa	: 2,6358 m
Efisiensi pompa	: 40%
Kecepatan putar	: 600 rpm
Kecepatan spesifik	: 0,89 <i>rad/s</i>
Jenis motor	: Motor induksi
Efisiensi motor	: 80%
Motor standar	: Motor induksi dengan daya 1/2 hp

POMPA-08



Tugas : Memompa hasil reaktor (R) menuju dekanter (DE-01)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Data:

Suhu = 288 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1625,818 kg/m³

Viskositas cairan (μ) = 46,35 cP

Bahan yang dipompa :

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
C ₃ H ₈ O ₃	92	6,59	0,001
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	227	1935,13	0,393
HNO ₃	63	359,74	0,073
H ₂ SO ₄	98	2017,54	0,410
H ₂ O	18	600,48	0,122
Total		4919,49	1,00

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : *Suction*

Tekanan, P₁ = 1,01325 bar

Elevasi, $Z_1 = 0,5 \text{ m}$

Titik 2 : *Discharge*

Tekanan, $P_2 = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$

Elevasi, $Z_2 = 3,0543 \text{ m}$

Langkah perhitungan :

1. Menentukan titik pemompaan
2. Menghitung kapasitas pompa
3. Menghitung ukuran pipa
4. Menghitung head pompa
5. Menghitung kecepatan spesifik
6. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)
7. Menghitung daya Gerak Pompa
8. Menentukan Daya motor Standar

1. Kapasitas pompa

$$\text{Kapasitas pompa, } Ql = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$Ql = \frac{4919,49 \text{ kg/jam}}{1,626 \text{ kg/L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} = 0,00084 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Ukuran pipa

- a. Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan:

$$D_{i\text{opt}} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

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

Dengan

$D_{i\text{opt}}$: diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m³/s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m³)

$$\begin{aligned} \text{Diop} &= 0,363 \times (0,00084)^{0,45} \times (1625,918)^{0,13} = 0,0392 \text{ m} \\ &= 0,0392 \text{ m} \times (\text{in} / 0,0254 \text{ m}) = 1,5436 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel. 11, Kern, halaman 844

Dipilih 2 in NPS, Sch 40

Diameter luar, OD: 2,38 in x (0,0254 m/in) = 0,0604 m

Diameter dalam, ID: 2,067 in x (0,0254 m/in) = 0,0525 m

Luas aliran, ap : 3,35 in² = 0,0021 m²

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

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

Dimana :

g : percepatan gravitasi normal (m/s²)

hf : head karena friksi (m)

hman : head pompa (m)

P₁ : tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ : tekanan pada titik 2 (atm)

V₁ : kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V₂ : kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Z₁ : elevasi titik 1 (m)

Z_2 : elevasi titik 2 (m)

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

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

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00004572 \text{ m}$$

b. Kecepatan linier

$$V_{\text{lin}} = \frac{Ql}{ap} = \frac{0,00084 \frac{m^3}{s}}{0,002161 m^2} = 0,3888 \text{ m/s}$$

c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l \times ID \times v}{\mu l}$$

Dimana

Id : diameter dalam (m)

Re : bilangan reynold

V : kecepatan linier fluida (m/s)

μl : viskositas fluida (kg/m s)

$$Re = \frac{1625,92 \frac{kg}{m^3} \times 0,0525m \times 0,3888 \frac{m}{s}}{0,0463kg/m \text{ s}} = 716,1527$$

d. Kekasaran relative

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00004572}{0,0525} = 0,0008$$

e. Factor friksi Darcy

$$F_{dw} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} = 0,0666$$

Rencana pemipaan :

Pipa lurus = 12,4814 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	5,7	5,7	1,73736
sudden contraction	1	2,7	2,7	0,82296
standar elbow	4	5,7	22,8	6,94944
check valve	1	14	14	4,2672
globe valve	1	50	50	15,24
Total				29,01696

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$hf = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot D}$$

$$hf = \frac{0,0666 \times 41,49841 \times (0,1512)^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} = 0,4061 \text{ m}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\gamma = \rho \cdot g = 1625,92 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 = 15933,99 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{15933,99 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = (3,0543 \text{ m} - 1 \text{ m}) = 2,0543 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(0,3888 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0077 \text{ m}$$

Head pompa

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

$$h_{man} = 0 \text{ m} + 2,0543 \text{ m} + 0,4061 \text{ m} + 0,0077 \text{ m} = 2,4682 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1.5)

Dengan hubungan :

h_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rad/s)

N_s : kecepatan spesifik

Ql : kapasitas pompa (m³/s)

Kecepatan putar, dipilih berdasarkan table 14.2 Ludwig, E.E., ed III, vol 3, halaman 624.

Dipilih kecepatan putar = 600 rotasi/menit

Faktor slip = 5% (prediksi)

Rpm = 600 rotasi/menit x 95,00% = 570 rotasi/menit

$N = 570 \text{ rotasi/menit} \times (1 \text{ menit} / 60 \text{ s}) \times (2\pi \text{ rad} / \text{rotasi}) = 59,66 \text{ rad/s}$

$$N_s = \frac{59,66 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times (0,0008 \text{ m/s})^{0,5}}{(2,4682 \text{ m})^{0,75}} = 0,8783 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1}{\gamma} + Z_1 - hf_1 - \frac{P_{uap}}{\gamma}$$

Panjang pipa lurus = 2,5 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	2,7	2,7	0,82296
standar elbow	1	5,7	5,7	1,73736
globe valve	1	50	50	15,24
Total				17,80032

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$hf = \frac{f d w \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times Id}$$

$$hf = \frac{0,0666 \times (2,5 + 17,8003) \times (0,3888)^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} = 0,1986 \text{ m}$$

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran (mmHg)
C3H8O3	92	6,59	0,07	0,001	8,91E-05	9,36E-08
C3H5N3O9	227	1935,13	8,52	0,125	2,37E-04	2,96E-05
HNO3	63	359,74	5,71	0,084	4,75E+01	3,98E+00
H2SO4	98	2017,54	20,57	0,302	3,20E-05	9,65E-06
H2O	18	600,48	33,33	0,489	1,74E+01	8,50E+00
Total		4919,49	68,20	1		1,25E+01

Tekanan uap campuran = 12,5 mmHg = 0,0166 bar

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_A = S + (P_a + P_{vp}) \cdot \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_f$$

Keterangan :

P_a : Tekanan Operasi = 1,01325 bar

P_c : Tekanan Uap campuran (pada 30°C) = 0,061 bar

S : Suction head = 1 m

Spgr : Spec gravity = 1,626

H_f : head friksi = 0,1739 m

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 1 + (1,01325 + 0,0166) \times (2,31/1,626) - 0,1986 \\ &= 2,2644 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

Npsh yang diperlukan dihitung dengan pers. 2.34 Sularso p.46

$$NPSH_R = \frac{N^{4/5}}{1200} (Q)^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm) = 1000 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,067 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= (600/1200)^{4/5} \times 0,0504^{2/3} \\ &= 0,0783 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena Npsh_A tersedia > Npsh_R dibutuhkan, maka tidak terjadi kavitasi.

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma hman}{efp}$$

Dengan :

efp : efisiensi pompa

hman : head pompa (m)

Ql : kapasitas pompa (m³/s)

Po : daya penggerak poros (watt)

γ : rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Sinnott (2008),

halaman 625

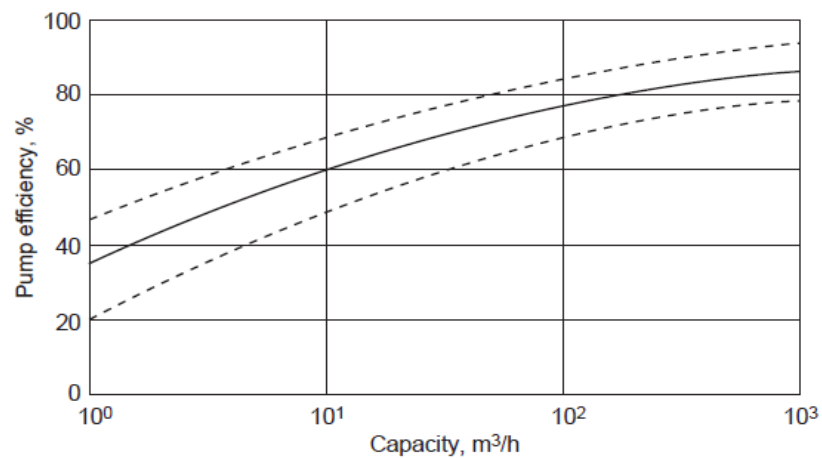


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, Ql = 0,0008 m³/s = 3,0256 m³/h

Diperoleh efp: 41%

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,0008 \frac{m^3}{s} \times 15933,99 \frac{N}{m^3} \times 2,4682 m}{41\%}$$

$$= 80,6194 \text{ watt}$$

7. Motor standar

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV (1991), halaman 521

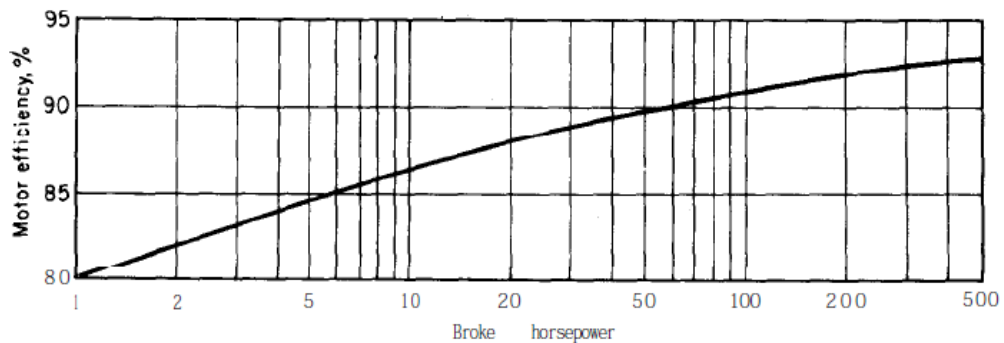


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 80,6194 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,1081 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi = 80%

$$\text{Daya} = \frac{0,1081 \text{ hp}}{80\%} = 0,1351 \text{ hp}$$

Motor standar, dipilih motor induksi

Daya = 1/2 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

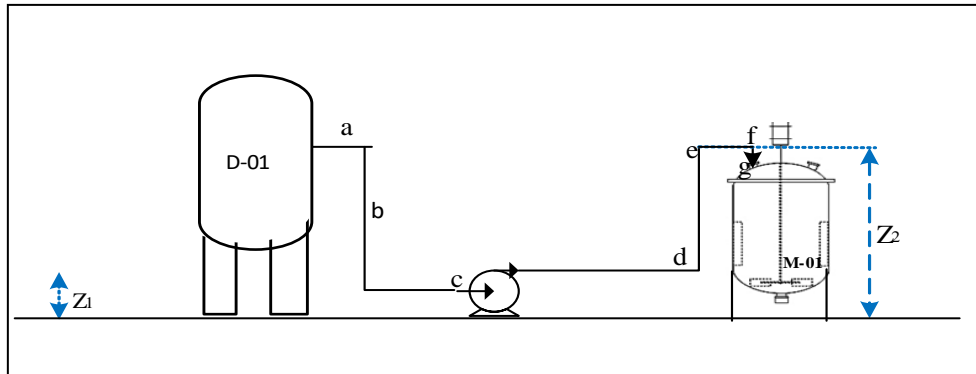
General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

KESIMPULAN

Nama alat	: Pompa (P-08)
Tugas	: Memompa hasil reaktor menuju dekanter (DE-01)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	: 0,00084 m ³ /s
Head pompa	: 2,4682 m
Efisiensi pompa	: 41%
Kecepatan putar	: 600 rpm
Kecepatan spesifik	: 0,87 <i>rad/s</i>
Jenis motor	: Motor induksi
Efisiensi motor	: 80%
Motor standar	: Motor induksi dengan daya 1/2 hp

POMPA-09



Tugas : Memompa hasil bawah dekanter (DE-01) menuju mixer (M-01)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Data:

Suhu = 293 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1779,203 kg/m³

Viskositas cairan (μ) = 31,26 cP

Bahan yang dipompa :

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
C ₃ H ₈ O ₃	92	6,53	0,004
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	227	38,70	0,023
HNO ₃	63	32,38	0,019
H ₂ SO ₄	98	1513,16	0,897
H ₂ O	18	96,08	0,057
Total		1686,84	1,00

Titik 1 : *Suction*

Tekanan, $P_1 = 1,01325$ bar

Elevasi, $Z_1 = 1$ m

Titik 2 : *Discharge*

Tekanan, $P_2 = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$

Elevasi, $Z_2 = 3,1695 \text{ m}$

Langkah perhitungan :

1. Menentukan titik pemompaan
2. Menghitung kapasitas pompa
3. Menghitung ukuran pipa
4. Menghitung head pompa
5. Menghitung kecepatan spesifik
6. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)
7. Menghitung daya Gerak Pompa
8. Menentukan Daya motor Standar Kapasitas pompa

$$\text{Kapasitas pompa, } Ql = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$Ql = \frac{1686,84 \text{ kg/jam}}{1,779 \text{ kg/L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} = 0,00026 \text{ m}^3/\text{s}$$

9. Ukuran pipa
 - a. Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan:

$$D_{\text{iopt}} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

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

Dengan

D_{iopt} : diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} \text{Diop} &= 0,363 \times (0,00026)^{0,45} \times (1779,20)^{0,13} = 0,0235 \text{ m} \\ &= 0,035 \text{ m} \times (\text{in} / 0,0254 \text{ m}) = 0,92 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel. 11, Kern, halaman 844

Dipilih 1 in NPS, Sch 40

Diameter luar, OD: 1,32 in x (0,0254 m/in) = 0,0335 m

Diameter dalam, ID: 1,38 in x (0,0254 m/in) = 0,0266 m

Luas aliran, a_p : 0,864 in² = 0,00055 m²

10. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

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

Dimana :

g : percepatan gravitasi normal (m/s²)

hf : head karena friksi (m)

h_{man} : head pompa (m)

P_1 : tekanan pada titik 1 (atm)

P_2 : tekanan pada titik 2 (atm)

V_1 : kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 : kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Z_1 : elevasi titik 1 (m)

Z_2 : elevasi titik 2 (m)

- a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

Kekasaran pipa, $e = 0,000007$ ft (White, F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

$$e = 0,000007 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00000213 \text{ m}$$

- b. Kecepatan linier

$$V_{\text{lin}} = \frac{Ql}{ap} = \frac{0,00026 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,00055 \text{ m}^2} = 0,4724 \text{ m/s}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l \times ID \times v}{\mu l}$$

Dimana

Id : diameter dalam (m)

Re : bilangan reynold

V : kecepatan linier fluida (m/s)

μl : viskositas fluida (kg/m s)

$$Re = \frac{1779,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0266 \text{ m} \times 0,4724 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,0312 \text{ kg/m s}} = 716,3981$$

- d. Kekerasan relative

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00004572}{0,0266} = 0,00008$$

- e. Factor friksi Darcy

$$F_{dw} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} = 0,0665$$

Rencana pemipaan :

Pipa lurus = 10,6695 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	2,9	2,9	0,88392
sudden contraction	1	1	1	0,3048
standar elbow	5	2,9	14,5	4,4196
check valve	1	6	6	1,8288
globe valve	1	29	29	8,8392
Total				16,27632

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

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

$$hf = \frac{0,0665 \times 26,9482 \times (0,2232)^2}{2 \times 9,8 \times 0,0266} = 0,7670 \text{ m}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\gamma = \rho l \times g = 1779,20 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 = 17436,19 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{17436,19 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = (3,1695 \text{ m} - 1 \text{ m}) = 2,1695 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(0,4724 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0113 \text{ m}$$

Head pompa

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

$$h_{man} = 0 \text{ m} + 0,0113 \text{ m} + 2,1695 \text{ m} + 0,7670 \text{ m} = 2,94 \text{ m}$$

11. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1.5)

Dengan hubungan :

h_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rad/s)

Ns : kecepatan spesifik

Ql : kapasitas pompa (m^3/s)

Kecepatan putar, dipilih berdasarkan table 14.2 Ludwig, E.E., ed III, vol 3, halaman 624.

Dipilih kecepatan putar = 1000 rotasi/menit

Faktor slip = 5% (prediksi)

Rpm = 1000 rotasi/menit x 95,00% = 950 rotasi/menit

$N = 950 \text{ rotasi/menit} \times (1 \text{ menit} / 60 \text{ s}) \times (2\pi \text{ rad} / \text{rotasi}) = 99,43 \text{ rad/s}$

$$N_s = \frac{99,43 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times (0,00035 \text{ m/s})^{0,5}}{(2,47 \text{ m})^{0,75}} = 0,71 \text{ rad/s}$$

12. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1}{\gamma} + Z_1 - hf_1 - \frac{P_{uap}}{\gamma}$$

Panjang pipa lurus = 3,0271 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	1	1	0,3048
standar elbow	2	2,9	5,8	1,76784
globe valve	1	29	29	8,8392
Total				10,91184

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$hf = \frac{f d w \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times Id}$$

$$hf = \frac{0,0665 \times (3,0271 + 10,9118) \times (0,4724)^2}{2 \times 9,8 \times 0,0266} = 0,3967 \text{ m}$$

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Y	Puap (mmHg)	Puap campuran (mmHg)
C ₃ H ₈ O ₃	92	8,70	0,095	0,003	8,91E-05	2,94E-07
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	227	51,60	0,227	0,008	2,37E-04	1,88E-06
HNO ₃	63	43,17	0,685	0,024	4,75E+01	1,14E+00
H ₂ SO ₄	98	2017,54	20,571	0,717	3,20E-05	2,29E-05
H ₂ O	18	128,10	7,111	0,248	1,74E+01	4,31E+00
Total		2249,12	28,688	1		5,44E+00

Tekanan uap campuran = 5,44 mmHg = 0,0073 bar

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_A = S + (P_a + P_{vp}) \cdot \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_f$$

Keterangan :

P_a : Tekanan Operasi = 1,01325 bar

P_c : Tekanan Uap campuran (pada 30°C) = 0,0073 bar

S : Suction head = 1 m

Spgr : Spec gravity = 1,779

H_f : head friksi = 0,41 m

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 1 + (1,01325 + 0,0073) \times (2,31/1,779) - 0,3967 \\ &= 1,9281 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

Npsh yang diperlukan dihitung dengan pers. 2.34 Sularso p.46

$$NPSH_R = \frac{N^{4/5}}{1200} (Q)^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm) = 1000 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,067 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= (1000/1200)^{4/5} \times 0,0518^{2/3} \\ &= 0,0544 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena Npsh_A tersedia > Npsh_R dibutuhkan, maka tidak terjadi kavitasi.

13. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan :

efp : efisiensi pompa

h_{man} : head pompa (m)

Ql : kapasitas pompa (m³/s)

P_o : daya penggerak poros (watt)

γ : rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Sinnott (2008),

halaman 625

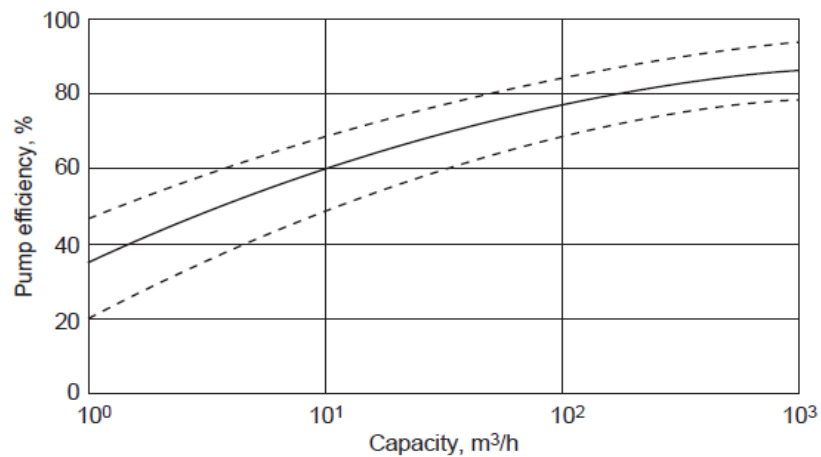


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, Ql = 0,0003 m³/s = 0,94 m³/h

Diperoleh efp: 40%

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,0003 \frac{m^3}{s} \times 17436,19 \frac{N}{m^3} \times 2,94 \text{ m}}{40\%}$$

$$= 33,84 \text{ watt}$$

14. Motor standar

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV (1991), halaman 521

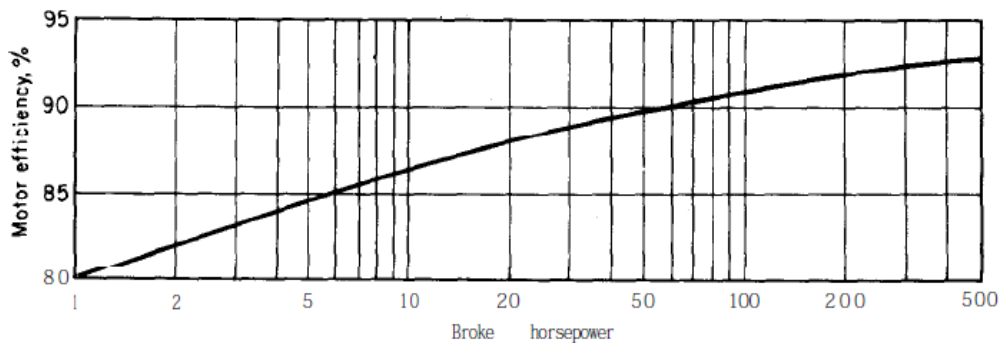


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 33,84 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,04 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Effisiensi} = 80\%$$

$$\text{Daya} = \frac{0,04 \text{ hp}}{80\%} = 0,0567 \text{ hp}$$

Motor standar, dipilih motor induksi

$$\text{Daya} = 1/2 \text{ hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)}$$

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

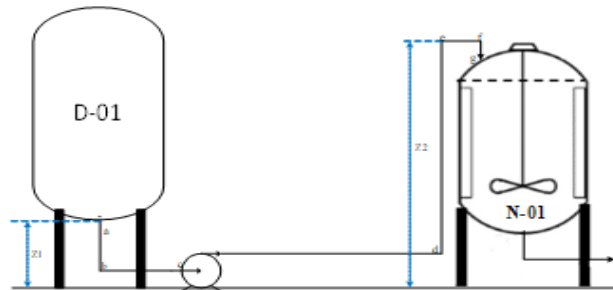
General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

KESIMPULAN

Nama alat	: Pompa (P-09)
Tugas	: Memompa hasil bawah dekanter (DE-01) menuju mixer (M-01)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	: $0,00026\text{m}^3/\text{s}$
Head pompa	: 2,94 m
Efisiensi pompa	: 40%
Kecepatan putar	: 1000 rpm
Kecepatan spesifik	: $0,71\text{ rad/s}$
Jenis motor	: Motor induksi
Efisiensi motor	: 80%
Motor standar	: Motor induksi dengan daya 1/2 hp

POMPA-10



Tugas : Memompa hasil Fasa ringan (D-01) menuju Netralizer (N-01)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Data:

Suhu = 293 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1536,4058 kg/m³

Viskositas cairan (μ) = 32,92 cP

Bahan yang dipompa :

Komponen	kg/jam	xi
C ₃ H ₈ O ₃	0,07	0,000
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1896,43	0,587
HNO ₃	327,36	0,101
H ₂ SO ₄	504,39	0,156
H ₂ O	504,40	0,156
Total	3232,65	1

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : *Suction*

Tekanan, P₁ = 1,01325 bar

Elevasi, Z₁ = 0,5 m

Titik 2 : *Discharge*

Tekanan, $P_2 = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$

Elevasi, $Z_2 = 3,5404 \text{ m}$

Langkah perhitungan :

1. Menentukan titik pemompaan
2. Menghitung kapasitas pompa
3. Menghitung ukuran pipa
4. Mengitung head pompa
5. Menghitung kecepatan spesifik
6. Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
7. Menghitung daya Gerak Pompa
8. Menentukan Daya motor Standar
9. Kapasitas pompa

$$\text{Kapasitas pompa, } Ql = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$Ql = \frac{3232,65 \text{ kg/jam}}{1,5364 \text{ kg/L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} = 0,00058 \text{ m}^3/\text{s}$$

10. Ukuran pipa

- a. Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan:

$$D_{\text{iopt}} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

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

Dengan

D_{iopt} : diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} \text{Diop} &= 0,363 \times (0,00058)^{0,45} \times (1536,40)^{0,13} = 0,03305 \text{ m} \\ &= 0,03305 \text{ m} \times (\text{in} / 0,0254 \text{ m}) = 1,3012 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel. 11, Kern, halaman 844

Dipilih 1 1/2 in NPS, Sch 40

Diameter luar, OD: 1,9 in x (0,0254 m/in) = 0,0482 m

Diameter dalam, ID: 1,61 in x (0,0254 m/in) = 0,0408 m

Luas aliran, ap : 2,04 in² = 0,0013 m²

11. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

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

Dimana :

g : percepatan gravitasi normal (m/s²)

hf : head karena friksi (m)

hman : head pompa (m)

P₁ : tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ : tekanan pada titik 2 (atm)

V₁ : kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V₂ : kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Z₁ : elevasi titik 1 (m)

Z₂ : elevasi titik 2 (m)

- a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

Kekasaran pipa, $e = 0,000007$ ft (White, F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

$$e = 0,000007 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00000213 \text{ m}$$

- b. Kecepatan linier

$$V_{\text{lin}} = \frac{Ql}{ap} = \frac{0,00058 \frac{m^3}{s}}{0,0013 \text{ m}^2} = 0,444 \text{ m/s}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l \times ID \times v}{\mu l}$$

Dimana

Id : diameter dalam (m)

Re : bilangan reynold

V : kecepatan linier fluida (m/s)

μl : viskositas fluida (kg/m s)

$$Re = \frac{1,5364 \frac{kg}{m^3} \times 0,0408 \text{ m} \times 0,444 \frac{m}{s}}{0,0349 \text{ kg/m s}} = 799,0007$$

- d. Kekasaran relative

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00000213}{0,0408} = 0,0000521$$

- e. Factor friksi Darcy

$$F_{dw} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} = 0,0645$$

Rencana pemipaan :

Pipa lurus = 11,5404 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	2,9	2,9	0,88392
sudden contraction	1	1	1	0,3048
standar elbow	4	2,9	11,6	3,53568
check valve	1	6	6	1,8288
globe valve	1	29	29	8,8392
Total				15,3924

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f d w \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times l d}$$

$$h_f = \frac{0,0645 \times 26,9328 \times (0,1971)^2}{2 \times 9,8 \times 0,0408} = 0,4274 \text{ m}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\gamma = \rho l \times g = 1536,4058 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 = 15056,77 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{16101,63 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = (3,5404 \text{ m} - 1 \text{ m}) = 2,5404 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(0,4407 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0100 \text{ m}$$

Head pompa

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

$$h_{man} = 0 \text{ m} + 2,5404 \text{ m} + 0,0100 \text{ m} + 0,4274 \text{ m} = 2,9778 \text{ m}$$

12. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1.5)

Dengan hubungan :

h_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rad/s)

N_s : kecepatan spesifik

Ql : kapasitas pompa (m^3/s)

Kecepatan putar, dipilih berdasarkan table 14.2 Ludwig, E.E., ed III, vol 3, halaman 624.

Dipilih kecepatan putar = 750 rotasi/menit

Faktor slip = 5% (prediksi)

$R_{pm} = 750 \text{ rotasi/menit} \times 95,00\% = 712,5 \text{ rotasi/menit}$

$N = 712,5 \text{ rotasi/menit} \times (1 \text{ menit} / 60 \text{ s}) \times (2\pi \text{ rad} / \text{rotasi}) = 74,57 \text{ rad/s}$

$$N_s = \frac{74,57 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times (0,00058 \text{ m}^3/\text{s})^{0,5}}{(2,9778 \text{ m})^{0,75}} = 0,79 \text{ rad/s}$$

13. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1}{\gamma} + Z_1 - hf_1 - \frac{P_{uap}}{\gamma}$$

Panjang pipa lurus = 3,0271m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	1	1	0,3048
standar elbow	1	2,9	2,9	0,88392
globe valve	1	29	29	8,8392
Total				10,02792

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

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

$$hf = \frac{0,0645 \times 10,0279 \times 0,4440}{2 \times 9,8 \times 0,408} = 0,3422 \text{ m}$$

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	γ	Puap (mmHg)	Puap campuran (mmHg)
c3h8o3	92	0,07	0,001	0,000	8,91E-05	1,37E-09
c3h5n3o9	227	1896,43	8,351	0,179	2,37E-04	4,24E-05
HNO3	63	327,36	5,195	0,111	4,75E+01	5,29E+00
H2SO4	98	504,39	5,143	0,110	3,20E-05	3,52E-06
H2O	18	504,40	27,999	0,600	1,74E+01	1,04E+01
Total		3232,65	46,688	1		1,57E+01

Tekanan uap campuran = 15,7150 mmHg = 0,0209 bar

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_A = S + (P_a + P_{vp}) \cdot \left(\frac{2,31}{\text{spgr}}\right) - H_f$$

Keterangan :

P_a : Tekanan Operasi = 1,01325 bar

P_c : Tekanan Uap campuran (pada 30°C) = 0,061 bar

S : Suction head = 1 m

$Spgr$: Spec gravity = 1,5364

H_f : head friksi = 0,13 m

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 1 + (1,0132 + 0,0209) \times (2,31/1,5364) - 0,2017 \\ &= 2,3477 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$)

Npsh yang diperlukan dihitung dengan pers. 2.34 Sularso p.46

$$NPSH_R = \frac{N^{4/5}}{1200} (Q)^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm) = 750 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,0420 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= (500/1200)^{4/5} \times 0,0420^{2/3} \\ &= 0,0735 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena $Npsh_A$ tersedia > $Npsh_R$ dibutuhkan, maka tidak terjadi kavitasi.

14. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan :

efp : efisiensi pompa

h_{man} : head pompa (m)

Q_1 : kapasitas pompa (m^3/s)

P_o : daya penggerak poros (watt)

γ : rapat berat (N/m^3)

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Sinnott (2008),
halaman 625

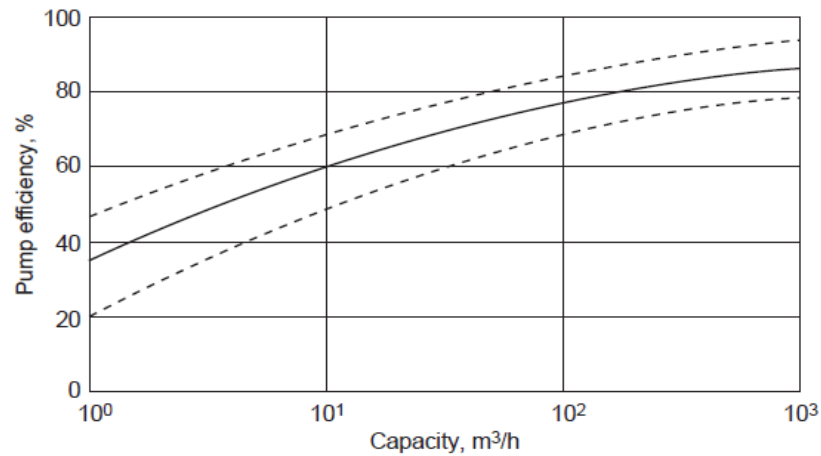


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, $Q_1 = 0,00058 \text{ m}^3/s = 2,1040 \text{ m}^3/h$

Diperoleh e_{fp} : 40%

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,00058 \frac{m^3}{s} \times 15056,77 \frac{N}{m^3} \times 2,1040 \text{ m}}{40\%}$$

$$= 65,5134 \text{ watt}$$

15. Motor standar

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters, M.S., K.D., Timmerhaus,
ed IV (1991), halaman 521

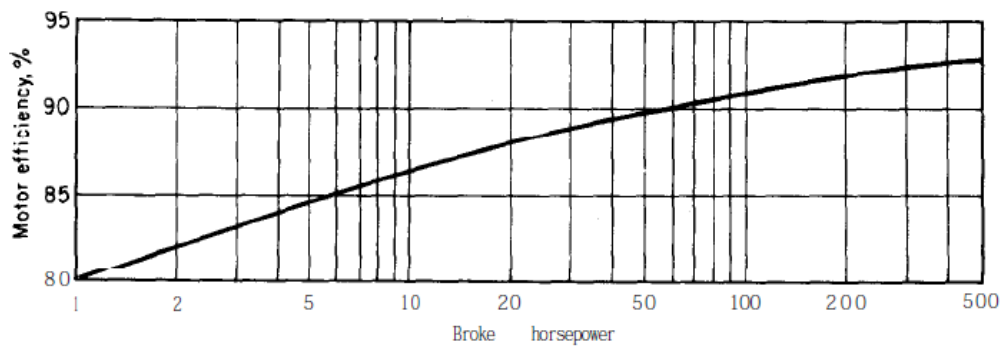


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 65,5134 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,0878 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi = 80%

$$\text{Daya} = \frac{0,0878 \text{ hp}}{80\%} = 0,1098 \text{ hp}$$

Motor standar, dipilih motor induksi

Daya = 1/2 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

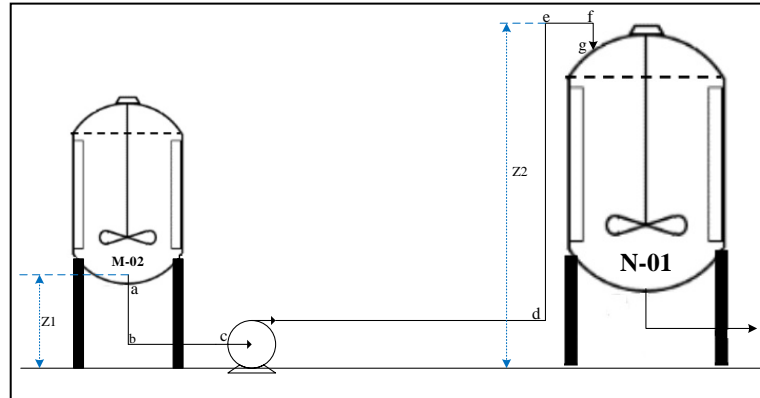
General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

KESIMPULAN

Nama alat	: Pompa (P-07)
Tugas	: Memompa hasil Netralizer (N) menuju Washtank (WT)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	: 0,0018 m ³ /s
Head pompa	: 3,1313 m
Efisiensi pompa	: 40%
Kecepatan putar	: 500 rpm
Kecepatan spesifik	: 0,90 rad/s
Jenis motor	: Motor induksi
Efisiensi motor	: 80%
Motor standar	: Motor induksi dengan daya 1/2 hp

POMPA-11



Tugas : Memompa hasil Mixer (M-02) menuju Netralizer (01)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Data:

Suhu = 293 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1643,023 kg/m³

Viskositas cairan (μ) = 1,18 cP

Bahan yang dipompa :

Komponen	kg/jam	xi
Na ₂ CO ₃	820,38	0,12
H ₂ O	6016,12	0,88
Total	6836,50	1

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : *Suction*

Tekanan, $P_1 = 1,01325$ bar

Elevasi, $Z_1 = 0,5$ m

Titik 2 : *Discharge*

Tekanan, $P_2 = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$

Elevasi, $Z_2 = 3,8361 \text{ m}$

Langkah perhitungan :

1. Menentukan titik pemompaan
2. Menghitung kapasitas pompa
3. Menghitung ukuran pipa
4. Mengitung head pompa
5. Menghitung kecepatan spesifik
6. Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
7. Menghitung daya Gerak Pompa
8. Menentukan Daya motor Standar

Kapasitas pompa

Kapasitas pompa, $Ql = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

$$Ql = \frac{6836,50 \text{ kg/jam}}{1,043 \text{ kg/L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} = 0,00182 \text{ m}^3/\text{s}$$

9. Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan:

$$D_{i\text{opt}} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

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

Dengan

$D_{i\text{opt}}$: diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 0,363 \times (0,00182)^{0,45} \times (1043,176)^{0,13} = 0,0361 \text{ m} \\ &= 0,0361 \text{ m} \times (\text{in} / 0,0254 \text{ m}) = 2,0631 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel. 11, Kern, halaman 844

Dipilih 1 1/2 in NPS, Sch 40

Diameter luar, OD: 2,88 in x (0,0254 m/in) = 0,0731 m

Diameter dalam, ID: 2,469 in x (0,0254 m/in) = 0,0627 m

Luas aliran, ap : 4,79 in² = 0,0030 m²

10. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

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

Dimana :

g : percepatan gravitasi normal (m/s²)

hf : head karena friksi (m)

hman : head pompa (m)

P₁ : tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ : tekanan pada titik 2 (atm)

V₁ : kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V₂ : kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Z₁ : elevasi titik 1 (m)

Z₂ : elevasi titik 2 (m)

- a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

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

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00004572 \text{ m}$$

- b. Kecepatan linier

$$V_{\text{lin}} = \frac{Ql}{ap} = \frac{0,0018 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0030 \text{ m}^2} = 0,5890 \text{ m/s}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l \times ID \times v}{\mu l}$$

Dimana

Id : diameter dalam (m)

Re : bilangan reynold

V : kecepatan linier fluida (m/s)

μl : viskositas fluida (kg/m s)

$$Re = \frac{1,1840 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0627 \text{ m} \times 0,5890 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,0011 \text{ kg/m s}} = 32547,106$$

- d. Kekasaran relative

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00004572}{0,0627} = 0,000729$$

- e. Factor friksi Darcy

$$F_{dw} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} = 0,0235$$

Rencana pemipaan :

Pipa lurus = 11,8361 m

Panjang ekuivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	6	6	1,8288
sudden contraction	1	2,9	2,9	0,88392
standar elbow	4	6	24	7,3152
check valve	1	15	15	4,572
globe valve	1	50	50	15,24
Total				29,83992

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f d w x (L + \Sigma Le) x (v)^2}{2 x g x I d}$$

$$h_f = \frac{0,0235 x 40,8530 x (0,3470)^2}{2 x 9,8 x 0,0627} = 0,2785 \text{ m}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\gamma = \rho l x g = 1043,176 \text{ kg/m}^3 x 9,8 \text{ m/s}^2 = 10223,125 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) x 100000}{16101,63 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = (3,8361 \text{ m} - 1 \text{ m}) = 2,8361 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(0,5890 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 x 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0177 \text{ m}$$

Head pompa

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

$$h_{man} = 0 \text{ m} + 0,0177 \text{ m} + 2,8361 \text{ m} + 0,2785 \text{ m} = 3,1323 \text{ m}$$

11. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1.5)

Dengan hubungan :

h_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rad/s)

Ns : kecepatan spesifik

Ql : kapasitas pompa (m³/s)

Kecepatan putar, dipilih berdasarkan table 14.2 Ludwig, E.E., ed III, vol 3, halaman 624.

Dipilih kecepatan putar = 500 rotasi/menit

Faktor slip = 5% (prediksi)

Rpm = 500 rotasi/menit x 95,00% = 475 rotasi/menit

$N = 475 \text{ rotasi/menit} \times (1 \text{ menit} / 60 \text{ s}) \times (2\pi \text{ rad} / \text{rotasi}) = 49,71 \text{ rad/s}$

$$Ns = \frac{49,71 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times (0,0018 \text{ m}^3/\text{s})^{0,5}}{(3,1356 \text{ m})^{0,75}} = 0,90 \text{ rad/s}$$

12. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1}{\gamma} + Z_1 - hf_1 - \frac{P_{uap}}{\gamma}$$

Panjang pipa lurus = 3,4993 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	2,7	2,7	0,82296
standar elbow	1	5,7	5,7	1,73736
globe valve	1	50	50	15,24
Total				17,80032

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$hf = \frac{f d w x (L + \Sigma Le) x (v)^2}{2 x g x Id}$$

$$hf = \frac{0,0241 x (17,80 + 3,4993) x (0,5890)}{2 x 9,8 x 0,0627} = 0,1452 \text{ m}$$

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap(mmHg)	Puap campuran (mmHg)
Na2CO3	106	820,38	7,74	0,120	27,7	3,324
H2O	18	6016,12	56,76	0,880	31,6	27,808
Total		6836,50	64,50	1		31,132

Tekanan uap campuran = 31,132 mmHg = 0,0515 bar

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_A = S + (P_a + P_{vp}) \cdot \left(\frac{2,31}{\text{spgr}}\right) - H_f$$

Keterangan :

P_a : Tekanan Operasi = 1,01325 bar

Pc : Tekanan Uap campuran (pada 30°C) = 0,061 bar

S : Suction head = 1 m

Spgr : Spec gravity = 1,0431

Hf : head friksi = 0,13 m

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_A &= 1 + (1,0132 + 0,0415) \times (2,31/1,643) - 0,13 \\ &= 3,2049 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

Npsh yang diperlukan dihitung dengan pers. 2.34 Sularso p.46

$$\text{NPSH}_R = \frac{N^{4/5}}{1200} (Q)^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm) = 1000 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,0420 m³/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= (500/1200)^{4/5} \times 0,0420^{2/3} \\ &= 0,1134 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena Npsh_A tersedia > Npsh_R dibutuhkan, maka tidak terjadi kavitasi.

13. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan :

efp : efisiensi pompa

h_{man} : head pompa (m)

Q_l : kapasitas pompa (m³/s)

P_o : daya penggerak poros (watt)

γ : rapat berat (N/m^3)

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Sinnott (2008),
halaman 625

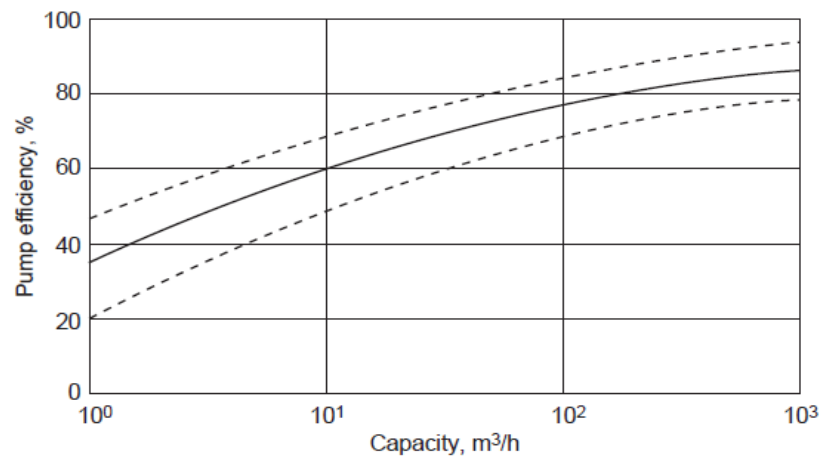


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, $Q_1 = 0,0018 \text{ m}^3/\text{s} = 6,5535 \text{ m}^3/\text{h}$

Diperoleh efp: 40%

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,0018 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 10223 \frac{\text{N}}{\text{m}^3} \times 3,1313 \text{ m}}{40\%}$$

$$= 142,1352 \text{ watt}$$

14. Motor standar

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters, M.S., K.D., Timmerhaus,
ed IV (1991), halaman 521

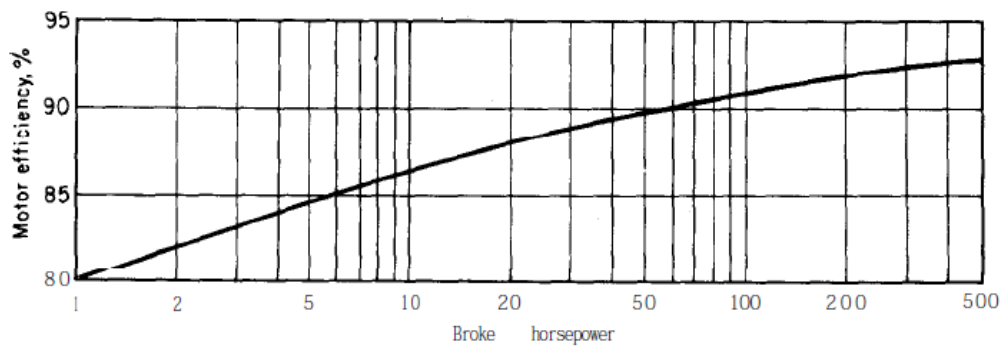


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 142,1352 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,1906 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi = 80%

$$\text{Daya} = \frac{0,1906 \text{ hp}}{80\%} = 0,2382 \text{ hp}$$

Motor standar, dipilih motor induksi

Daya = 1/2 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

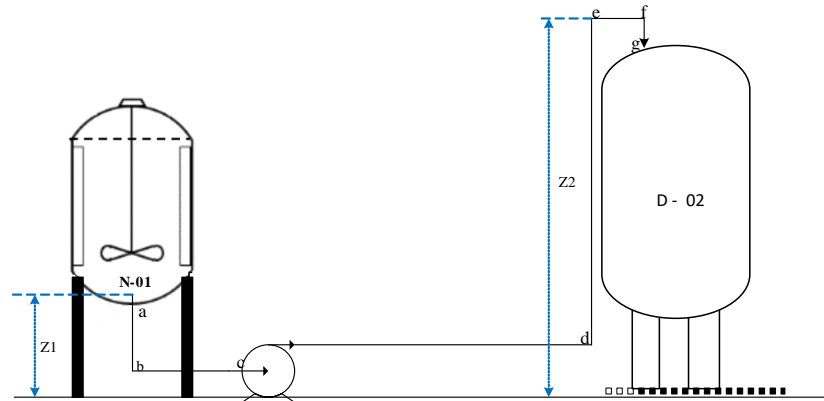
General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

KESIMPULAN

Nama alat	: Pompa (P-07)
Tugas	: Memompa hasil Netralizer (N) menuju Washtank (WT)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	: 0,0018 m ³ /s
Head pompa	: 3,1313 m
Efisiensi pompa	: 40%
Kecepatan putar	: 500 rpm
Kecepatan spesifik	: 0,90 rad/s
Jenis motor	: Motor induksi
Efisiensi motor	: 80%
Motor standar	: Motor induksi dengan daya 1/2 hp

POMPA-12



Tugas : Memompa hasil Netralizer (N-01) menuju Dekanter (D-02)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Data:

Suhu = 288 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1293,547 kg/m³

Viskositas cairan (μ) = 5,63 cP

Bahan yang dipompa :

Komponen	kg/jam	xi
C3H8O3	0,07	7,195E-06
C3H5N3O9	1896,43	0,1949355
NaNO3	441,56	0,0453883
Na2SO4	730,48	0,0750866
H2O	6659,96	0,6845824
Total	9728,50	1

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : *Suction*

Tekanan, $P_1 = 1,01325$ bar

Elevasi, $Z_1 = 0,5 \text{ m}$

Titik 2 : *Discharge*

Tekanan, $P_2 = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$

Elevasi, $Z_2 = 3,5145 \text{ m}$

Langkah perhitungan :

1. Menentukan titik pemompaan
2. Menghitung kapasitas pompa
3. Menghitung ukuran pipa
4. Menghitung head pompa
5. Menghitung kecepatan spesifik
6. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)
7. Menghitung daya Gerak Pompa
8. Menentukan Daya motor Standar

1. Kapasitas pompa

$$\text{Kapasitas pompa, } Ql = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$Ql = \frac{9728,50 \text{ kg/jam}}{1,2935 \text{ kg/L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} = 0,00209 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Ukuran pipa

- a. Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan:

$$D_{\text{iopt}} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

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

Dengan

D_{iopt} : diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m³/s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m³)

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 0,363 \times (0,00209)^{0,45} \times (1293,54)^{0,13} = 0,0573 \text{ m} \\ &= 0,0573 \text{ m} \times (\text{in} / 0,0254 \text{ m}) = 2,2572 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel. 11, Kern, halaman 844

Dipilih 2 in NPS, Sch 40

Diameter luar, OD: 2,38 in x (0,0254 m/in) = 0,0605 m

Diameter dalam, ID: 2,067 in x (0,0254 m/in) = 0,0525 m

Luas aliran, ap : 3,35 in² = 0,00216 m²

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

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

Dimana :

g : percepatan gravitasi normal (m/s²)

hf : head karena friksi (m)

hman : head pompa (m)

P₁ : tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ : tekanan pada titik 2 (atm)

V₁ : kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V₂ : kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Z₁ : elevasi titik 1 (m)

Z_2 : elevasi titik 2 (m)

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

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

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00004572 \text{ m}$$

b. Kecepatan linier

$$V_{\text{lin}} = \frac{Ql}{ap} = \frac{0,00209 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,002161 \text{ m}^2} = 0,4325 \text{ m/s}$$

c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l \times ID \times v}{\mu l}$$

Dimana

Id : diameter dalam (m)

Re : bilangan reynold

V : kecepatan linier fluida (m/s)

μl : viskositas fluida (kg/m s)

$$Re = \frac{1293,54 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0525 \text{ m} \times 0,9666 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,00004 \text{ kg/m s}} = 1634249$$

d. Kekerasan relative

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00004572}{0,0525} = 0,000871$$

e. Factor friksi Darcy

$$f_{dw} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} = 0,0107$$

Rencana pemipaan :

Pipa lurus = 11,3654 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	5	5	1,524
sudden contraction	1	2,5	2,5	0,762
standar elbow	4	5	20	6,096
check valve	1	13	13	3,9624
globe valve	1	50	50	15,24
Total				27,5844

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f_{dw} \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times Id}$$

$$h_f = \frac{0,0107 \times 38,9498 \times (0,9343)^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} = 0,3797 \text{ m}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\gamma = \rho l \times g = 1293,547 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 = 12676,76 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{12676,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = (3,5145 \text{ m} - 1 \text{ m}) = 2,5245 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(0,9666 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0476 \text{ m}$$

Head pompa

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

$$h_{man} = 0 \text{ m} + 2,5145 \text{ m} + 0,0476 \text{ m} + 0,3797 \text{ m} = 2,94 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql}}{hman^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1.5)

Dengan hubungan :

h_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rad/s)

Ns : kecepatan spesifik

Ql : kapasitas pompa (m^3/s)

Kecepatan putar, dipilih berdasarkan table 14.2 Ludwig, E.E., ed III, vol 3, halaman 624.

Dipilih kecepatan putar = 429 rotasi/menit

Faktor slip = 5% (prediksi)

Rpm = 429 rotasi/menit x 95,00% = 407,55 rotasi/menit

$N = 407,55 \text{ rotasi/menit} \times (1 \text{ menit} / 60 \text{ s}) \times (2\pi \text{ rad} / \text{rotasi}) = 42,65 \text{ rad/s}$

$$N_s = \frac{42,65 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times (0,00209 \text{ m/s})^{0,5}}{(2,94 \text{ m})^{0,75}} = 0,86 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1}{\gamma} + Z_1 - hf_1 - \frac{P_{uap}}{\gamma}$$

Panjang pipa lurus = 3,5154 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	2,5	2,5	0,762
standar elbow	0	5	0	0
globe valve	1	50	50	15,24
Total				16,002

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

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

$$hf = \frac{0,0107 \cdot (3,5145 + 16,002) \cdot (0,9666)^2}{2 \cdot 9,8 \cdot 0,0525} = 0,1902 \text{ m}$$

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran (mmHg)		
C3H8O3	92	0,07	1314,2857	0,999759	8,91E-05	8,91E-05		
C3H5N3O9	227	1896,43	0,1196986	9,105E-05	2,37E-04	2,16E-08		
Na2SO4	142	730,48	0,1943927	0,0001479	2,97E-46	4,39E-50		
H2O	18	6659,96	0,0027027	2,056E-06	1,74E+01	3,57E-05		
Total		9286,94	1314,60	1		1,25E-04		

Tekanan uap campuran = 0,000125 mmHg = 0,000000166 bar

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_A = S + (P_a + P_{vp}) \cdot \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_f$$

Keterangan :

P_a : Tekanan Operasi = 1,01325 bar

P_c : Tekanan Uap campuran (pada 30°C) = 0,061 bar

S : Suction head = 1 m

$Spgr$: Spec gravity = 1,643

H_f : head friksi = 0,22 m

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 1 + (0,1028 + 0,000000166) \times (2,31/1,2935) - 0,1902 \\ &= 2,6191 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$)

Npsh yang diperlukan dihitung dengan pers. 2.34 Sularso p.46

$$NPSH_R = \frac{N^{4/5}}{1200} (Q)^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm) = 1000 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,056 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= (429/1200)^{4/5} \times 0,056^{2/3} \\ &= 0,1099 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena $Npsh_A$ tersedia > $Npsh_R$ dibutuhkan, maka tidak terjadi kavitasi.

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan :

efp : efisiensi pompa

hman : head pompa (m)

Ql : kapasitas pompa (m³/s)

Po : daya penggerak poros (watt)

γ : rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Sinnott (2008),
halaman 625

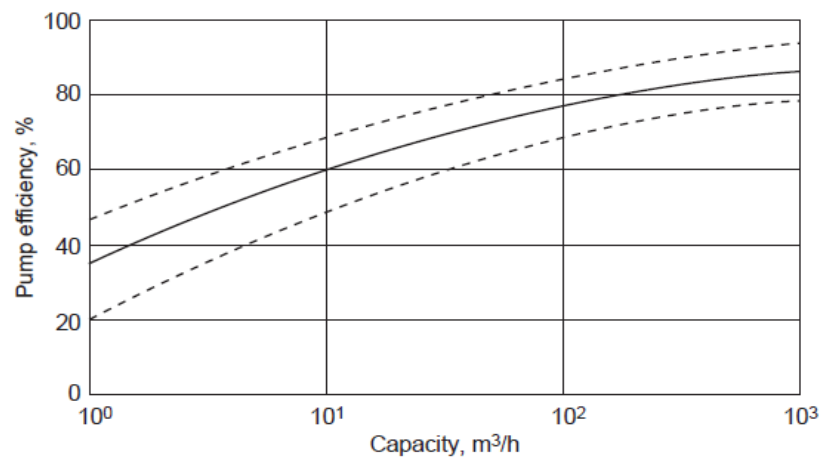


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, $Ql = 0,00209 \text{ m}^3/\text{s} = 7,5207 \text{ m}^3/\text{h}$

Diperoleh efp: 40%

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,00209 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 12676,761 \frac{\text{N}}{\text{m}^3} \times 2,94 \text{ m}}{40\%}$$

$$= 194,77 \text{ watt}$$

7. Motor standar

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV (1991), halaman 521

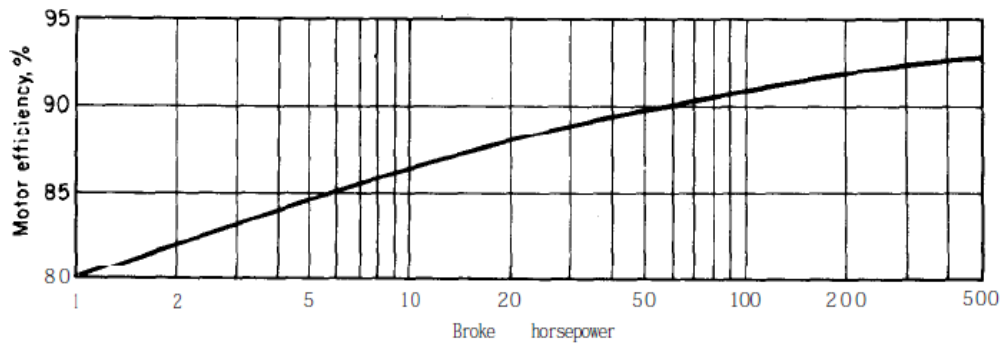


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 194,77 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,2611 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi = 80%

$$\text{Daya} = \frac{0,2611 \text{ hp}}{80\%} = 0,3264 \text{ hp}$$

Motor standar, dipilih motor induksi

$$\text{Daya} = 1/2 \text{ hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)}$$

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

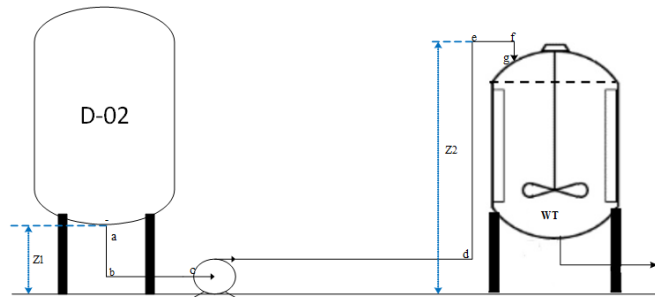
General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

KESIMPULAN

Nama alat	: Pompa (P-12)
Tugas	: Memompa Hasil keluar Netralizer (N-01) ke Dekanter (D-02)
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	: 0,00209 m ³ /s
Head pompa	: 2,94 m
Efisiensi pompa	: 40%
Kecepatan putar	: 429 rpm
Kecepatan spesifik	: 0,86 rad/s
Jenis motor	: Motor induksi
Efisiensi motor	: 80%
Motor standar	: Motor induksi dengan daya 1/2 hp

POMPA-13



Tugas : Memompa hasil Dkeanter (D-02) menuju ke Wahtank (WT)

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Data:

Suhu = 288 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1893,94 kg/m³

Viskositas cairan (μ) = 2,31 cP

Bahan yang dipompa :

Komponen	kg/jam	xi
C3H5N3O9	1884,46	0,9949946
H2O	9,48	0,0050054
Total	1893,94	1

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : *Suction*

Tekanan, $P_1 = 1,01325$ bar

Elevasi, $Z_1 = 1$ m

Titik 2 : *Discharge*

Tekanan, $P_2 = 1$ atm = 1,01325 bar

Elevasi, $Z_2 = 3,4993$ m

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Menghitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Kapasitas pompa

$$\text{Kapasitas pompa, } Ql = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$Ql = \frac{1893,94 \text{ kg/jam}}{1,2584 \text{ kg/L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} = 0,00042 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Ukuran pipa

- a. Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan:

$$D_{\text{opt}} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

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

Dengan

D_{opt} : diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m^3)

$$D_{\text{opt}} = 0,363 \times (0,00042)^{0,45} \times (1258,45)^{0,13} = 0,0276 \text{ m}$$

$$= 0,0276 \text{ m} \times (\text{in} / 0,0254 \text{ m}) = 1,0904 \text{ in}$$

b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel. 11, Kern, halaman 844

Dipilih 2 in NPS, Sch 40

Diameter luar, OD: 2,38 in x (0,0254 m/in) = 0,0605 m

Diameter dalam, ID: 2,067 in x (0,0254 m/in) = 0,0525 m

Luas aliran, a_p : 3,35 in² = 0,00216 m²

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

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

Dimana :

g : percepatan gravitasi normal (m/s²)

hf : head karena friksi (m)

h_{man} : head pompa (m)

P_1 : tekanan pada titik 1 (atm)

P_2 : tekanan pada titik 2 (atm)

V_1 : kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 : kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Z_1 : elevasi titik 1 (m)

Z_2 : elevasi titik 2 (m)

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

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

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00004572 \text{ m}$$

b. Kecepatan linier

$$V_{\text{lin}} = \frac{Ql}{ap} = \frac{0,00042 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,002161 \text{ m}^2} = 0,1934 \text{ m/s}$$

c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l \times ID \times v}{\mu l}$$

Dimana

Id : diameter dalam (m)

Re : bilangan reynold

V : kecepatan linier fluida (m/s)

μl : viskositas fluida (kg/m s)

$$Re = \frac{1258,45 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0525 \text{ m} \times 0,1934 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,0023 \text{ kg/m s}} = 5523,93$$

d. Kekerasan relative

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00004572}{0,0525} = 0,000871$$

e. Factor friksi Darcy

$$F_{dw} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} = 0,0373$$

Rencana pemipaan :

Pipa lurus = 11,8361 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	5,7	5,7	1,73736
sudden contraction	1	2,7	2,7	0,82296
standar elbow	4	5,7	22,8	6,94944
check valve	1	14	14	4,2672
globe valve	1	50	50	15,24
Total				29,01696

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

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

$$hf = \frac{0,0373 x 40,8530 x (0,0374)^2}{2 x 9,8 x 0,0525} = 0,0554 \text{ m}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\gamma = \rho l x g = 1258,45 \text{ kg/m}^3 x 9,8 \text{ m/s}^2 = 12332,838 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) x 100000}{1258,45 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = (3,4993 \text{ m} - 1 \text{ m}) = 2,4993 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(0,1934 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 x 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0019 \text{ m}$$

Head pompa

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

$$h_{man} = 0 \text{ m} + 2,4993 \text{ m} + 0,0019 \text{ m} + 0,0554 \text{ m} = 2,55 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1.5)

Dengan hubungan :

h_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rad/s)

N_s : kecepatan spesifik

Ql : kapasitas pompa (m³/s)

Kecepatan putar, dipilih berdasarkan table 14.2 Ludwig, E.E., ed III, vol 3, halaman 624.

Dipilih kecepatan putar = 750 rotasi/menit

Faktor slip = 5% (prediksi)

Rpm = 750 rotasi/menit x 95,00% = 712,5 rotasi/menit

$N = 712,5 \text{ rotasi/menit} \times (1 \text{ menit} / 60 \text{ s}) \times (2\pi \text{ rad} / \text{rotasi}) = 74,575 \text{ rad/s}$

$$N_s = \frac{74,575 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times (0,0004 \text{ m}^3/\text{s})^{0,5}}{(2,55 \text{ m})^{0,75}} = 0,7541 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1}{\gamma} + Z_1 - hf_1 - \frac{P_{uap}}{\gamma}$$

Panjang pipa lurus = 3,5404 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	2,7	2,7	0,82296
standar elbow	1	5,7	5,7	1,73736
globe valve	1	50	50	15,24
Total				17,80032

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f d w x (L + \Sigma Le) x (v)^2}{2 x g x Id}$$

$$h_f = \frac{0,0373 x (3,5404 + 17,80) x (0,1934)^2}{2 x 9,8 x 0,0525} = 0,0289 \text{ m}$$

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran (mmHg)		
C3H5N3O9	106	1884,46	17,78	0,995	51,40	51,14651635		
H2O	18	9,48	0,09	0,005	1,03	0,005151355		
Total		1893,94	17,87	1		51,1516677		

Tekanan uap campuran = 51,15 mmHg = 0,0681 bar

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_A = S + (P_a + P_{vp}) \cdot \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_f$$

Keterangan :

P_a : Tekanan Operasi = 1,01325 bar

P_c : Tekanan Uap campuran (pada 30°C) = 0,0681 bar

S : Suction head = 1 m

$$\text{Spgr : Spec gravity} = 1,2584$$

$$\text{Hf : head friksi} = 0,22 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_A &= 1 + (1,01325 + 0,0681) \times (2,31/1,2584) - 0,0289 \\ &= 2,95 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

Npsh yang diperlukan dihitung dengan pers. 2.34 Sularso p.46

$$\text{NPSH}_R = \frac{N^{4/5}}{1200} (Q)^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm) = 750 rpm

Q : Kapasitas pompa (m^3/menit) = $0,0250 \text{ m}^3/\text{menit}$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= (750/1200)^{4/5} \times 0,0250^{2/3} \\ &= 0,0583 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena Npsh_A tersedia $>$ Npsh_R dibutuhkan, maka tidak terjadi kavitasi.

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan :

efp : efisiensi pompa

hman : head pompa (m)

Ql : kapasitas pompa (m^3/s)

Po : daya penggerak poros (watt)

γ : rapat berat (N/m^3)

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Sinnott (2008),
halaman 625

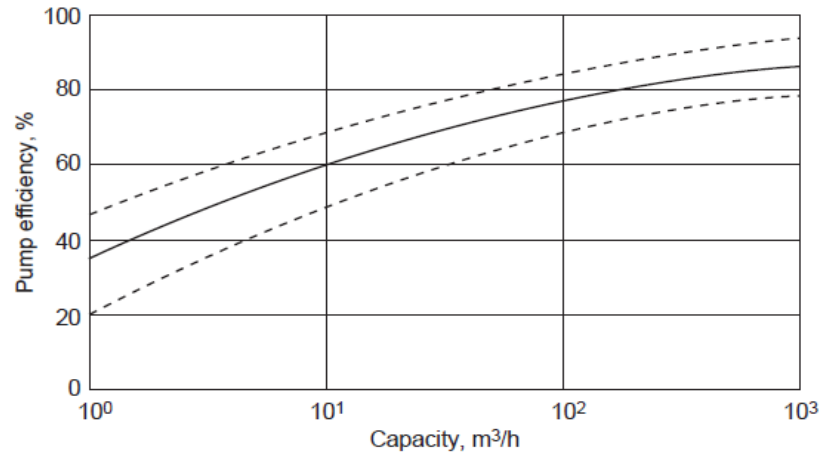


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, $Q_1 = 0,0004 \text{ m}^3/\text{s} = 1,50 \text{ m}^3/\text{h}$

Diperoleh efp: 40%

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,0004 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 12332,838 \frac{\text{N}}{\text{m}^3} \times 2,55 \text{ m}}{40\%}$$

$$= 32,14 \text{ watt}$$

7. Motor standar

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters, M.S., K.D., Timmerhaus,
ed IV (1991), halaman 521

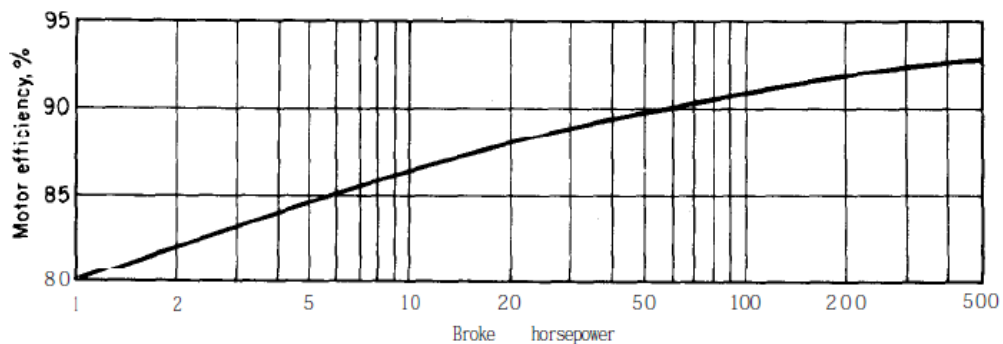


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 32,14 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,0431 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Effisiensi} = 80\%$$

$$\text{Daya} = \frac{0,0431 \text{ hp}}{80\%} = 0,0538 \text{ hp}$$

Motor standar, dipilih motor induksi

$$\text{Daya} = 1/2 \text{ hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)}$$

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

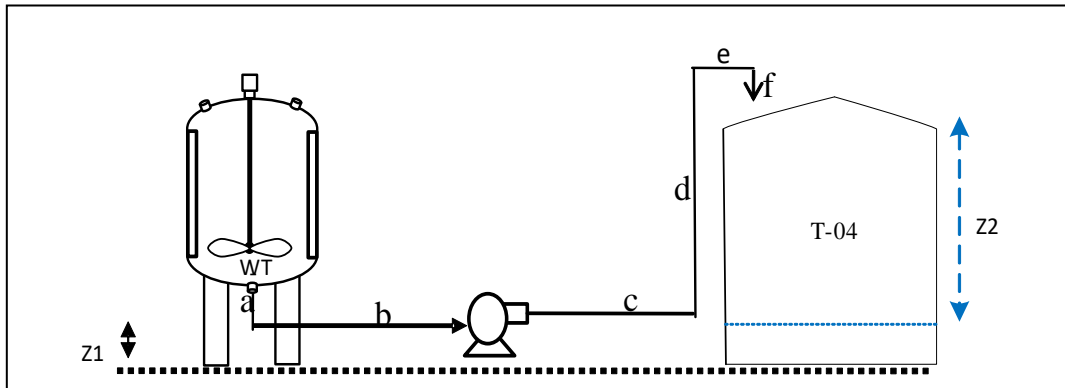
General purpose: $1/2$, $3/4$, 1, $1 1/2$, 2, 3, 5, $7 1/2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

KESIMPULAN

Nama alat	: Pompa (P-13)
Tugas	: Memompa hasil Dekanter (D-02) menuju Washtank
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	: 0,0004 m ³ /s
Head pompa	: 2,55 m
Efisiensi pompa	: 40%
Kecepatan putar	: 750 rpm
Kecepatan spesifik	: 0,7414 <i>rad/s</i>
Jenis motor	: Motor induksi
Efisiensi motor	: 80%
Motor standar	: Motor induksi dengan daya 1/2 hp

POMPA-14



Tugas : Memompa hasil Washtank (WT) menuju Tangki -04

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Data:

Suhu = 302 K

Densitas cairan (ρ_l) = 1088,90 kg/m³

Viskositas cairan (μ) = 1,35 cP

Bahan yang dipompa :

Komponen	kg/jam	xi
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	1884,46	0,2496859
H ₂ O	5662,85	0,7503141
Total	7547,31	1

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : *Suction*

Tekanan, $P_1 = 1,01325$ bar

Elevasi, $Z_1 = 1$ m

Titik 2 : *Discharge*

Tekanan, $P_2 = 1$ atm = 1,01325 bar

Elevasi, $Z_2 = 3,8361$ m

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Menghitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Kapasitas pompa

$$\text{Kapasitas pompa, } Ql = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$Ql = \frac{7547,31 \text{ kg/jam}}{1,089 \text{ kg/L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{liter}} = 0,00193 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Ukuran pipa

- a. Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan:

$$D_{i\text{opt}} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

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

Dengan

$D_{i\text{opt}}$: diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m^3)

$$D_{i\text{opt}} = 0,363 \times (0,00193)^{0,45} \times (1088,90)^{0,13} = 0,0504 \text{ m}$$

$$= 0,0504 \text{ m} \times (\text{in} / 0,0254 \text{ m}) = 2,12 \text{ in}$$

b. Pipa standar

Dipilih berdasarkan tabel. 11, Kern, halaman 844

Dipilih 2 in NPS, Sch 40

Diameter luar, OD: 2,88 in x (0,0254 m/in) = 0,0731m

Diameter dalam, ID: 2,469 in x (0,0254 m/in) = 0,627 m

Luas aliran, a_p : 4,79 in² = 0,0030 m²

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

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

Dimana :

g : percepatan gravitasi normal (m/s²)

hf : head karena friksi (m)

h_{man} : head pompa (m)

P_1 : tekanan pada titik 1 (atm)

P_2 : tekanan pada titik 2 (atm)

V_1 : kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

V_2 : kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

Z_1 : elevasi titik 1 (m)

Z_2 : elevasi titik 2 (m)

- a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

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

$$e = 0,00015 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 0,00004572 \text{ m}$$

- b. Kecepatan linier

$$V_{\text{lin}} = \frac{Ql}{ap} = \frac{0,00193 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0030 \text{ m}^2} = 0,6230 \text{ m/s}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho l \times ID \times v}{\mu l}$$

Dimana

Id : diameter dalam (m)

Re : bilangan reynold

V : kecepatan linier fluida (m/s)

μl : viskositas fluida (kg/m s)

$$Re = \frac{1088,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0540 \text{ m} \times 0,6230 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,0013 \text{ kg/m s}} = 31480,33$$

- d. Kekerasan relative

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00004572}{0,0627} = 0,000729$$

- e. Factor friksi Darcy

$$F_{dw} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} = 0,02378$$

Rencana pemipaan :

Pipa lurus = 11,8361 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, 2001, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	6	6	1,8288
sudden contraction	1	2,9	2,9	0,88392
standar elbow	4	6	24	7,3152
check valve	1	15	15	4,572
globe valve	1	40	40	12,192
Total				26,79192

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

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

$$hf = \frac{0,0237 \times 38,6280 \times (0,3881)^2}{2 \times 9,8 \times 0,0627} = 0,2900 \text{ m}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\gamma = \rho l \times g = 1088,90 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 = 10671,23 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{10671,23 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = (3,8361 \text{ m} - 1 \text{ m}) = 2,8361 \text{ m}$$

Head kinetic

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(0,4325 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0095 \text{ m}$$

Head pompa

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

$$h_{man} = 0 \text{ m} + 2,8361 \text{ m} + 0,0198 \text{ m} + 0,29 \text{ m} = 3,14 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql}}{hman^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J., Pumps Handbook, ed III, Mc Graw Hill (2001), halaman 1.5)

Dengan hubungan :

hman : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rad/s)

Ns : kecepatan spesifik

Ql : kapasitas pompa (m³/s)

Kecepatan putar, dipilih berdasarkan table 14.2 Ludwig, E.E., ed III, vol 3, halaman 624.

Dipilih kecepatan putar = 500 rotasi/menit

Faktor slip = 5% (prediksi)

Rpm = 500 rotasi/menit x 95,00% = 475 rotasi/menit

N = 475 rotasi/menit x (1 menit /60 s) x (2π rad /rotasi) = 47,71 rad/s

$$N_s = \frac{49,71 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times (0,00193 \text{ m/s})^{0,5}}{(3,14 \text{ m})^{0,75}} = 0,923 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = \frac{P_1}{\gamma} + Z_1 - hf_1 - \frac{P_{uap}}{\gamma}$$

Panjang pipa lurus = 3,4993 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	2,9	2,9	0,88392
standar elbow	1	6	6	1,8288
globe valve	1	40	40	12,192
Total				14,90472

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

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

$$hf = \frac{0,023 \cdot (3,49 + 14,90) \cdot (0,4325)^2}{2 \cdot 9,8 \cdot 0,6230} = 0,1382 \text{ m}$$

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran (mmHg)		
C3H5N3O9	106	1884,46	17,78	0,250	51,40	12,83480841		
H2O	18	5662,85	53,42	0,750	1,03	0,772185822		
Total		7547,31	71,20	1		13,60699423		

Tekanan uap campuran = 13,6 mmHg = 0,0181 bar

a. NPSH yang tersedia (NPSH_A)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_A = S + (P_a + P_{vp}) \cdot \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_f$$

Keterangan :

P_a : Tekanan Operasi = 1,01325 bar

P_c : Tekanan Uap campuran (pada 30°C) = 0,0181 bar

S : Suction head = 1 m

$Spgr$: Spec gravity = 1,0889

H_f : head friksi = 0,29 m

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 1 + (1,01325 + 0,0181) \times (2,31/1,643) - 0,29 \\ &= 3,04 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$)

Npsh yang diperlukan dihitung dengan pers. 2.34 Sularso p.46

$$NPSH_R = \frac{N^{4/5}}{1200} (Q)^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putaran (rpm) = 1000 rpm

Q : Kapasitas pompa (m³/menit) = 0,1155 m³/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= (500/1200)^{4/5} \times 0,1155^{2/3} \\ &= 0,1177 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena $Npsh_A$ tersedia > $Npsh_R$ dibutuhkan, maka tidak terjadi kavitasi.

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan :

efp : efisiensi pompa

hman : head pompa (m)

Ql : kapasitas pompa (m³/s)

Po : daya penggerak poros (watt)

γ : rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Sinnott (2008),
halaman 625

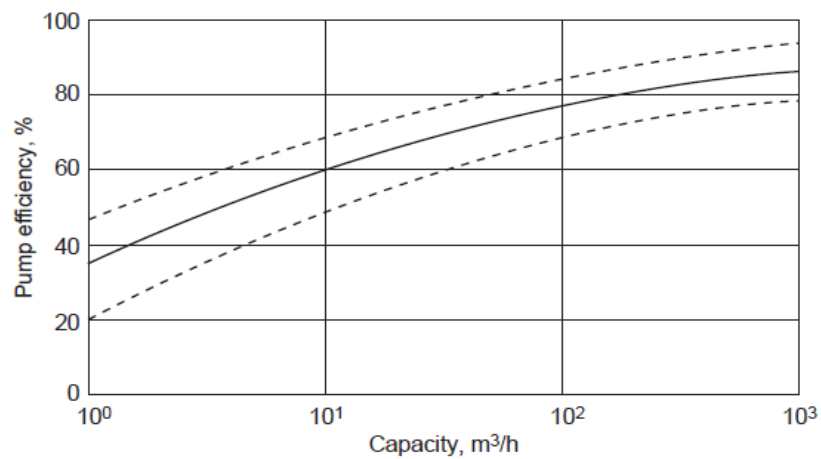


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, Ql = 0,00193 m³/s = 6,93 m³/h

Diperoleh efp: 40%

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,00193 \frac{m^3}{s} \times 10671,23 \frac{N}{m^3} \times 3,14 \text{ m}}{40\%}$$

$$= 157,64 \text{ watt}$$

7. Motor standar

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV (1991), halaman 521

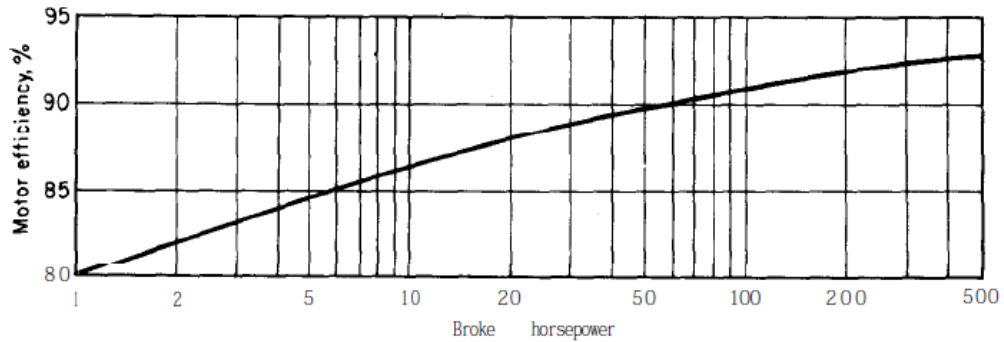


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 157,64 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,2114 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi = 80%

$$\text{Daya} = \frac{0,2114 \text{ hp}}{80\%} = 0,2642 \text{ hp}$$

Motor standar, dipilih motor induksi

Daya = 1/2 hp (Ludwig, E.E., vol III, 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.

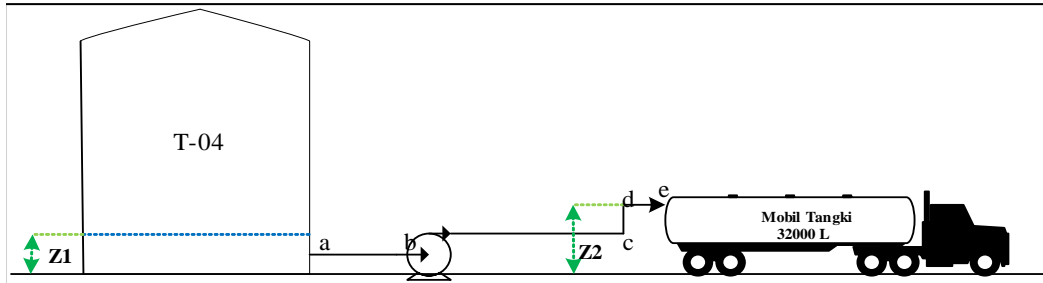
Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

KESIMPULAN

Nama alat	: Pompa (P-14)
Tugas	: Memompa hasil Washtank (WT) menuju Tangki 04
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	: 0,00193 m ³ /s
Head pompa	: 3,14 m
Efisiensi pompa	: 40%
Kecepatan putar	: 500 rpm
Kecepatan spesifik	: 0,92 <i>rad/s</i>
Jenis motor	: Motor induksi
Efisiensi motor	: 80%
Motor standar	: Motor induksi dengan daya 1/2 hp

Pompa 15

Tugas = Memompa Produk yang berupa nitrogliserin dan air dari tangki penyimpanan produk (T-04) Menuju ke mobil tangki unit
 Jenis = Pompa sentrifugal



Tinggi tangki 1 = 7,32 m
 Jarak antara area loading dengan tangki 1 = 11 m
 Panjang Pipa =
 a-b = 3 m d-e = 1 m
 b-c = 7 m
 c-d = 6,32 m

Kondisi operasi bahan yang dipompakan:

Suhu = 303 K
 Densitas cairan (ρ_l) = 1088,9 kg/m³
 viskositas cairan (μ) = 1,3515

Bahan yang dipompa

Komponen	BM	kg/jam	x_i
C3H5N3O9	227	1884,4573	0,25
H2O	18	5662,8539	0,75
Total		7547,3112	1

Titik 1

Titik 1 merupakan permukaan cairan pada tangki unit pembelian

Tekanan (P_1) = 1 atm = 1 bar
 Elevasi (Z_1) = 1 m
 Kecepatan linear (v_1) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk tangki penyimpanan (T-01).

Tekanan (P_2) = 1 atm = 1 bar
 Elevasi (Z_2) = 6,32 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa
- 4 Mengitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned}
 \text{volume T-01} &= 1104,2 \text{ m}^3 \\
 \text{volume tangki truk} &= 32 \text{ m}^3 \\
 \text{jumlah truk} &= 34,5063 = 34 \text{ truk} \\
 \text{Dirancang: waktu pengosongan unit pembelian} &= 20 \text{ menit} \\
 \text{Kapasitas pompa} &= \frac{\text{volume tangki pembelian}}{\text{waktu pengosongan}} \\
 &= \frac{32 \text{ m}^3}{20 \text{ menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \\
 Ql &= 0,0267 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 1,6 \text{ m}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m³/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m³)

rapat massa fluida

Komponen	kg/jam	xi	r (kg/l)	l (kg/l)	m (cP)	m campuran
C3H5N3O	1884,46	0,2497	1,260	0,31	2,32	0,5793
H2O	5662,85	0,7503	1,032	0,77	1,03	0,7722
Total	7547,31	1		1,09		1,3515

$$\text{rapat massa fluida} = 1088,9014 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 Di &= 0,363 \times 0,196 \times 2,4820 \\
 &= 0,1764 \text{ m} \\
 &= 6,9433 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Pipa standar
dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 844

844 PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPES (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	0.132	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
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	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

Dipilih 8 in NPS, Sch 40

OD = 8,625 in = 0,2191 m

ID = 7,981 in = 0,2027 m

luas aliran = 50 in² = 0,0323 m²

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P₁ = Tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z₁ = Elevasi titik 1(m)

Z₂ = Elevasi titik 2(m)

v₁ = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v₂ = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: stainless

kekasaran pipa, ε 0,000007 ft = 2,1336E-06 m

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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	0.000007	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. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{lin} &= \frac{Ql}{ap} \\
 &= \frac{0,0267 \frac{m^3}{s}}{0,0323 \frac{m^2}{m}} \\
 &= 0,8267 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 m &= 1,3515 \quad cP = 0,00135 \text{ kg/ms} \\
 Re &= \frac{r \times ID \times v}{m}
 \end{aligned}$$

Dimana:

- Id = diameter dalam (m)
- Re = bilangan reynold
- V = kecepatan linier fluida (m/s)
- m = viskositas fluida (kg/ms)

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{1491,5 \frac{kg}{m^3} \times 0,2027 \text{ m} \times 0,8267 \frac{m}{s}}{0,00135 \text{ kg/ms}} \\
 &= 135023,2692
 \end{aligned}$$

d. Kekerasan relative

$$\begin{aligned}
 \frac{e}{ID} &= \frac{2,1336E-06}{0,2027} \\
 &= 1,0525E-05
 \end{aligned}$$

e. Faktor friksi Darcy

$$\begin{aligned} F_{dw} &= 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}} \\ &= 0,0056 + \frac{0,5}{43,8259} \\ &= 0,0170 \end{aligned}$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 17,5 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	21	21	6,4008
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	4	21	84	25,6032
check valve	1	52	52	15,8496
globe valve	1	220	220	67,056
Total				117,9576

Percepatan grafit g = 9,8 m/s²

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f_{dw} \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times Id}$$

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{0,01701 \times 135,5 \times 0,6834}{2 \times 10 \times 0,2027} \\ &= 0,3963 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \times g \\ &= 1088,9014 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 10671,2341 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\begin{aligned} \frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{10671,234 \text{ N/m}^3} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 5,32 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,03487 \quad \text{m}$$

head pompa

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

$h_{man} = 5,7511 \quad \text{m}$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik,I,J,Pum Handbook, ed III,Mc.Graw Hill(2001),halaman 1.5)

Dengan hubungan :

$h_{man} = \text{head pompa(m)} = 5,7511 \quad \text{m}$

$N = \text{kecepatan putar (rad/s)}$

$Ns = \text{kecepatan spesifik}$

$Ql = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s)} = 0,0267 \quad \text{m}^3/\text{s}$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E,ed iii, vol 3 hal 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	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-	} any practical hp 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-	

dipilih kecepatan putar = 300 rpm

faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{Rpm} &= 285 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}} \\ &= 29,83 \text{ rad/s} \\ \text{Ns} &= 1,3117 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 3 m
 Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	10	10	3,048
globe valve	1	210	210	64,008
Total				67,056

percepatan gravitasi, = 9,8 m/s²

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f d w x (L + \Sigma Le) x (v)^2}{2 x g x l d}$$

hf = 0,2049 m

Tekanan uap campuran

T = 303 K

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

Komponen	A	B	C	D	E
C3H5N3O9	42,9395	-6,21E+03	-1,0E+01	-1,93E-03	8,82E-07
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,3E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	y	Puap (mmHg)	Puap campuran
C3H5N3O9	227	1884,46	8,3016	0,026	51,40	1,3226
H ₂ O	18	5662,85	314,3362	0,974	31,59	30,7786
Total		7869,95	322,6377	1		35,8889

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$\text{NPSH} = S + (P_a + P_{uap}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_f$$

Dimana:

$$\begin{aligned} \text{Puap} &= \text{Tekanan uap campuran} = 35,8889 \text{ mmHg} \\ &= 0,0478 \text{ bar} \end{aligned}$$

Pa = Tekanan operasi = 1,01325 bar
 S = Suction head = 1 m
 Spgr = Spec gravity = 1,491

NPSH A = 2,4390 m

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$NPSH R = (N/1200)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Dimana

N = Kecepatan putaran (rpm) = 300 rpm

Q = Kapasitas pompa (m³/menit) = 1,6 m³/menit

NPSH R = 0,4331 m

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = efisiensi pompa

h_{man} = head pompa = 5,7511 m

Q_l = kapasitas pompa = 0,0267 m³/s = 96 m³/h

P_o = daya penggerak poros (watt)

Y = rapat berat (N/m²) = 10671,2 N/m²

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

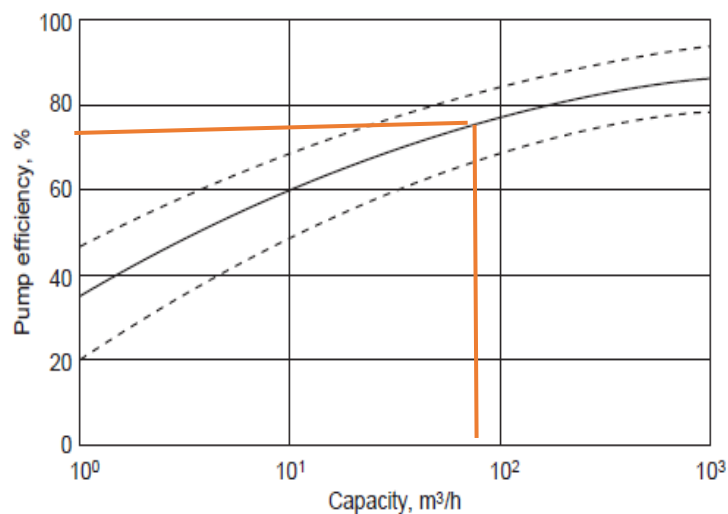


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

$$e_{fp} = 0,78$$

Daya penggerak poros

$$P_o = 2098,17883 \text{ watt}$$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 2098 \text{ watt} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 2,8137 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D., halaman 521

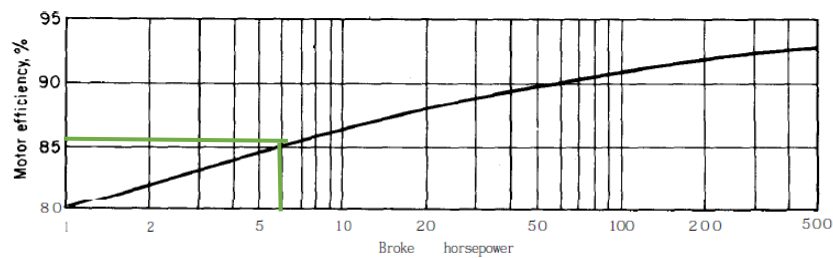


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi} &= 85\% \\ \text{Daya} &= \frac{2,8137 \text{ hp}}{85\%} \\ &= 3,3102 \text{ hp} \end{aligned}$$

dipilih motor standar 7,5 hp (Ludwig, E.E., vol III, 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.

UTILITAS

Utilitas adalah unit penunjang proses dalam industri, kebutuhan utilitas sejalan dengan kebutuhan energi untuk suatu proses. Utilitas ini menyediakan kebutuhan air, listrik, bahan bakar, udara tekan, dan brine

A. Kebutuhan Air

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pemenuhan kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air digunakan sebagai air sanitasi & kantor, air pendingin, air layanan umum, dan air hydrant. Pabrik Gliserin Trinitrat akan didirikan di daerah Cilegon, oleh karena itu kebutuhan air diperoleh dari Perusahaan Air Krakatau Tirta Industri (KTI) Cilegon. Berikut adalah rincian pemenuhan kebutuhan air tiap jam:

Air yang digunakan meliputi :

1. Air pemanas
2. Air pendingin
3. Air proses
4. Air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga
5. Air service dan hidran

Spesifikasi air yang dibeli dari PT. Krakatau Tirta Industri adalah sebagai berikut :

- pH	=	6	-	9	
- Konduktivitas	=	100	-	400	µS
- TOC (<i>Total Organic Carbon</i>)	=	1000			ppm
- TDS	=	88,4278			mg/L
- Kontaminan seng	=	0,0033			mg/L
- Kontaminan tembaga	=	0,0006			mg/L
- Kekerukan (Turbiditas)	=	2			NTU
- Kesadahan total	=	300			mg/L
- Silika	=	100			mg/L

Perhitungan Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pemanas

$$\text{Heater} = 9642,562667 \text{ kg/jam}$$

2. Kebutuhan Air Pendingin

$$\text{Condenser utilitas} = 71407,84764 \text{ kg/jam}$$

3. Kebutuhan Air Proses

Mixer 2	=	8022,06	kg/jam	
washtank	=	7537,78	kg/jam	+
Total	=	15559,85	kg/jam	

4. Kebutuhan Air Sanitasi dan Rumah Tangga

a. Kantor

Air untuk kantor berkisar antara 100 liter/orang.hari - 120 liter/orang.hari (Sularso, 2004) Pabrik Gliserin Trinitrat direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam/hari. Kebutuhan air karyawan sebanyak 100 lt/hari

Dirancang untuk memenuhi : 212 orang

Densitas air suhu ruangan : 1023,02 kg/m³
= 1,02302 kg/l

$$\begin{aligned} \text{Air untuk kantor} &= 212 \text{ karyawan} \times \frac{100 \text{ liter}}{\text{hari/karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 883,333 \text{ liter/jam} \\ &= 903,668 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Kantin

Pengunjung kantin sebanyak 90 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 5 lt/hari dengan pemakaian air rata-rata 8 jam/hari

$$\begin{aligned} \text{Air untuk kantin} &= 100 \times \frac{5 \text{ liter}}{\text{hari. Karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} \\ &= 63 \text{ liter/jam} \\ &= 63,9388 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Laboratorium

Air untuk laboratorium berkisar antara 100 liter/orang.hari - 200 liter/orang.hari (Sularso, 2004)

Dirancang kebutuhan air = 100 liter/hari

Dirancang untuk memenuhi = 8 orang

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air lab} &= 100 \text{ liter/hari} \times 8 \text{ orang} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 33,33 \text{ liter/jam} \\ &= 34,1007 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d. Poliklinik

Air untuk poliklinik berkisar antara 100 liter/orang.hari sampai 120 liter/karyawan.hari (Sularso, 2004)

Air untuk poliklinik = 100 liter/orang hari

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk memenuhi karyawan} &= 8 \\
 \text{Maka, air yang dibutuhkan} &= 100 \frac{\text{liter}}{\text{hari}} \times 8 \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} \\
 &= 100 \text{ liter/jam} \\
 &= 102,302 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Pengunjung poliklinik dirancang 20 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter /hari dengan pemakaian rata-rata 8 jam/hari.

$$\begin{aligned}
 \text{Air poliklinik} &= 10 \text{ liter/hari} \times 20 \text{ orang} \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} \\
 &= 25 \text{ liter/jam} \\
 &= 25,58 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan poliklinik} = 127,878 \text{ kg/jam}$$

e. Masjid

Kebutuhan air 10 liter/orang.hari dengan pemakaian rata-rata 4 jam/hari. Dirancang untuk memenuhi 100 orang

$$\begin{aligned}
 \text{Air masjid} &= 100 \text{ orang} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari.pengunjung}} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ jam}} \\
 &= 250 \text{ liter/jam} \\
 &= 255,8 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

f. Air Untuk Bengkel

Dirancang kebutuhan air untuk bengkel :

$$\text{Air untuk bengkel (10% dari air kantor)} = 90,36677 \text{ kg/jam}$$

g. Air Rumah Tangga

Dari tabel 2.5 Sularso, halaman 17 diperoleh kebutuhan air rumah tangga berkisar 100-150 liter per orang per hari.

Diambil kebutuhan air rumah tangga 100 liter per orang per hari

Di lingkungan pabrik ada 10 rumah dan tiap rumah dihuni 5 orang Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air} &= 10 \times 5 \times 100 \frac{\text{liter}}{\text{org. hr}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 208,333 \text{ liter/jam} \\
 &= 213,129 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan total air sanitasi dan rumah tangga

$$\begin{aligned}
 &= \text{Kantor} + \text{Kantin} + \text{Lab} + \text{Poliklinik} + \text{Masjid} + \\
 &\quad \text{Bengkel} + \text{Rumah tangga} \\
 &= (903,668 + 63,9388 + 34,10067 + 127,88 + 255,8 + \\
 &\quad 90,3668 + 213,129) \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan total} = 1688,8355 \text{ kg/jam}$$

5. Air hidran dan Air Servis

a. Air Hidran

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran sebanyak 130-260 liter/menit dirancang untuk digunakan selama 6 jam dengan waktu tinggal 30 hari.

$$\begin{aligned} \text{Air yang diperlukan} &= 130 \text{ liter/menit} \times \frac{60 \text{ menit}}{\text{jam}} \times 6 \text{ jam} \\ &= 46800 \text{ liter} \\ &= 47877,3 \text{ kg} \\ \text{Dirancang waktu tinggal 30 hari} &= 720 \text{ jam} \\ \text{Kebutuhan air} &= \frac{47877,3 \text{ kg}}{720 \text{ jam}} = 66,4963 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Air Servis

Kebutuhan air servis 10% dari air untuk sanitasi pabrik

$$\text{Air Servis} = 168,884 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total} = 235,38 \text{ kg/jam}$$

6. Kebutuhan Air Total Saat Startup

Air pemanas	=	9642,56267	kg/jam
Air Pendingin	=	71407,8476	kg/jam
Air Proses	=	15559,8482	kg/jam
Air Sanitasi	=	1688,8355	kg/jam
Air Servis dan hidran	=	235,379852	kg/jam
Total	=	98534,4738	kg/jam

7. Menghitung Air Make Up

a Air yang hilang karena (sanitasi,hydrant,servis) = 1924,2 kg/jam

b. Air yang hilang karena proses = 15559,85 kg/jam

c. Cooling Tower

Air hilang karena 3 sebab, dari perhitungan alat cooling tower diperoleh massa sebagai berikut :

Evaporation loss (We)	=	699,0368	kg/jam
Drift loss (Wd)	=	18,0508	kg/jam
<u>Blow down discard (Wb)</u>	=	<u>156,7084</u>	<u>kg/jam +</u>
Tot make up cooling tower	=	873,7960	kg/jam

c. Air yang hilang karena Blowdown

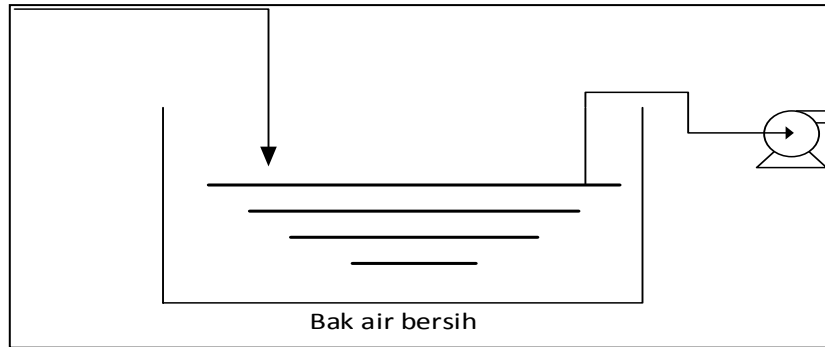
Blowdown Bak Air Sanitasi = 88,8861 Kg/jam

Blowdown Bak Air Bersih = 970,8813 Kg/jam

Total Air Make Up = 19417,6270 Kg/jam

BAK PENAMPUNG AIR BERSIH (BU-01)

Tugas : Menampung air bersih dar PT.Krakatau selama 8 jam
 Bentuk : Bak Persegi panjang



Data :

Suhu = 30 °C = 303 K
 Tekanan = 1 atm
 Kecepatan massa = 18446,7456 kg/jam
 Blowdown = 5% dari umpan masuk
 = 970,8813482 kg/jam
 Densitas = 1023,0200 kg/m³
 Kecepatan volume = 18,03165739 m³/jam
 Waktu tinggal = 1 hari

Densitas komponen

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n} \quad (\rho = \text{kg/L}; T = \text{K})$$

Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ O	0,3471	0,274	0,2857	647,13

(Yaws,1999)

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air

$$\begin{aligned} V_L &= \text{Kecepatan Volume} : \text{Waktu Tinggal} \\ &= 18,0317 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 432,7598 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

$$\text{Dirancang angka keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned}
 V_B &= 432,760 \text{ m}^3 \times 120\% \\
 &= 519,312 \text{ m}^3 \\
 &= 519,312 \text{ m}^3 \times \frac{8,386 \text{ bbl}}{1 \text{ m}^3} \\
 &= 4354,948 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

3. Ukuran Bak Penampung

Dirancang kedalaman bak, H : 4 m

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

Maka, P = 2L

$$V = P \times L \times T$$

$$V = 2 L \times L \times 4$$

$$V = 8 L^2$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 L &= \left(\frac{V}{8} \right)^{1/2} \\
 &= \left(\frac{519,3117}{8} \right)^{1/2} \\
 &= 8,0569 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$P = 2 \times L$$

$$= 16,1138 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak penampung air dari unit pembelian dipilih berupa beton bertulang

Ringkasan Bak Air Bersih

$$\text{Panjang} = 16,1138 \text{ m}$$

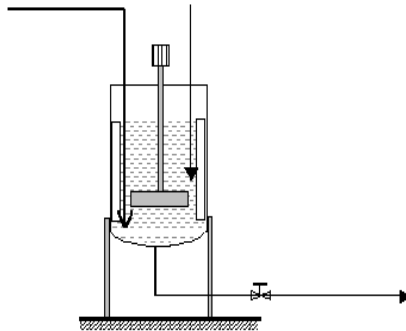
$$\text{Lebar} = 8,0569 \text{ m}$$

$$\text{Kedalaman} = 4 \text{ m}$$

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 vertikal berpengaduk



Data :

Suhu (T)	=	30	°C =	303	K
Tekanan (P)	=	1	atm		
Densitas	=	1023,020	kg/m ³		
Waktu tinggal	=	1	jam		
Kecepatan massa air	=	1777,72	kg/jam		

1. Volume air dalam tangki

$$\begin{aligned}
 V_L &= \frac{\text{Kecepatan Massa Air}}{\text{Densitas Air}} \\
 &= \frac{1777,72 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1023,02 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1,7377 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,74 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Cl₂

Kebutuhan = 0,5 ppm dalam umpan air

$$\text{Cl}_2 \text{ yang diperlukan} = 0,5 \frac{\text{mg}}{\text{liter}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000000 \text{ mg}} \times$$

$$= \frac{1737,72 \text{ liter}}{\text{jam}} = 0,0009 \text{ kg/jam}$$

3. Massa air

Larutan Cl2 dibuat dengan kadar 5%

$$\begin{aligned} \text{Massa Air} &= \frac{95\%}{5\%} \times 0,0009 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0165 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5. Volume Tangki

Dirancang dengan angka keamanan = 20 %

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times 1,7377 \text{ m}^3 \\ &= 2,085 \text{ m}^3 \\ &= 550,8682 \text{ gallon} \end{aligned}$$

6. Ukuran tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 1 : 2

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 V_t}{2\pi}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 v_t \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D = 1,099 \text{ m} = 43,26931 \text{ in}$$

$$H = 2,198 \text{ m} = 86,53862 \text{ in}$$

Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan carbon steel SA-283 grade C (Brownell and Young hal 342)

- f = allowable stress : 12650 psi appendix D, Brownell
- E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)
- c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Tekanan perancangan 10% lebih dari tekanan operasi

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan (P)} &= 110\% \times 14,69595 \text{ psi} \\ &= 16,1655 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_s = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$= \frac{16,1655 \times 21,635}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125$$

$$= 0,1596 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar = 0,1875 in
(Brownell & Young hal: 88)

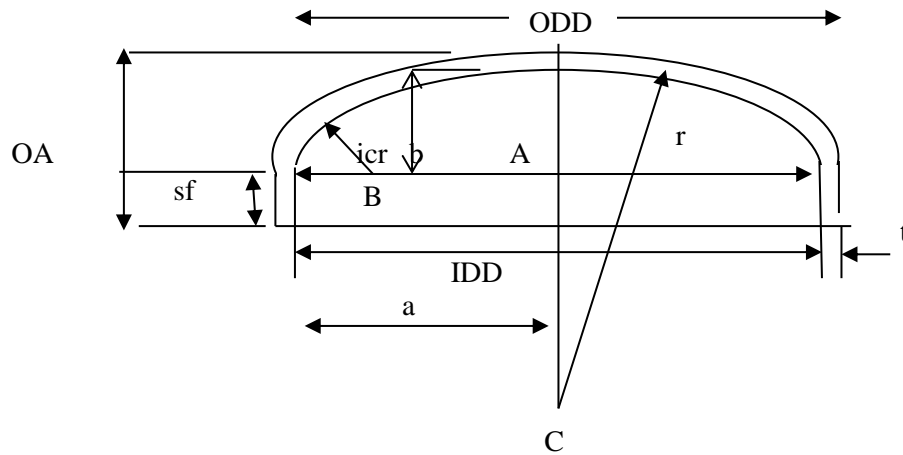
$$\begin{aligned} \text{Outsite diameter (OD)} &= ID + 2 \times t_{\text{shell}} \\ &= 43,2693 + 2 \times 0,1875 \\ &= 43,6443 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 hal. 91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 48 in.

Koreksi ID

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \times t_{\text{shell}} \\ &= 48 - 2 \times 0,1875 \\ &= 47,6250 \text{ in} = 1,2097 \text{ m} \end{aligned}$$

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 |

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 16,1655 \times 23,8125}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 16,17} + 0,125 \\
 &= 0,1587 \text{ in}
 \end{aligned}$$

sehingga digunakan tebal head standar = 0,1875 in
(Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

Dari tabel 5.7, Brownell & Young, OD standar 48 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh data:

- | | | | |
|-----|---|-------|----|
| icr | = | 3,000 | in |
| r | = | 48 | in |

Dari Tabel 5.6, Brownell & Young, untuk tebal head 3/16 in diperoleh straight flange antara 1,5-2

dipilih straight flange, sf = 2 in

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} \\
 &= \frac{47,6250}{2} \\
 &= 23,8125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= 23,8125 - 3,000 \\
 &= 20,8125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 48 - 3,000 \\
 &= 45,000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 48 - 39,8979 \\
 &= 8,1021 \text{ in}
 \end{aligned}$$

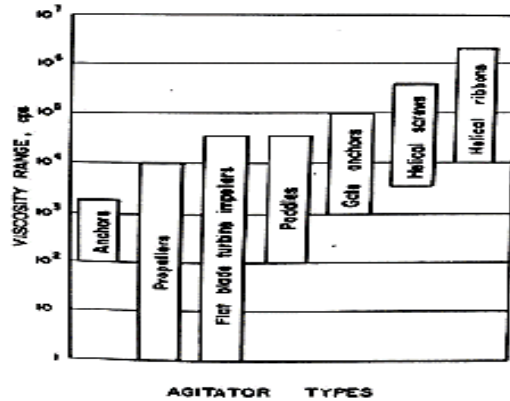
Maka tinggi head adalah:

$$\begin{aligned}
 OA &= \text{thead} + b + sf \\
 &= 0,1875 + 8,1021 + 2 \\
 &= 10,2896 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total} &= H + 2 \times OA \\
 &= 95,2500 + 2 \times 10,2896 \\
 &= 115,829 \text{ in} \\
 &= 2,9421 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Pengaduk

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland F.A., dan F.S., Chapman, 1996, hal 5)



Untuk viskositas = 0,8150 cP maka jenis pengaduknya *Propeller atau Flat Blade Turbines Impellers*. (Rase H. F, Fig. 8.4 Hal. 341). Dipilih *Flat Blade Turbines Impeller* karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik. (Rase H. F, Hal. 344)

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (flat blade turbines impellers) :

- Dt/Di = 3
- Z_L/Di = 2,7 - 3,9
- Zi/Di = 0,75 - 1,3 (Diambil 1)
- Jumlah *baffle* = 4
- w/Di = 0,1

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut :

1. Jumlah blade = 6 buah
2. Jumlah *baffle* = 4 buah
3. Diameter Impeller = 1/3 x Diameter tangki (Dt)
 = 1/3 x 1,2097 m
 = 0,4032 m = 1,3229 ft
4. Tinggi *Impeller* dari dasar (Zi) = Di

$$= 0,4032 \quad \text{m}$$

$$= 1,3229 \quad \text{ft}$$

$$\begin{aligned} 5. \text{ Lebar } \textit{Blade Impeller} \text{ (h)} &= 1/5 \times \text{Di} \\ &= 1/5 \times 0,4032 \quad \text{m} \\ &= 0,0806 \quad \text{m} \\ &= 0,2646 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 6. \text{ Panjang } \textit{Blade Impeller} \text{ (L)} &= 1/4 \times \text{Di} \\ &= 1/4 \times 0,4032 \quad \text{m} \\ &= 0,1008 \quad \text{m} \\ &= 0,3307 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 7. \text{ Lebar } \textit{Baffle} \text{ (W)} &= 0,1 \times \text{Di} \\ &= 0,1 \times 0,4032 \quad \text{m} \\ &= 0,0403 \quad \text{m} = 0,1323 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Menentukan kecepatan pengaduk

Berdasarkan Rase, H. F., (1997) vol.1, hal. 345, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe *Flat Blade Turbin Impeller* dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit. Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$\begin{aligned} N &= \frac{600}{\pi \times \text{Di}} \\ &= \frac{600 \quad \text{ft/menit}}{(22/7) \times 1,3229 \quad \text{ft}} \\ &= 144,3092 \quad \text{rpm} \end{aligned}$$

Dari Walas, hal. 288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan
100 rpm.

$$\begin{aligned} N \text{ standar} &= 100 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ second}} \\ &= 1,6667 \text{ rps} \end{aligned}$$

Menentukan Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan rumus :

$$\begin{aligned} \rho &= \text{Massa jenis} &= 1,023 \text{ kg/liter} &= 63,8651 \text{ lb/ft}^3 \\ N &= \text{Kecepatan pengadukan} &= 1,6667 \text{ rps} \\ Di &= \text{Diameter Impeller} &= 1,3229 \text{ ft} \\ \mu &= \text{Viskositas} &= 0,8150 \text{ cP} &= 0,0005 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{63,8651 \text{ lb/ft}^3 \times 1,6667 \text{ rps} \times 1,750 \text{ ft}^2}{0,0005 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 340149,9602 \end{aligned}$$

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk *six blade turbine* dengan $NRe > 10$, nilai Np (*power number*) yang didapat adalah = 5,5

Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} P &= \text{Daya penggerak (watt)} \\ Np &= \text{Power number} \\ \rho &= \text{Densitas cairan yang diaduk (kg/m}^3\text{)} \\ N &= \text{Kecepatan pengaduk standar (1/s)} \\ Di &= \text{Diameter pengaduk (m)} \end{aligned}$$

Maka,

$$P = 5,5 \times 1023,02 \text{ kg/m}^3 \times 4,6296 \text{ rps}^3 \times 0,011 \text{ m}^5$$

$$= 277,671 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 = 0,2777 \text{ kW}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :

Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

Dengan daya penggerak 0,278 kW, efisiensinya adalah 80%

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$P = \frac{0,2777}{80\%}$$

$$= 0,3471 \text{ kW} = 0,4655 \text{ HP}$$

Digunakan motor pengaduk standar 0,5 HP, diperoleh dari Ludwig, 2001 edisi 3, hal 628

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 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 berpengaduk

Bahan : Carbon steel

Kondisi operasi

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Dimensi

Diameter : 43,26931 in = 1,10 m

Tinggi : 86,53862 in = 2,1981 m

Tebal shell : 0,1875 in = 0,0048 m

Pengaduk

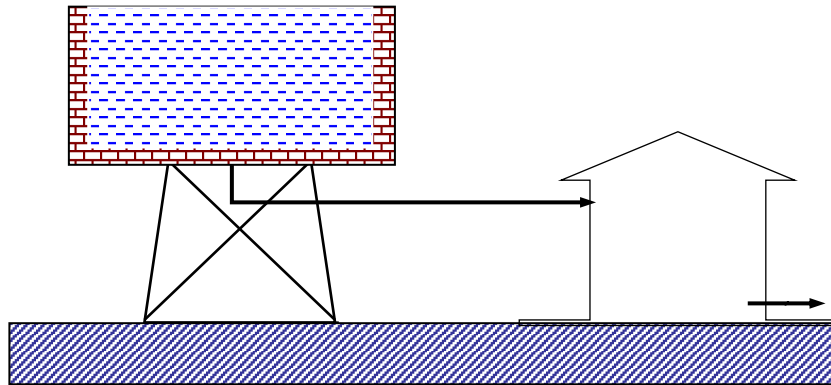
Jenis : *Flat blade turbines impeller*

Tenaga motor : 0,5 HP

BAK AIR KEBUTUHAN KANTOR DAN RUMAH TANGGA (BU-02)

Tugas : Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga

Jenis : Tower Bak persegi panjang

**Data :**

Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan	=	1	atm
Kebutuhan air	=	1688,8355	kg/jam
	=	1,651	m ³ /jam
Densitas	=	1023,0200	kg/m ³
Waktu tinggal	=	6	jam
Blowdown	=	5%	dari umpan masuk
	=	88,8861	kg/jam
Umpan masuk total	=	1777,7216	kg/jam
Kecepatan volumetrik	=	1,7377	m ³ /jam

Langkah Perhitungan :**1. Volume Air**

$$\begin{aligned}
 V_L &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\
 &= 1,7377 \text{ m}^3/\text{jam} \times 6 \text{ jam} \\
 &= 10,4263 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\
 V_B &= 10,426 \text{ m}^3 \times 120\% \\
 &= 12,5116 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$= 12,5116 \text{ m}^3 \times \frac{8}{1} \frac{\text{bbl}}{\text{m}^3}$$

$$= 104,9221 \text{ bbl}$$

3. Ukuran Bak Penampung

Dirancang kedalaman bak, H = 2 m
 Rasio panjang : lebar = 2 : 1
 Maka, P = 2L
 $V = P \times L \times T$
 $V = 2 L \times L \times 2$
 $V = 4 L^2$

Maka :

$$L = \left(\frac{V}{8} \right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{12,5116}{4} \right)^{1/2}$$

$$= 1,7686 \text{ m}$$

$$P = 2 \times L$$

$$= 3,5372 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak air kebutuhan kantor dan rumah tangga dipilih berupa beton bertulang

BAK AIR KEBUTUHAN KANTOR DAN RUMAH TANGGA (BU-02)

Tugas : Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga

Jenis : Tower bak persegi panjang

Kondisi Operasi

Suhu = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Waktu tinggal = 6 jam

Dimensi Bak

Laju alir = 1688,8355 kg/jam

Volume = 10,4263 m³

Panjang = 3,5372 m

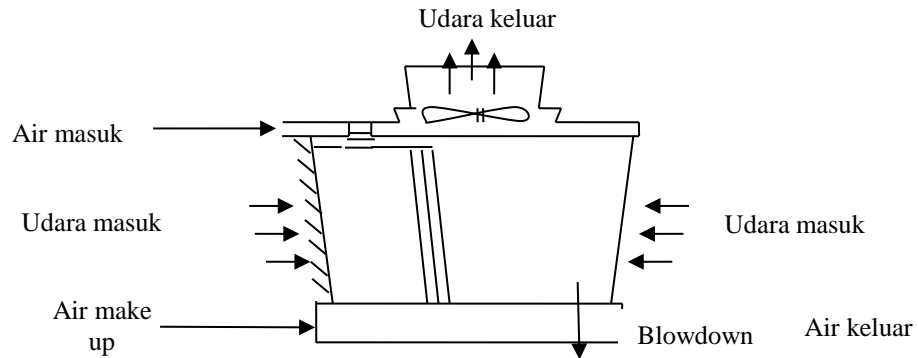
Lebar = 1,7686 m

Tinggi = 2 m

Bahan konstruksi = Beton bertulang

COOLING TOWER (CT-01)

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan pada alat-alat proses untuk disirkulasikan kembali
 Jenis : *Mechanical induced draft crossflow cooling tower*



Data operasi :

Kecepatan air masuk (Wc) = 90253,90 kg/jam
 Suhu air masuk (T2) = 35,42663932 °C = 308,427 K
 Tekanan = 1 atm
 Suhu air keluar (T1) = 30 °C = 303 K
 Suhu rata-rata = 32,71331966 °C = 305,713 K

Kapasitas panas komponen

Tabel 10. Data Kapasitas Panas (Cp) dari setiap komponen (kJ/kmol.K)

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07

$$C_p \text{ (kJ/kmol.K)} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad (T, K)$$

(Yaws, 1999)

Densitas komponen

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n} \quad (\rho = \text{kg/L}; T = K)$$

Komponen	A	B	n	T _c
H ₂ O	0,3471	0,274	0,2857	647,13

(Yaws, 1999)

kapasitas panas air (C_{pa}) = 4,1885 kJ/kg.K

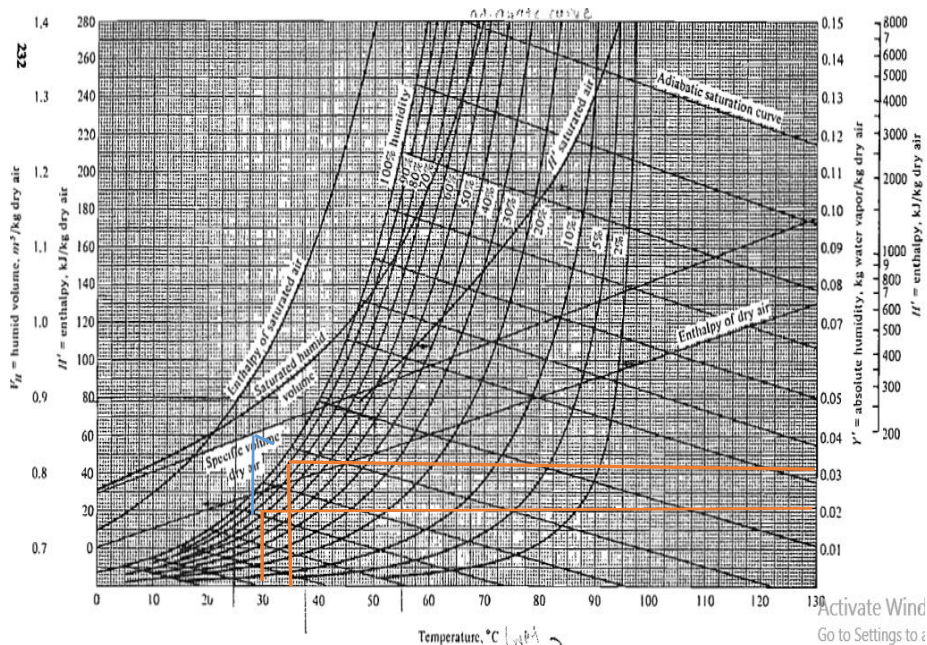
ρ air pada suhu rata-rata = 1020,5251 kg/m³

Data udara lingkungan :

Suhu udara lingkungan, T_{gin}	=	30	$^{\circ}\text{C}$	=	303	K
Kelembaban relatif, RH	=	70%				
Kapasitas panas udara	=	1,0050				kJ/kg.K
Kapasitas panas uap air	=	1,8840				kJ/kg.K
Entalpi penguapan, h_{vap}	=	2502,3				kJ/kg

(Table 7.1,p.234, Treybal,R, E., 1981, "Mass Transfer Operations ",
Ed III, Mc Graw HillNew York)

1. Menentukan kadar uap air dalam udara



Untuk suhu 30°C dan kelembaban relatif 70% diperoleh
 $Y' = 0,02 \text{ kg/kg.udara}$

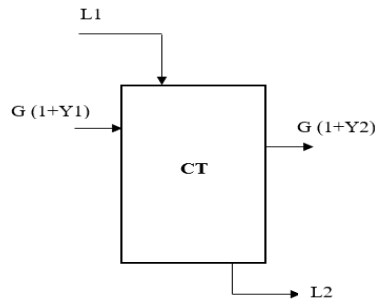
2. Menentukan kebutuhan udara

Diperoleh dengan cara menghitung neraca massa dan neraca panas

Dirancang	:	Suhu keluaran maksimum	=	35	$^{\circ}\text{C}$
			=	308	K
Kelembaban relatif	:			90%	
Rasio uap air/massa udara	:			0,032	kg/kg.udara

(Treyball,1981, P.232)

Neraca Massa



Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi
 pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$(G (1+Y1) + L1) - (G (1+Y2) + L2) = 0$$

$$G (Y1-Y2) + L1 - L2 = 0$$

$$G (Y2-Y1) + L2 = L1$$

Dimana :

G = Kecepatan massa udara basis kering (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)

L1 = Kecepatan massa air masuk menara pendingin (kg/jam)

L2 = Kecepatan massa air keluar menara pendingin (kg/jam)

Diperoleh neraca massa

$$G (0,032 - 0,02) + L2 = L1$$

$$0,012 G + L2 = 90253,90485 \dots\dots(1)$$

Neraca Panas

Kecepatan panas masuk - Kecepatan panas keluar = akumulasi

$$Q_{lin} + Q_{gin} - Q_{lout} - Q_{gout} = 0$$

Dimana :

Q_{lin} = Panas yang dibawa air masuk (kJ/jam)

Q_{lout} = Panas yang dibawa air keluar (kJ/jam)

Q_{gin} = Panas yang dibawa udara masuk (kJ/jam)

Q_{gout} = Panas yang dibawa udara keluar(kJ/jam)

a. Panas yang dibawa oleh air masuk (Q_{lin})

$$Q_{lin} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 90253,9048 \text{ kg/jam} \times 4,1885 \text{ kJ/kg.K} \\ (308,427 - 298) \text{ K}$$

$$= 3941571,16 \text{ kJ/jam}$$

b. Panas yang dibawa oleh air keluar (Qlout)

$$\begin{aligned} Q_{lout} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= L2 \text{ kg/jam} \times 4,1885 \text{ kJ/kg.K} \times \\ &\quad (303 - 298) \text{ K} \\ &= 20,9425 \text{ L2 kJ/jam} \end{aligned}$$

c. Panas yang dibawa oleh udara masuk (Qgin)

$$\begin{aligned} Q_{gin} &= m \times (C_{pud} + C_p \text{ uap} \times Y1) \times \Delta T + (Y1 \times h_{vap}) \\ &= G \times (1,0050 + (1,8840 \times \\ &\quad 0,0200)) \text{ kJ/kg.K} \times (303 - 298) \text{ K} \\ &\quad + (0,0200 \times 2502,3000) \\ &= 55,2594 \text{ G kJ/jam} \end{aligned}$$

d. Panas yang dibawa oleh udara keluar (Qgout)

$$\begin{aligned} Q_{gout} &= m \times (C_{pud} + C_p \text{ uap}) \times \Delta T + (m \times h_{vap}) \\ &= G \times (1,0050 + (1,8840 \\ &\quad \times 0,0320)) \text{ kJ/kg.K} \times (308 - 298) \text{ K} \\ &\quad + (0,0320 \times 2502,3000) \\ &= 90,7265 \text{ G kJ/jam} \end{aligned}$$

$$Q_{lin} + Q_{gin} - Q_{lout} - Q_{gout} = 0$$

$$\begin{aligned} 3941571,16 + 55,2594 \text{ G} - 20,9425 \text{ L2} - 90,7265 \text{ G} &= 0 \\ 35,4671 \text{ G} + 20,9425 \text{ L2} &= 3941571 \dots\dots(2) \end{aligned}$$

Mencari G dan L₁ dengan cara eliminasi dan substitusi pers. (1) dan (2)

$$\begin{aligned} 0,012 \text{ G} + L2 &= 90253,90485 \dots\dots(1) \quad (\times 20,9308) \\ 35,4671 \text{ G} + 20,9425 \text{ L2} &= 3941571,16 \dots\dots(2) \quad \times 1 \end{aligned}$$

$$\begin{array}{rcl} 0,2513 \text{ G} + 20,9425 \text{ L2} & & = 1890144,58 \\ 35,4671 \text{ G} + 20,9425 \text{ L2} & & = 3941571,16 \\ \hline -35,2158 \text{ G} & & = -2051426,58 \\ & \text{G} & = 58253,07 \text{ kg/jam} \\ & \text{L}_2 & = 89554,86805 \text{ kg/jam} \end{array}$$

Penyelesaian persamaan (1) dan (2) diperoleh nilai

$$\begin{aligned} G &= 58253,0666 \text{ kg/jam} \\ L2 &= 89554,8680 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air yang hilang pada cooling tower

1. Air yang hilang akibat penguapan (We)

$$\begin{aligned} W_e &= L1 - L2 \\ W_e &= 90253,9048 - 89554,8680 \\ &= 699,0368 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Air yang hilang karena percikan

$$W_d = 0,02\% \times W_c$$

(Perry. R.H. " Chemical Engineering Handbook". P.12-20)

$$W_d = 0,02\% \times 90253,90485 \text{ kg/jam}$$

$$W_d = 18,0508 \text{ kg/jam}$$

3. Air yang hilang karena blowdown

$$W_b = \frac{W_e - (\text{Cycles} - 1) W_d}{\text{Cycles} - 1}$$

(Perry.R.H."Chemical Engineering Handbook".P.12-20)

Cycles of Concentration (COC) berkisar 1 sampai 5

Diambil COC sebesar = 5

$$W_b = \frac{699,0368 - (5 - 1) \times 18,0508}{5 - 1}$$

$$W_b = 156,7084 \text{ kg/jam}$$

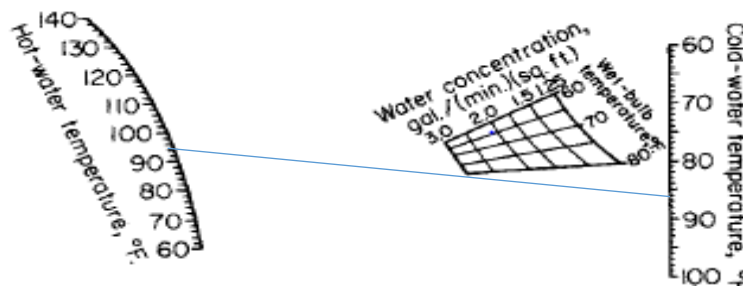
Total air make up cooling tower

$$= 699,0368 + 18,0508 + 156,7084$$

$$= 873,7960 \text{ kg/jam}$$

3. Ukuran Cooling Tower

a Luas penampang yang diperlukan dihitung berdasarkan fluks volume air (Perry. R. H. P.12-20)



$$\begin{aligned} \text{Fluks volume} &= 2,9 \text{ gal/menit.ft}^2 \\ &= 2,9 \text{ gal/menit.ft}^2 \times \frac{0,0038 \text{ m}^3}{1 \text{ gallon}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{0,09 \text{ m}^2} \\ &\quad \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \\ &= 7,1173 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volume air dalam cooling tower} &= \frac{90253,9048 \text{ kg/jam}}{1020,5251 \text{ kg/m}^3} \\ &= 88,4387 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

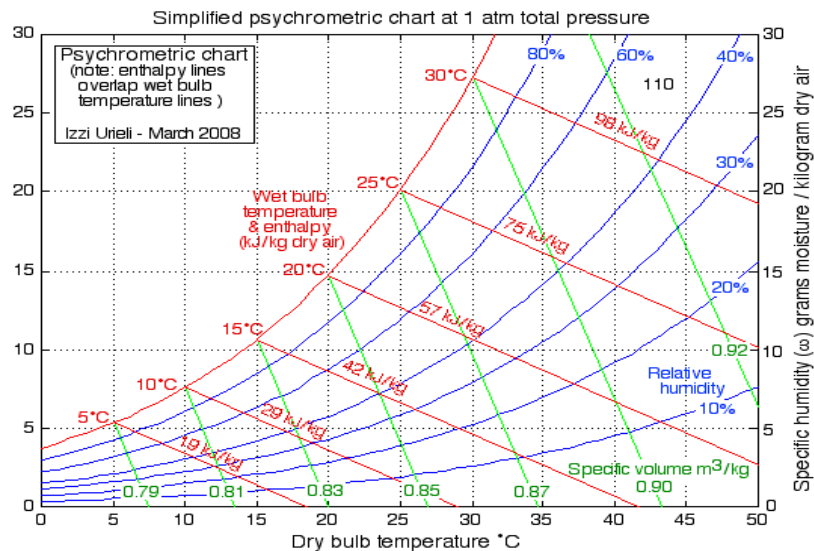
$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{88,4387 \text{ m}^3/\text{jam}}{7,1173 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam}} = 12,4258 \text{ m}^2$$

Dirancang : panjang = lebar

$$L = \left(12,4258 \text{ m}^2 \right)^{1/2}$$

$$= 3,53 \text{ m}$$

$$P = 3,53 \text{ m}$$



Untuk suhu 30°C dan kelembaban relative 70% diperoleh

$$\text{Suhu bola basah} = 26 \text{ }^\circ\text{C} = 78 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Approach} = \text{suhu keluar cooling tower} - \text{suhu bola basah}$$

$$= 86 \text{ }^\circ\text{F} - 78 \text{ }^\circ\text{F} = 8 \text{ }^\circ\text{F}$$

Perry ed 7 hal 12-16, dengan selisih suhu keluar dan suhu wet bulb 8oF diperoleh tinggi cooling tower adalah berkisar dari 10,7 sampai 12,2 m.

travels 7.6 to 9.1 m (25 to 30 ft) is adequate. Where a close approach of 4.4°C (8°F) with a 13.9 to 19.4°C (25 to 35°F) cooling range is required, a tower in which the water travels from 10.7 to 12.2 m (35 to 40 ft) is required. It is usually not economical to design a cooling tower with an approach of less than 2.8°C (5°F), but it can be accomplished satisfactorily with a tower in which the water travels 10.7 to 12.2 m (35 to 40 ft).

Diambil 10,7 m

b. Bahan isian

Bahan isian dipakai plastic raching ring 2 in dengan

K x a (Karakteristik bahan isian) = 351 (kern, hal. 600)

Menghitung *Number of Diffusion Unit* (nd)

$$n_d = \frac{Ka \times V}{L} = \int_{T_2}^{T_1} \frac{dt}{H' - H}$$

Dimana :

H' = enthalpy udara jenuh pada suhu cair (tabel 17,2 kern)

H = enthalpy udara pada suhu air

$$H_2 = H_1 + \frac{L}{G} \times (T_2 - T_1)$$

$$\frac{L}{G} = \frac{90253,9048}{58253,0666} = 1,5493$$

H₁ = enthalpy udara jenuh pada suhu wet bulb (86 F)

TABLE 17.2. ENTHALPIES AND HUMIDITIES OF AIR-WATER MIXTURES AT 14.7 PSIA

Temp, °F	Vapor pressure, psia	Humidity, lb H ₂ O/lb air	Enthalpy, Btu/lb air	v air, ft ³ /lb	v air + H ₂ O, ft ³ /lb
40	0.1217	0.005	15.15	12.59	12.70
45	0.1475	0.0063	17.8	12.72	12.85
50	0.1781	0.0076	20.5	12.84	13.00
55	0.2141	0.0098	23.8	12.97	13.16
60	0.2563	0.0110	26.7	13.10	13.33
65	0.3056	0.0130	30.4	13.23	13.51
70	0.3631	0.0160	34.5	13.35	13.69
75	0.4298	0.0189	39.1	13.48	13.88
80	0.5069	0.0222	44.1	13.60	14.09
85	0.5959	0.0262	50.0	13.73	14.31
90	0.6982	0.0310	56.7	13.86	14.55
95	0.8153	0.0365	64.2	13.99	14.81
100	0.9492	0.0430	72.7	14.11	15.08

T = 85 F H = 50,00 Btu/lb Udara

T = 90 F H = 56,7 Btu/lb Udara

Entalphy udara jenuh pada 86 F, dihitung dengan interpolasi

H₁ = 40,486 BTU/lb udara

H₂ = 64,9 BTU/lb udara

Persamaan diatas dapat diselesaikan secara pendekatan dengan *Log Mean Enthalpy Difference* sebagai berikut

$$\log \text{mean } (H' - H) = \frac{(H'_2 - H_2) - (H'_1 - H_1)}{\ln \left(\frac{H'_2 - H_2}{H'_1 - H_1} \right)}$$

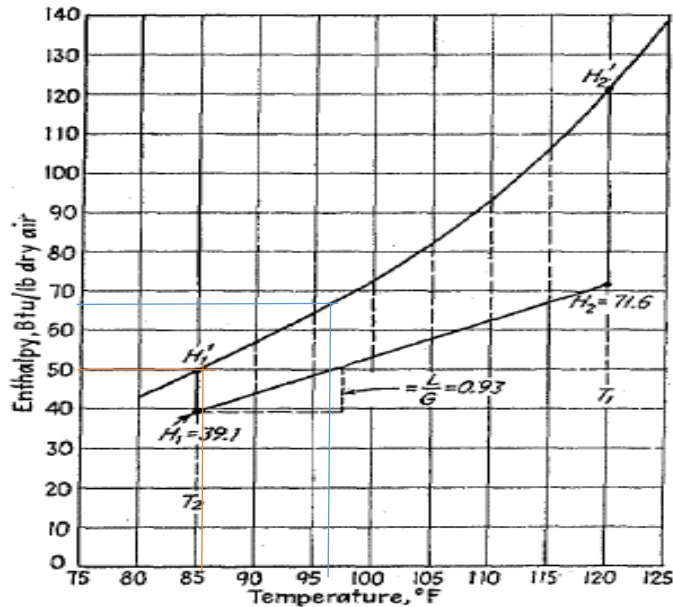


Fig. 17.12. Solution of Example 17.2.

Dari fig 17-12 kern, Hal.603, Didapat :

$$H'_1 = 50 \quad \text{Btu/lb udara kering}$$

$$H'_2 = 68 \quad \text{Btu/lb udara kering}$$

$$\begin{aligned} \text{Log mean } (H' - H) &= \frac{(68 - 64,9159) - (50 - 40,5)}{\ln \left(\frac{68 - 64,9159}{50 - 40,5} \right)} \\ &= 5,7078 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$n_d = \frac{K a \times V}{L} = \int_{T_2}^{T_1} \frac{dt}{H' - H} = 7,3584$$

$$\text{Liquid loading } (L) = 3000 \text{ lb/jam ft}^2 \text{ (kern hal 600)}$$

2 Raschig.....	19.1	500	250	0.47	190	14.3
		1500	250	0.54	301	15.3
		3000	250	0.53	351	18.9

Menghitung tinggi bahan isian

$$\begin{aligned} Z &= \frac{n_d \times L}{K \times a} \\ &= \frac{7,3584 \times 500}{351} = 62,8919 \quad \text{ft} = 19,1694 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Basin

Cooling tower (CT) dilengkapi tanki penampung cooling tower yang berfungsi untuk menampung air pada CT yang akan diumpankan ke cooler. Dibatik bak pengendap yang berbentuk empat persegi sama sisi

$$\text{Waktu tinggal} = 10 \text{ menit} = 0,1667 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam bak} &= \frac{90253,9048 \text{ kg/jam}}{1020,5251 \text{ kg/m}^3} \\ &= 88,4387 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Vol yang harus ditampung} &= 88,4387 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\ &= 14,7398 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Over design} &: 20\% \\ \text{Volume bak} &= 120\% \times 14,7398 \\ &= 17,6877 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi bak :

$$P = L$$

$$T = 0,1 P$$

$$V_{\text{basin}} = P \times L \times T$$

$$17,6877 = P \times P \times 0,1P$$

$$P = 5,6134 \text{ m}$$

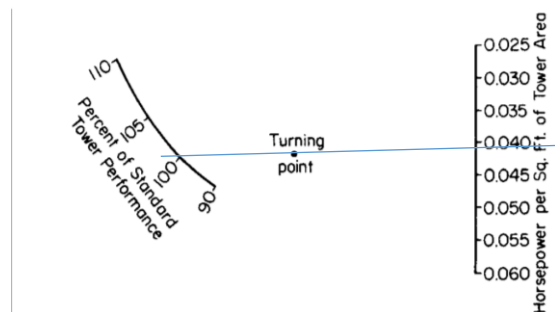
$$L = 5,6134 \text{ m}$$

$$T = 2,8067 \text{ m}$$

5. Daya Penggerak Fan

Daya penggerak yang digunakan berdasarkan fig. 12-15 Perry, R.H. hal 12-17 pada 100% performance.

$$W = 0,041 \text{ Hp/ft}^2$$



$$\begin{aligned} \text{Power} &= 133,7505 \text{ ft}^2 \times 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 5,4838 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih motor standar} = 7,5 \text{ Hp}$$

*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.

KESIMPULAN

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan pada alat-alat proses untuk disirkulasikan kembali

Jenis : *Crossflow induced draft*

1. Kondisi operasi :

Suhu air masuk (T2)	=	35,42663932 °C	=	308,427 K
Tekanan	=	1	atm	
Suhu air keluar (T1)	=	30 °C	=	303 K
Suhu rata-rata	=	32,71331966 °C	=	305,713 K
Kecepatan massa air	=	90253,90485	kg/jam	
Kebutuhan massa udara	=	58253,067	kg/jam	
kebutuhan air make up	=	873,7960	kg/jam	

2. Design alat

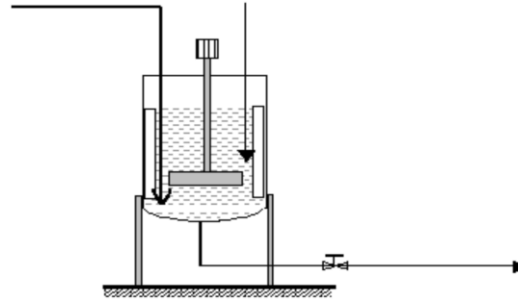
Lebar menara	=	3,53	m
Tinggi menara	=	10,7	m
Panjang menara	=	3,53	m
Daya penggerak fan	=	7,5	hp

3. Ukuran Bak Basin

Panjang	=	5,6134	m
Lebar	=	5,6134	m
Tinggi	=	2,8067	m

TANGKI PENAMPUNG H₂SO₄ (TU-02)

Tugas : Menampung larutan H₂SO₄ untuk regenerasi penukar kation
 Jenis : Tangki silinder vertikal berpengaduk



Data :

Suhu operasi = 30 °C = 303 K
 Tekanan operasi = 1 atm
 Densitas = 1023,0200 kg/m³

Menghitung kebutuhan H₂SO₄

Diperoleh dari Powell,P. T., "Water conditioning for industry", hal 172
 kemampuan H₂SO₄ untuk regenerasi 2 lb/ft³ resin

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang diperlukan} &= 2 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,4536 \frac{\text{kg}}{\text{lb}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0,02831685 \text{ m}^3} \\ &\times 0,2977 \text{ m}^3 \\ &= 9,5371 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Penyimpanan untuk 10 kali regenerasi} &= 10 \times 9,5371 \text{ kg} \\ &= 95,3714 \text{ kg} \end{aligned}$$

Larutan H₂SO₄ dibuat dengan kadar 5%

$$\text{Massa air} = \frac{95\%}{5\%} \times 95,3714 \text{ kg} = 1812,0568 \text{ kg}$$

Volume larutan

$$\text{VI} = \frac{95,3714 \text{ kg} + 1812,0568 \text{ kg}}{1023,0200 \text{ kg/m}^3} = 1,8645 \text{ m}^3$$

Menentukan ukuran alat

Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$V_t = 120\% \times 1,8645 \text{ m}^3$$

$$= 2,2374 \text{ m}^3 = 591,0609 \text{ gal}$$

Ukuran tangki

Dirancang rasio diameter tangki : tinggi tangki = 1 : 1

D = Diameter (m)

H = Tinggi (m)

$$V = \pi \times \frac{D^2}{4} \times D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 2,2374 \text{ m}^3}{\pi}} = 1,4178 \text{ m} = 55,8202 \text{ in}$$

$$H = 1,4178 \text{ m}$$

Menentukan pengaduk

Jenis = Marine propeller dengan 3 blade

Data :

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = 37 \text{ rpm} = 0,6167 \text{ rps}$$

Diketahui data untuk perhitungan viskositas komponen

$$\log(\mu) = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2$$

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,3E-05
H ₂ SO ₄	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,7E-05

(Yaws, 1999)

Mencari densitas tiap komponen

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n} \quad (\rho = \text{kg/L}; T = K)$$

(Yaws, 1999)

Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,2857	925

Data viskositas rerata pada umpan menara

Komponen	xf	μf (cP)	xf.μf
H ₂ O	0,9904	0,8177	0,8099
H ₂ SO ₄	0,0096	19,7219	0,1888
Total			0,9987

Komponen	Li (kg)	ρ _L (kg/L)	Q = m/ρ (L)	mol (kmol)	BM (kg/kmol)
H ₂ O	1812,0568	1,0230	1771,2819	100,6698	18
H ₂ SO ₄	95,3714	1,8270	52,2019	0,9732	98
Total	1907,4282		2041,1269	101,6430	

$$\rho_L = \frac{1907,4282 \text{ kg}}{2041,1269 \text{ L}}$$

$$= 0,9345 \text{ kg/L}$$

$$\text{Viskositas} = 9,99\text{E-}01 \text{ cP} = 9,99\text{E-}04 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Densitas} = 0,9345 \text{ kg/L} = 934,4976 \text{ kg/m}^3$$

Diameter *impeller* :

$$Da = 1/3 \cdot Dt \quad (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243})$$

$$= 18,6067 \text{ in}$$

$$= 0,4726 \text{ m}$$

Lebar *blade*:

$$W = 1/5 \cdot Da \quad (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243})$$

$$= 3,7213 \text{ in}$$

$$= 0,0945 \text{ m}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki :

$$E = 1/3 \cdot Dt \quad (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243})$$

$$= 18,6067 \text{ in}$$

$$= 0,4726 \text{ m}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu} \\ &= \frac{934,4976 \times 0,6167 \times 1,55056}{9,99E-04} \\ &= 8,95E+05 \end{aligned}$$

Menentukan Tenaga Pengadukan

Dihitung dengan persamaan :

$$Po = Np \rho l N^3 Di^5$$

Dengan hubungan :

Di = Diameter pengaduk

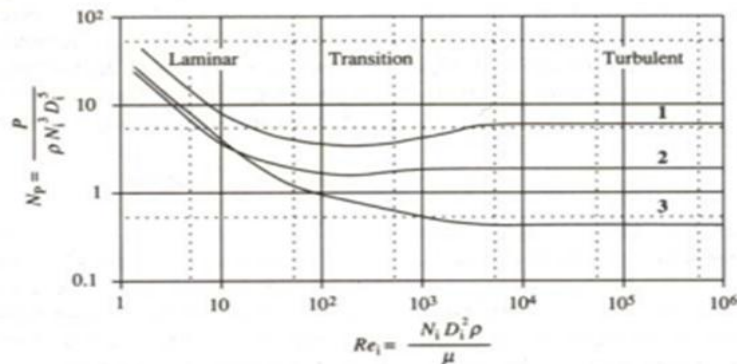
N = kecepatan putar

Np = Bilangan daya

Po = Daya penggerak

ρl = Rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan Daya N_p (*Power Number*) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas, "Cemical Process Equipment", halaman 292.



Dipilih jenis pengaduk *Marine Propeller* dengan jumlah baffle 3 buah dari fig 10.6 diatas dipilih curve 3 sehingga diperoleh $N_p = 0,8$

$$\begin{aligned} Po &= 0,8 \times 58,3388 \times 0,2345 \times 8,9628 \\ &= 98,0944 \text{ ft lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550} \\ &= 0,178 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Diperoleh Effisiensi motor 80% (Table 3.1. Towler and Sinnott,hal.111)

$$\begin{aligned} \text{Tenaga motor untuk pengaduk} &= \frac{P_o}{\text{Effisiensi}} = \frac{0,178}{80\%} \\ &= 0,223 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar

Diperoleh dari Ludwig, E.E.,” *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*”, GulfPublishing, Co. Houston ,Texas, (2001),edisi 3, halaman 1

*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 0,5 hp

TANGKI H₂SO₄ (TU-02)

Tugas : Menampung larutan H₂SO₄ untuk regenerasi penukar kation

Jenis Alat : Tangki silinder tegak berpegaduk

Kondisi Operasi :

Suhu = 30 ° C

Tekanan = 1 atm

Dimensi Tangki :

Volume = 2,237 m³

Diameter = 1,418 m

Tinggi = 1,418 m

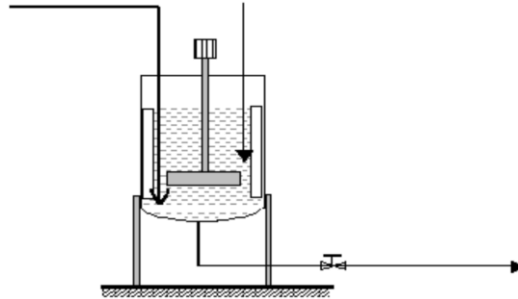
Daya Pengaduk = 0,5 HP

Jumlah = 1 buah

Konstruksi : *Stainless Steel type SA-167 type 306*

TANGKI PENAMPUNG NaOH (TU-03)

Tugas : Menampung larutan NaOH untuk regenerasi penukar anion
 Jenis : Tangki silinder vertikal berpengaduk



Data :

Suhu operasi = 30 °C = 303 K
 Tekanan operasi = 1 atm
 Densitas = 1023,0200 kg/m³

Menghitung kebutuhan NaOH

Diperoleh dari Powell, P. T., "Water conditioning for industry", hal 172
 kemampuan NaOH untuk regenerasi 1,25 lb/ft³ resin

$$\begin{aligned} \text{NaOH yang diperlukan} &= 1,25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,4536 \frac{\text{kg}}{\text{lb}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0,02831685 \text{ m}^3} \\ &= 0,0953 \text{ m}^3 \\ &= 1,9074 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Penyimpanan untuk 10 kali regenerasi} &= 10 \times 1,9074 \text{ kg} \\ &= 19,0743 \text{ kg} \end{aligned}$$

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 5%

$$\text{Massa air} = \frac{95\%}{5\%} \times 19,0743 \text{ kg} = 362,4114 \text{ kg}$$

Volume larutan

$$VI = \frac{19,0743 \text{ kg} + 362,4114 \text{ kg}}{1023,0200 \text{ kg/m}^3} = 0,3729 \text{ m}^3$$

Menentukan ukuran alat

Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$V_t = 120\% \times 0,3729 \text{ m}^3$$

$$= 0,4475 \text{ m}^3 = 118,2122 \text{ gal}$$

Ukuran tangki

Dirancang rasio diameter tangki : tinggi tangki = 1 : 1

D = Diameter (m)

H = Tinggi (m)

$$V = \pi \times \frac{D^2}{4} \times D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 2,2374 \text{ m}^3}{\pi}} = 0,8292 \text{ m} = 32,6439 \text{ in}$$

$$H = 0,8292 \text{ m}$$

Menentukan pengaduk

Jenis = Marine propeller dengan 3 blade

Data :

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = 37 \text{ rpm} = 0,6167 \text{ rps}$$

Diketahui data untuk perhitungan viskositas komponen

$$\log(\mu) = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2$$

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,3E-05
NaOH	-4,1939	2,1E+03	2,8E-03	-6,2E-07

(Yaws, 1999)

Mencari densitas tiap komponen

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n} \quad (\rho = \text{kg/L}; T = \text{K})$$

(Yaws, 1999)

Komponen	A	B	n	T _c
NaOH	0,19975	0,09793	0,25382	2820

Data viskositas rerata pada umpan menara

Komponen	xf	μf (cP)	xf.μf
H ₂ O	0,9904	0,8177	0,8099
NaOH	0,0096	2323,0952	22,2424
Total			23,0523

Komponen	Li (kg)	ρ _L (kg/L)	Q = m/ρ (L)	mol (kmol)	BM (kg/kmol)
H ₂ O	362,4114	1,0230	354,2564	20,1340	18
NaOH	19,0743	1,9093	9,9902	0,1946	98
Total	381,4856		364,2466	20,3286	

$$\rho_L = \frac{381,4856 \text{ kg}}{364,2466 \text{ L}} = 1,0473 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas} &= 2,31\text{E}+01 \text{ cP} = 2,31\text{E}-02 \text{ kg/m.s} \\ \text{Densitas} &= 1,0473 \text{ kg/L} = 1047,3279 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Diameter *impeller* :

$$\begin{aligned} Da &= 1/3. Dt && (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243}) \\ &= 10,8813 \text{ in} \\ &= 0,2764 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar *blade*:

$$\begin{aligned} W &= 1/5. Da && (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243}) \\ &= 2,1763 \text{ in} \\ &= 0,0553 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki :

$$\begin{aligned} E &= 1/3. Dt && (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243}) \\ &= 10,8813 \text{ in} \\ &= 0,2764 \text{ m} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu} \\ &= \frac{1047,3279 \times 0,6167 \times 0,90677}{2,31\text{E}-02} \\ &= 2,54\text{E}+04 \end{aligned}$$

Menentukan Tenaga Pengadukan

Dihitung dengan persamaan :

$$Po = Np \rho l N^3 Di^5$$

Dengan hubungan :

Di = Diameter pengaduk

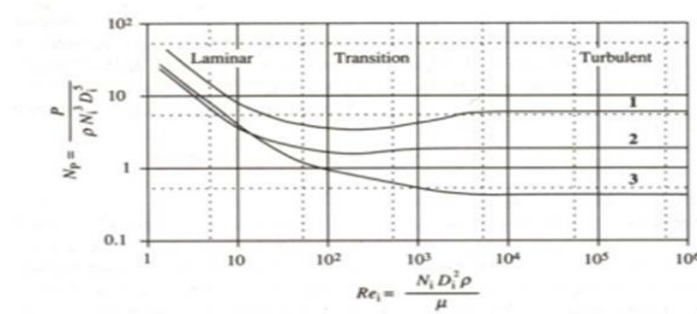
N = kecepatan putar

Np = Bilangan daya

Po = Daya penggerak

ρl = 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 3 sehingga diperoleh $N_p = 0,8$

$$Po = 0,8 \times 65,3826 \times 0,2345 \times 0,6130$$

$$= 7,5197 \text{ ft lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550}$$

$$= 0,014 \text{ Hp}$$

Diperoleh Effisiensi motor 80% (Table 3.1. Towler and Sinnott, hal.111)

$$\begin{aligned} \text{Tenaga motor untuk pengaduk} &= \frac{Po}{\text{Effisiensi}} = \frac{0,014}{80\%} \\ &= 0,017 \text{ Hp} \end{aligned}$$

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: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 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 motor standar yang digunakan adalah motor induksi dengan daya
0,5 hp

KESIMPULAN TANGKI NaOH (TU-03)

Tugas : Menampung larutan NaOH untuk regenerasi penukar anion

Jenis Alat: Tangki silinder tegak berpengaduk

Kondisi Operasi :

Suhu = 30 °C
Tekanan = 1 atm

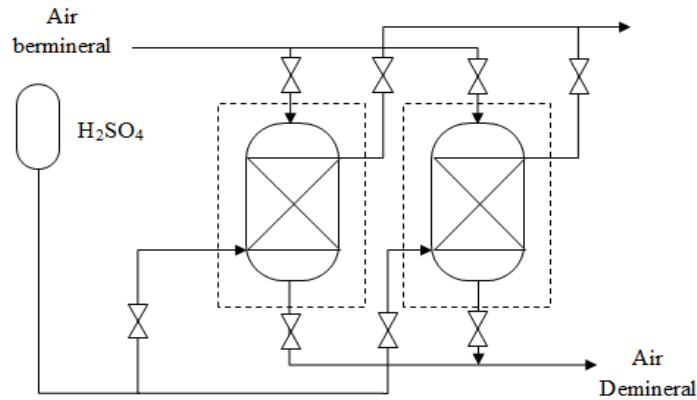
Dimensi Tangki :

Volume = 0,447 m³
Diameter = 0,829 m
Tinggi = 0,829 m
Daya Pengaduk = 0,50 HP
Jumlah = 1 buah

Konstruksi : *Stainless Steel type SA-167 type 306*

KATION EXCHANGER (TU-04)

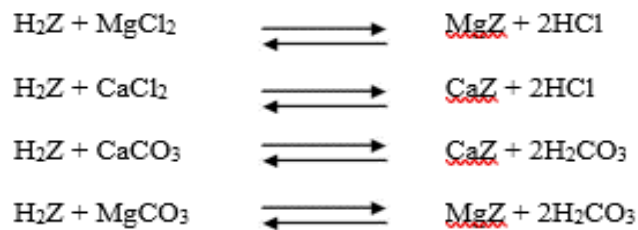
Tugas : Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari bak air
 Jenis : Tangki silinder vertikal



Data
 Kecepatan massa air = 15559,85 kg/jam
 Kecepatan volume air = 15,2097 m³/jam
 Rapat massa = 1023,0200 kg/m³
 Kadar mineral = 50 ppm

Penghilangan mineral yang digunakan adalah Hidrogen Zeolit (H₂Z)

Reaksi yang terjadi :



Kesadahan air = 50 ppm,

Kemampuan H₂Z menghilangkan ion logam :

Kapasitas = 8 kgrain/ft³

efisiensi = 0,95 lb/kgrain

(Powell, Water Conditioning T., for "Industry", hal 172)

Dirancang regenerasi dilakukan tiap 200 jam sekali

Menghitung volume resin

$$\text{Mineral yang harus dihilangkan} = 50 \text{ ppm} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000000 \text{ kg}} \times$$

$$\begin{aligned}
 & 15559,85 \text{ kg/jam} \times 200 \text{ jam} \\
 & = 155,5985 \text{ kg} \\
 \text{Kemampuan resin} & = 8 \text{ kgr/ft}^3 \times 0,95 \text{ lb/kgr} \times \\
 & \quad 0,4536 \text{ kg/lb} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0,0283 \text{ m}^3} \\
 & = 121,7426 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{resin} \\
 \text{Volume resin} & = \frac{155,5985 \text{ kg}}{121,7426 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{resin}} \\
 & = 1,2781 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung ukuran tangki

a. Diameter tangki

Dari table 7 hal 186 (Powell, P.T., 1954), diketahui kecepatan luas penampang bed yang biasa dipakai sekitar 3-10 gpm/ft²

Dirancang : Fluks = 4 gall/ft².menit

$$\begin{aligned}
 \text{Fluks} & = 4 \frac{\text{gallon}}{\text{ft}^2 \cdot \text{menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{0,0929 \text{ m}^2} \times \\
 & \quad \frac{3,785 \text{ m}^3}{1000 \text{ gal}} \\
 & = 9,7783 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

Kecepatan volume air yang diolah :

$$\begin{aligned}
 F_v & = \frac{\text{kecepatan massa air}}{\rho} = \frac{15559,85 \text{ kg/jam}}{1023,0200 \text{ kg/m}^3} \\
 & = 15,2097 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Luas penampang tangki kation :

$$A = \frac{fv}{\text{fluks}} = \frac{15,2097 \text{ m}^3/\text{jam}}{9,7783 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam}} = 1,5555 \text{ m}^2$$

Diameter tangki kation :

$$\begin{aligned}
 A & = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \\
 D & = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1,4077 \text{ m} = 55,4193 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter standar, } D = 60 \text{ in} = 1,524 \text{ m}$$

(Powell, P.T., hal 186)

b. Tinggi tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi resin, } H_{\text{resin}} &= \frac{4 \cdot V_{\text{resin}}}{\pi D^2} = \frac{4 \times 1,2781 \text{ m}^3}{3,14 \times 2,3226 \text{ m}^2} \\ &= 0,7010 \text{ m} = 27,5988 \text{ in} \end{aligned}$$

Dirancang : tinggi resin menempati 80% dari tangki

$$H = \frac{H_{\text{resin}}}{0,8} = \frac{0,7010 \text{ m}}{0,8} = 0,8763 \text{ m} = 34,4985 \text{ in}$$

c. Volume tangki

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} = \frac{3,14 \times 2,3226 \text{ m}^2 \times 0,7010 \text{ m}}{4} \\ &= 1,2781 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* type SA 167 type 316 (Brownell & Young, 1959 hal 342)

Menentukan tebal dinding tangki

Dari Brownell & Young, digunakan bahan *Stainless steel 316*

$$\begin{aligned} C &= \text{Corrosion allowable} = 0,125 \text{ in} \\ f &= \text{Allowable stress} = 18750 \text{ in} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan} = 85\% \\ \text{Faktor keamanan} &= 20\% \\ \text{Tekanan perancangan (P)} &= 110\% \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 16,17 \text{ psi} \end{aligned}$$

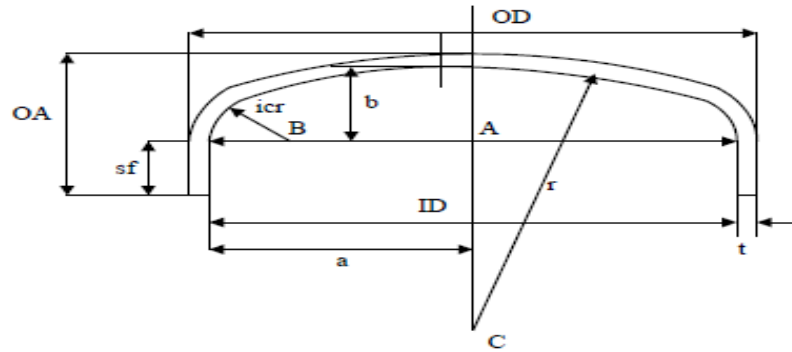
Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young, hal :

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \\ &= \frac{16,17 \times 30}{18750 \times 85\% - 0,6 \times 16,17} + 0,125 \\ &= 0,1555 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal head standar 0,1875 in
(Brownell and Young, Appendix E item 2)

Menentukan Head

Jenis head yang dipakai adalah *tospherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young)



- Dengan, a = jari-jari dalam head
- b = *depth of dish*
- r = jari-jari *dish*
- sf = *straight flange*
- t = tebal head
- OD = diameter luar head
- ID = diameter dalam head

Tebal head, dihitung dengan persamaan :

$$th = \frac{0,885 P_{design} ID}{fE - 0,1P_{design}} + C$$

diperoleh th = 0,1789 in

Dipilih tebal head standar 0,1875 in

(Brownell and Young, Appendix E item 2)

Menentukan Tinggi Head

$$OD = D + 2.th = 60,375 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young hal 90 digunakan OD standar = 66 in dengan r 66 in dengan tebal head 0,1875 in diperoleh icr 4 in

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

$$a = 0,5 D = 30 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 26 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 62 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 9,7150 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal 88, untuk lebar head 3/16 diperoleh

$$sf = (1,5-2) \text{ in}$$

dipilih $sf = 2 \text{ in}$

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

$$= 11,9025 \text{ in}$$

$$= 0,3023 \text{ m}$$

$$T \text{ total} = H + 2. \text{ tinggi head}$$

$$= 1,4809 \text{ m}$$

KATION EXCHANGER (TU-04)

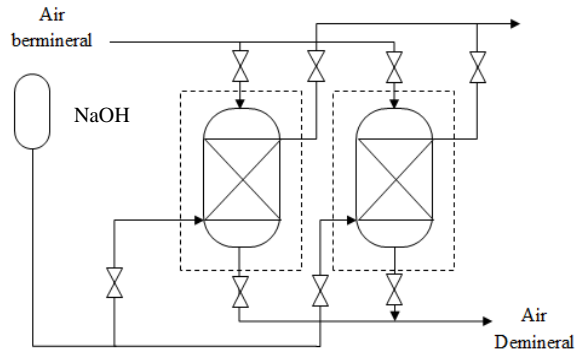
Tugas : Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari bak air
Jenis : Tangki silinder vertikal

Ukuran tangki

Volume tangki = 1,2781 m³
Diameter = 1,524 m
Tinggi = 0,7010 m
Volume resin = 1,2781 m³
Tinggi resin = 0,8763 m
Waktu kerja = 200 jam
Bahan konstruksi = *Stainless Steel type SA-167 type 306*

ANION EXCHANGER (TU-05)

Tugas : Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air
 Jenis : Tangki silinder vertikal

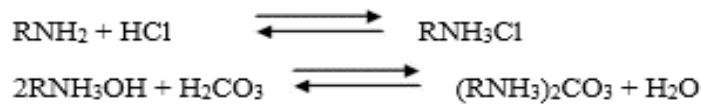


Data

Kecepatan massa air = 15559,85 kg/jam
 Kecepatan volume air = 15,2097 m³/jam
 Rapat massa = 1023,0200 kg/m³
 Kadar mineral = 50 ppm

Penghilangan mineral yang digunakan adalah RNH₂

Reaksi yang terjadi :



Kesadahan air = 50 ppm,

Kemampuan H₂Z menghilangkan ion logam :

Kapasitas = 25 kgrain/ft³

efisiensi = 0,95 lb/kgrain

(Powell, Water Conditioning T., for "Industry", hal 172)

Dirancang regenerasi dilakukan tiap 200 jam sekali

Menghitung volume resin

$$\begin{aligned} \text{Mineral yang harus dihilangkan} &= 50 \text{ ppm} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000000 \text{ kg}} \times \\ & 15559,85 \text{ kg/jam} \times 200 \text{ jam} \\ &= 155,5985 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kemampuan resin} &= 25 \text{ kgr/ft}^3 \times 0,95 \text{ lb/kgr} \times \\ & 0,4536 \text{ kg/lb} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0,0283 \text{ m}^3} \\ &= 380,4455 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{resin} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume resin} &= \frac{155,5985 \text{ kg}}{380,4455 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{resin}} \\ &= 0,4090 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung ukuran tangki

a. Diameter tangki

Dari table 7 hal 186 (Powell, P.T., 1954), diketahui kecepatan luas penampa bed yang biasa dipakai sekitar 3-10 gpm/ft²

Dirancang : Fluks = 4 gall/ft².menit

$$\begin{aligned} \text{Fluks} &= 4 \frac{\text{gallon}}{\text{ft}^2 \cdot \text{menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{0,0929 \text{ m}^2} \times \\ & \frac{3,785 \text{ m}^3}{1000 \text{ gal}} \\ &= 9,7783 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Kecepatan volume air yang diolah :

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{\text{kecepatan massa air}}{\rho} = \frac{15559,85 \text{ kg/jam}}{1023,0200 \text{ kg/m}^3} \\ &= 15,2097 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Luas penampang tangki anion :

$$A = \frac{fv}{\text{fluks}} = \frac{15,2097 \text{ m}^3/\text{jam}}{9,7783 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam}} = 1,5555 \text{ m}^2$$

Diameter tangki anion :

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi \cdot D^2}{4} \\ D &= \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1,4077 \text{ m} = 55,4193 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter standar, D} = 60 \text{ in} = 1,524 \text{ m} \quad (\text{Powell, P.T., hal 186})$$

b. Tinggi tangki

$$\text{Tinggi resin, Hresin} = \frac{4 \cdot V_{\text{resin}}}{\pi D^2} = \frac{4 \times 0,4090 \text{ m}^3}{3,14 \times 2,3226 \text{ m}^2}$$

$$= 0,2243 \text{ m} = 8,8316 \text{ in}$$

Dirancang : tinggi resin menempati 80% dari tangki

$$H = \frac{H_{\text{resin}}}{0,8} = \frac{0,2243 \text{ m}}{0,8} = 0,2804 \text{ m} = 11,0395 \text{ in}$$

c. Volume tangki

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} = \frac{3,14 \times 2,3226 \text{ m}^2 \times 0,2243 \text{ m}}{4}$$

$$= 0,4090 \text{ m}^3$$

Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* type SA 167 type 316 (Brownell & Young, 1959 hal 342)

Menentukan tebal dinding tangki

Dari Brownell & Young, digunakan bahan *Stainless steel 316*

$$C = \text{Corrosion allowable} = 0,125 \text{ in}$$

$$f = \text{Allowable stress} = 18750 \text{ in}$$

$$E = \text{Effisiensi sambungan} = 85\%$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Tekanan perancangan (P)} = 110\% \times 14,7 \text{ psi}$$

$$= 16,17 \text{ psi}$$

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young, hal :

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

$$= \frac{16,17 \times 30}{18750 \times 85\% - 0,6 \times 16,17} + 0,125$$

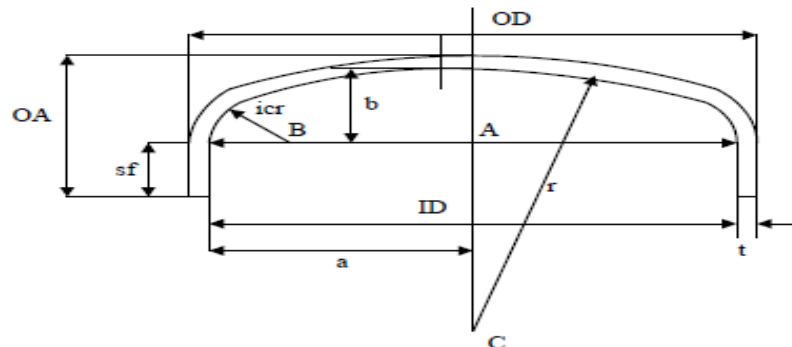
$$= 0,1555 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar 0,1875 in

(Brownell and Young, Appendix E item 2)

Menentukan Head

Jenis head yang dipakai adalah *spherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young)



- Dengan, a = jari-jari dalam head
- b = depth of dish
- r = jari-jari dish
- sf = straight flange
- t = tebal head
- OD = diameter luar head
- ID = diameter dalam head

Tebal head, dihitung dengan persamaan :

$$th = \frac{0,885 P_{design} ID}{fE - 0,1P_{design}} + C$$

diperoleh th = 0,1789 in

Dipilih tebal head standar 0,1875 in

(Brownell and Young, Appendix E item 2)

Menentukan Tinggi Head

$$OD = D + 2.th = 60,375 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young hal 90 digunakan OD standar = 66 in dengan r 66 in dengan tebal head 0,1875 in diperoleh icr 4 in

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

$$a = 0,5 D = 30 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 26 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 62 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 9,7150 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal 88, untuk lebar head 3/16 diperoleh

$$sf = (1,5 - 2) \text{ in}$$

dipilih sf = 2 in

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

$$\begin{aligned} &= 11,9025 \text{ in} \\ &= 0,3023 \text{ m} \\ \text{T total} &= H + 2. \text{ tinggi head} \\ &= 0,8851 \text{ m} \end{aligned}$$

ANION EXCHANGER (TU-05)

Tugas : Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air
Jenis : Tangki silinder vertikal

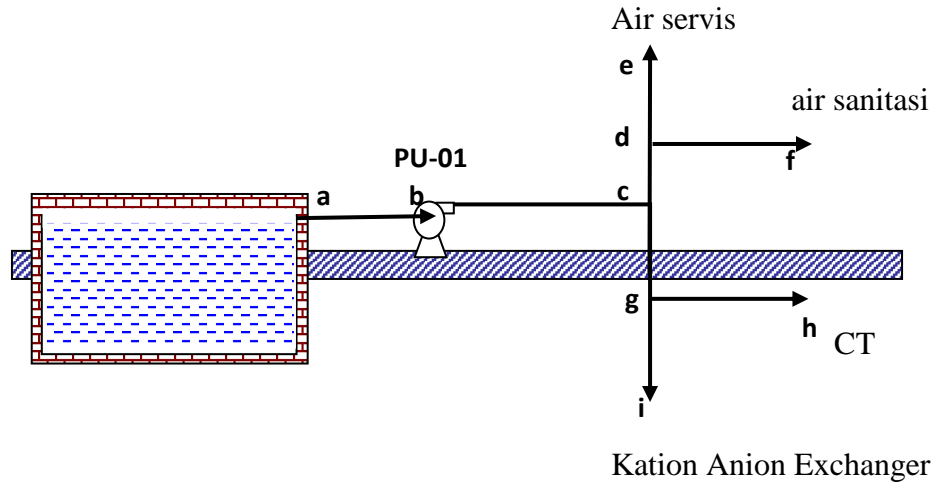
Ukuran tangki

Volume tangki	=	0,4090	m ³
Diameter	=	1,524	m
Tinggi	=	0,8851	m
Volume resin	=	0,4090	m ³
Tinggi resin	=	0,2243	m
Waktu kerja	=	200	jam
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless steel 316</i>	

POMPA UTILITAS-01

Tugas : Memompa air sebanyak 18446,7456 kg/jam dari bak air bersih (BU-01) ke bak rumah tangga (BU-02), air servis, cooling tower (CT-01), dan Kation Anion Exchanger

Jenis : *Centrifugal pump*



Kondisi Operasi :

Suhu operasi = 30 °C = 303 K

Tekanan = 1 atm = 14,7 psia

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol
H ₂ O	18	18446,75	1024,8192	1,0000	1,0000

Titik 1

Titik 1 merupakan permukaan cairan pada bak penyimpanan

Tekanan (P₁) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z₁) = 1 m

Kecepatan linear (v₁) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk tangki klorinas (TU-01)

Tekanan (P₂) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z₂) = 2,942 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa

- 4 Mengitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-(1-\frac{T}{T_c})^n})$$

Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
H ₂ O	18446,7456	1,0000	1023,0200	1023,0200

$$\begin{aligned} \rho &= 1023,0200 \text{ Kg/m}^3 \\ Ql &= \text{Kecepatan volume fluida yang dipompa} \\ &= \frac{\text{Laju alir umpan masuk}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{18446,7456 \text{ kg/jam}}{1023,0200 \text{ kg/m}^3} \\ &= 18,0317 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,30053 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 0,0050 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 636,7820 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1769 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 4763,4599 \text{ gall/jam} \end{aligned}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{i,opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m³/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m³)

rapat massa fluida

Komponen	kg/jam	xi	r (kg/l)	rl (kg/l)	m	m campuran
H ₂ O	18446,75	1	1,0230	1,02301	0,82	0,8177
Total	18446,74562	1		1,02301		0,8177

$$\text{rapat massa fluida} = 1023,013 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 Di &= 0,36 \quad \times \quad 0,0708 \quad \times \quad 2,4620 \\
 &= 0,0632 \quad \text{m} \\
 &= 2,4901 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

b. Pipa standar
dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072			0.079
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141			0.111
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235			0.143
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432			0.194
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718			0.250
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28			0.335
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76			0.393
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95			0.508
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23			0.609
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61			0.760
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5			1.002
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1			1.510
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7			2.000
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6			2.55
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	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

Dipilih 6 in NPS, Sch 40

$$OD = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$ID = 6,065 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{luas alirai} = 29 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$$

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P₁ = Tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z₁ = Elevasi titik 1(m)

z₂ = Elevasi titik 2(m)

v_1 = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: commercial stainless

kekasaran pipa, $e = 2E-04$ ft = $5E-05$ m

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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	0.000007	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. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{lin} &= \frac{Ql}{ap} \\
 &= \frac{0,0050 \frac{m^3}{s}}{0,0186 m^2} \\
 &= 0,2686 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$m = 0,8177 \text{ cP} = 0,00082 \text{ kg/ms}$$

$$Re = \frac{r \times ID \times v}{m}$$

Dimana:

Id = diameter dalam (m)

Re = bilangan reynold

V = kecepatan linier fluida (m/s)

m = viskositas fluida (kg/ms)

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{1023,0 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,1541 \text{ m} \times 0,2686 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,00082 \text{ kg/ms}} \\ &= 51775,16 \end{aligned}$$

d. Kekerasan relative

$$\begin{aligned} \frac{e}{\text{ID}} &= \frac{4,57\text{E-}05}{0,1541} \\ &= 0,000297 \end{aligned}$$

e. Faktor friksi Darcy

$$\begin{aligned} \text{Fdw} &= 0,0056 + \frac{0,5}{\text{Re}^{0,32}} \\ &= 0,0056 + \frac{0,5}{32,2492} \\ &= 0,0211 \end{aligned}$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 30 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	16	16	4,8768
sudden contraction	1	6	6	1,8288
standar elbow	4	16	64	19,5072
check valve	1	40	40	12,192
globe valve	1	160	160	48,768
Total				87,1728

Percepatan grafitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$hf = \frac{f_{dw} \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times ld}$$

$$\begin{aligned} hf &= \frac{0,0211 \times 117,2 \times 0,0722}{2 \times 9,8 \times 0,1541} \\ &= 0,0591 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\gamma = \rho_l \times g$$

$$= 1023,0130 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,527 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{10026 \text{ N/m}^3}$$

$$= 0 \text{ m}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 1,9421 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,00368 \text{ m}$$

head pompa

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

$$h_{man} = 2,005 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J, Pum Handbook, ed III, Mc.Graw Hill(2001), halaman 1.5

Dengan hubungan :

$$h_{man} = \text{head pompa(m)} = 2,0048 \text{ m}$$

$$N = \text{kecepatan putar (rad/s)}$$

$$N_s = \text{kecepatan spesifik}$$

$$Ql = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s} = 0,0050 \text{ m}^3/\text{s}$$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, ed iii, vol 3 hal 624

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
	Rpm			
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-	} any practical hp 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-	

dipilih kecepatan putar = 200 rpm
 faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{Rpm} &= 190 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}} \\ &= 19,887 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$N_s = 0,8353 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 6 m

Panjang ekuivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	6	6	1,8288
standar elbow	0	16	0	0
globe valve	1	160	160	48,768
Total				50,5968

percepatan gravitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f \cdot L \cdot \sum Le \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot D}$$

$$h_f = 0,029 \text{ m}$$

Tekanan uap campuran

$$T = 303 \text{ K}$$

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

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponen	BM	kg/jam	y	kmol/jam	Puap (mmHg)	Puap campuran
H ₂ O	18	18446,75	1,000	1023,9500	31,59	31,5915
Total		18446,75	1	1023,9500		31,5915

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$\text{NPSH} = S + (\text{Pa} + \text{Puap}) \times (2,31/\text{spgr}) - H_f$$

Dimana:

$$\begin{aligned} \text{Puap} &= \text{Tekanan uap campuran} &= 31,5915 \text{ mmHg} \\ & &= 0,0421 \text{ bar} \\ \text{Pa} &= \text{Tekanan operasi} &= 1,01325 \text{ bar} \\ \text{S} &= \text{Suction head} &= 1 \text{ m} \\ \text{Spgr} &= \text{Spec gravity} &= 1,491 \end{aligned}$$

$$\text{NPSH A} = 2,6065 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$\text{NPSH R} = (N/1200)^4 \times Q^{2/3}$$

Dimana

$$\begin{aligned} N &= \text{Kecepatan putaran(rpm)} &= 200 \text{ rpm} \\ Q &= \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} &= 0,3 \text{ m}^3\text{/menit} \end{aligned}$$

$$\text{NPSH R} = 0,1070 \text{ m}$$

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dimana:

$$\begin{aligned} efp &= \text{effiensi pompa} \\ h_{man} &= \text{head pompa} &= 2,0048 \text{ m} \\ Ql &= \text{kapasitas pompa} &= 0,0050 \text{ m}^3\text{/s} &= 18,0317 \text{ m}^3\text{/h} \\ P_o &= \text{daya penggerak poros (watt)} \\ Y &= \text{rapat berat (N/m}^2\text{)} &= 10025,5 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

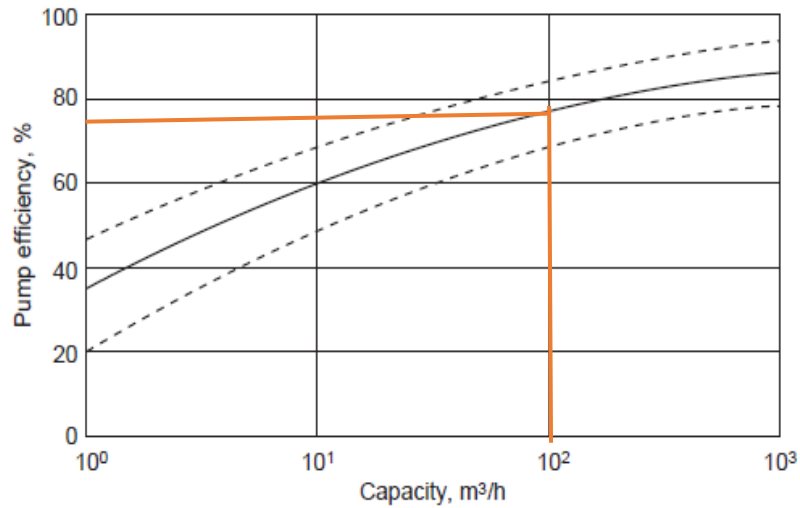


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

$$e_{fp} = 0,78$$

Daya penggerak poros

$$P_o = 129,0706 \text{ watt}$$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 129,071 \text{ wa} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,1731 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D., halaman 521

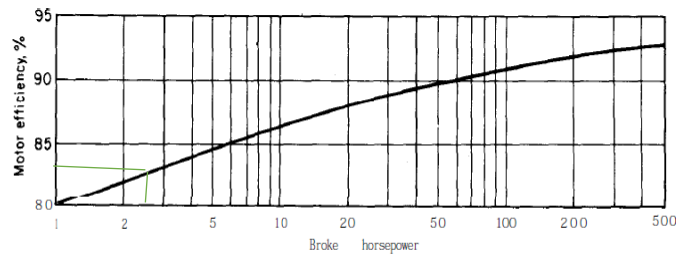


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi} &= 83\% \\ \text{Daya} &= \frac{0,1731 \text{ hp}}{83\%} \end{aligned}$$

$$= 0,2085 \text{ hp}$$

dipilih motor standar 0,5 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

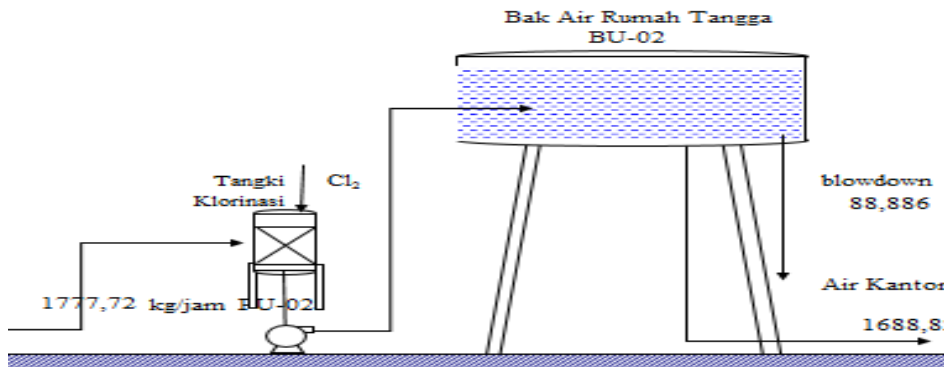
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

POMPA UTILITAS- 02

Tugas : Memompa air sebanyak 1777,7216 kg/jam dari tangki klorin (TU-01) ke bak rumah tangga (BU-02)

Jenis : *Centrifugal pump*



Kondisi Operasi :

Suhu operasi = 30 °C = 303 K
 Tekanan = 1 atm = 14,7 psia

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol
H ₂ O	18	1777,72	98,7623	1,0000	1,0000

Titik 1

Titik 1 merupakan bagian bawah bak air bersih

Tekanan (P₁) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z₁) = 1 m

Kecepatan linear (v₁) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk

Tekanan (P₂) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z₂) = 5 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa

- 4 Mengitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-(1-\frac{T}{T_c})^n})$$

Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	ρ · x
H ₂ O	1777,7216	1,0000	1023,0200	1023,0200

ρ = 1023,0200 Kg/m³

Ql = Kecepatan volume fluida yang dipompa

$$= \frac{\text{Laju alir umpan masuk}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{1777,7216 \text{ kg/jam}}{1023,0200 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,7377 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,02896 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 0,0005 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 61,3670 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0170 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 459,0569 \text{ gall/jam}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m³/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m³)

rapat massa fluida

Komponen	kg/jam	xi	r (kg/l)	rl (kg/l)	m	m campuran
H ₂ O	1777,72	1	1,0230	1,02301	0,82	0,8177
Total	1777,721596	1		1,02301		0,8177

rapat massa fluida = 1023,013 kg/m³

$$\begin{aligned}
 Di &= 0,36 \quad \times \quad 0,0220 \quad \times \quad 2,4620 \\
 &= 0,0196 \quad \text{m} \\
 &= 0,7730 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

b. Pipa standar
dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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		1.510	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	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

Dipilih 2 in NPS, Sch 40

$$OD = 2,38 \text{ in} = 0,0605 \text{ m}$$

$$ID = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{luas alirai} = 3,4 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$$

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P₁ = Tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z₁ = Elevasi titik 1(m)

z₂ = Elevasi titik 2(m)

v_1 = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: commercial stainless

kekasaran pipa, $e = 2E-04$ ft = $5E-05$ m

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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	0.000007	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. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{lin} &= \frac{Ql}{ap} \\
 &= \frac{0,0005 \frac{m^3}{s}}{0,0022 m^2} \\
 &= 0,2233 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$m = 0,8177 \text{ cP} = 0,00082 \text{ kg/ms}$$

$$Re = \frac{r \times ID \times v}{m}$$

Dimana:

Id = diameter dalam (m)

Re = bilangan reynold

V = kecepatan linier fluida (m/s)

m = viskositas fluida (kg/ms)

$$Re = \frac{1023 \frac{kg}{m^3} \times 0,0525 \text{ m} \times 0,2233 \frac{m}{s}}{m}$$

$$= 14669,93 \times 0,00082 \text{ kg/ms}$$

d. Kekerasan relative

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,57E-05}{0,0525}$$

$$= 0,000871$$

e. Faktor friksi Darcy

$$F_{dw} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}}$$

$$= 0,0056 + \frac{0,5}{21,5406}$$

$$= 0,0288$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 7 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	15	15	4,572
sudden contraction	1	2,5	2,5	0,762
standar elbow	2	3	6	1,8288
check valve	1	15	15	4,572
globe valve	1	60	60	18,288
Total				30,0228

Percepatan grafitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f_{dw} \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times Id}$$

$$h_f = \frac{0,0288 \times 37,02 \times 0,0499}{2 \times 9,8 \times 0,0525}$$

$$= 0,0517 \text{ m}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\gamma = r_l \times g$$

$$= 1023,0130 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,527 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{10026 \text{ N/m}^3}$$

$$= 0 \text{ m}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 4 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,00254 \text{ m}$$

head pompa

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

$$h_{man} = 4,054 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J, Pum Handbook, ed III, Mc.Graw Hill (2001), hal 1.5)

Dengan hubungan :

$$h_{man} = \text{head pompa (m)} = 4,0543 \text{ m}$$

$$N = \text{kecepatan putar (rad/s)}$$

$$N_s = \text{kecepatan spesifik}$$

$$Ql = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s)} = 0,0005 \text{ m}^3/\text{s}$$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, ed iii, vol 3 hal 624

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
	Rpm			
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	490	514	3/4-5,000	100-30,000

14	429	514	5-22,500	} any } practical } hp	100-30,000
16	375	450	3-		same as above
18	333	400	50-		
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-		

dipilih kecepatan putar = 600 rpm

faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned}
 \text{Rpm} &= 570 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}} \\
 &= 59,66 \text{ rad/s}
 \end{aligned}$$

$$N_s = 0,4588 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 2 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	2,5	2,5	0,762
standar elbow	0	3	0	0
globe valve	1	60	60	18,288
Total				19,05

$$\text{percepatan gravitasi, } g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f d w x (L + \Sigma Le) x (v)^2}{2 x g x l d}$$

$$h_f = 0,029 \text{ m}$$

Tekanan uap campuran

$$T = 303 \text{ K}$$

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

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponer	BM	kg/jam	y	kmol/jam	Puap (mmHg)	Puap campuran
H ₂ O	18	1777,72	1,000	98,6785	31,59	31,5915
Total		1777,72	1	98,6785		31,5915

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$\text{NPSH} = S + (P_a + P_{uap}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_f$$

Dimana:

$$\begin{aligned} P_{uap} &= \text{Tekanan uap campuran} &= 31,5915 \text{ mmHg} \\ & &= 0,0421 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1,01325 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Spec gravity} = 1$$

$$\text{NPSH A} = 2,6057 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$\text{NPSH R} = (N/1200)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Dimana

$$N = \text{Kecepatan putaran (rpm)} = 600 \text{ rpm}$$

$$Q = \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} = 0,03 \text{ m}^3\text{/menit}$$

$$\text{NPSH R} = 0,0542 \text{ m}$$

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Q_1 \gamma h_{man}}{efp}$$

Dimana:

$$efp = \text{effiensi pompa}$$

$$h_{man} = \text{head pompa} = 4,0543 \text{ m}$$

$$Q_1 = \text{kapasitas pompa} = 0,0005 \text{ m}^3\text{/s} = 1,73772 \text{ m}^3\text{/h}$$

$$P_o = \text{daya penggerak poros (watt)}$$

$$Y = \text{rapat berat (N/m}^2\text{)} = 10025,5 \text{ N/m}^2$$

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

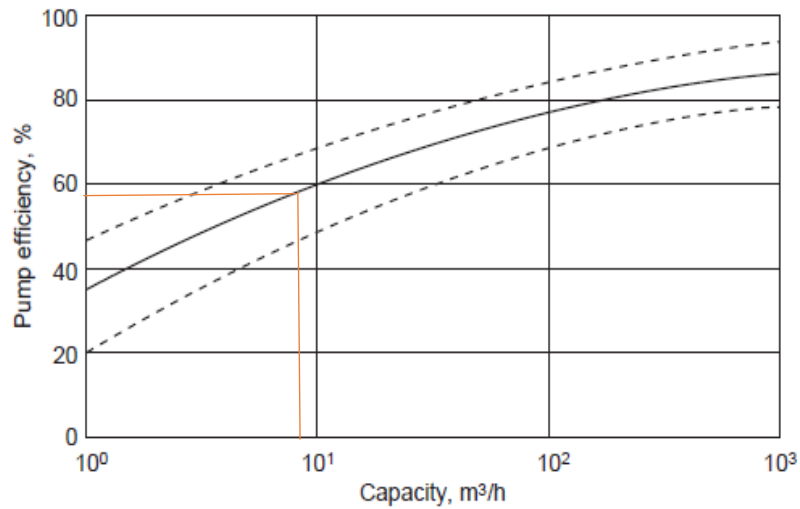


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

$$e_{fp} = 0,58$$

Daya penggerak poros

$$P_o = 33,82727 \text{ watt}$$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 33,8273 \text{ wa} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,0454 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D., halaman 521

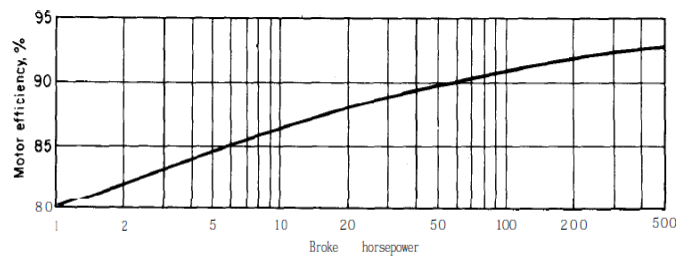


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Effisiensi} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{0,0454}{80\%} \text{ hp} \\ &= 0,0567 \text{ hp} \end{aligned}$$

dipilih motor standar 0,5 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

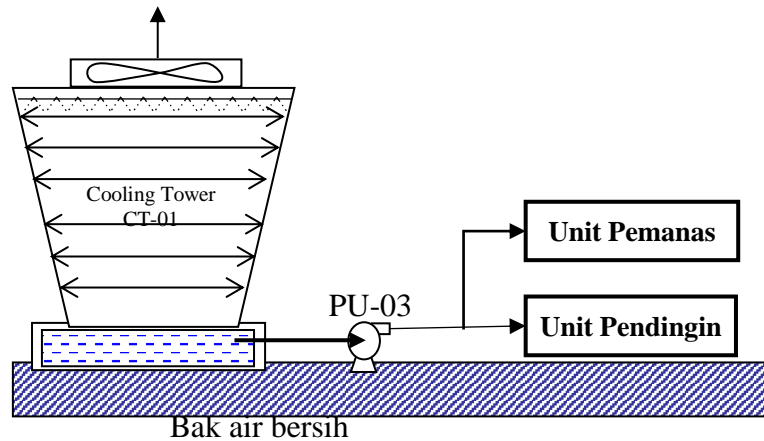
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

POMPA UTILITAS- 03

Tugas : Memompa air sebanyak 90253,9048 kg/jam dari cooling tower ke unit pendingin dan unit pemanas

Jenis : *Centrifugal pump*



Kondisi Operasi

Suhu operasi = 30 °C = 303 K
 Tekanan = 1 atm = 14,7 psia

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol
H ₂ O	18	90253,90	5014,1058	1,0000	1,0000

Titik 1

Titik 1 merupakan bagian bawah dari cooling tower

Tekanan (P_1) = 1 atr = 1,0312 bar

Elevasi (Z_1) = 0,5 m

Kecepatan linear (v_1) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk alat proses

Tekanan (P_2) = 1 atr = 1,0312 bar

Elevasi (Z_2) = 3 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa

- 4 Mengitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-(1-\frac{T}{T_c})^n})$$

Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
H ₂ O	90253,9048	1,0000	1023,0200	1023,0200

$\rho = 1023,0200 \text{ Kg/m}^3$

Ql = Kecepatan volume fluida yang dipompa

$$= \frac{\text{Laju alir umpan masuk}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{90253,9048 \text{ kg/jam}}{1023,0200 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 88,2230 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,47038 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 0,0245 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 3115,5663 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,8654 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 23306,0546 \text{ gall/jam}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m³/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m³)

rapat massa fluida

Komponen	kg/jam	xi	r (kg/l)	rl (kg/l)	m	m campuran
H ₂ O	90253,90	1	1,0230	1,02301	0,82	0,8177
Total	90253,90485	1		1,02301		0,8177

rapat massa fluida = 1023,013 kg/m³

$$\begin{aligned}
 Di &= 0,36 \quad \times \quad 0,1565 \quad \times \quad 2,4620 \\
 &= 0,1399 \quad \text{m} \\
 &= 5,5080 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

b. Pipa standar
dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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
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	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

Dipilih 6 in NPS, Sch 40

$$OD = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$ID = 6,065 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{luas alirai} = 29 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$$

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P₁ = Tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z₁ = Elevasi titik 1(m)

z₂ = Elevasi titik 2(m)

v_1 = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: commercial stainless

kekasaran pipa, $e = 2E-04$ ft = $5E-05$ m

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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	0.000007	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. Kecepatan linier

$$V_{lin} = \frac{Ql}{ap}$$

$$= \frac{0,0245 \frac{m^3}{s}}{0,0186 m^2}$$

$$= 1,3144 \text{ m/s}$$

c. Bilangan reynold

$$m = 0,8177 \text{ cP} = 0,00082 \text{ kg/ms}$$

$$Re = \frac{r \times ID \times v}{m}$$

Dimana:

Id = diameter dalam (m)

Re = bilangan reynold

V = kecepatan linier fluida (m/s)

m = viskositas fluida (kg/ms)

$$Re = \frac{##### \frac{kg}{m^3} \times 0,1541 \text{ m} \times 1,3144 \frac{m}{s}}{m}$$

$$= 253318,9 \quad 0,00082 \text{ kg/ms}$$

d. Kekerasan relative

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,57E-05}{0,1541}$$

$$= 0,000297$$

e. Faktor friksi Darcy

$$F_{dw} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}}$$

$$= 0,0056 + \frac{0,5}{53,6011}$$

$$= 0,0149$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 15 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	16	16	4,8768
sudden contraction	1	6	6	1,8288
standar elbow	1	16	16	4,8768
check valve	1	40	40	12,192
globe valve	1	160	160	48,768
Total				72,5424

Percepatan grafitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f_{dw} \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times Id}$$

$$h_f = \frac{0,0149 \times 87,54 \times 1,7275^2}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$= 0,7477 \text{ m}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\gamma = r_l \times g$$

$$= 1023,0130 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,527 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{10026 \text{ N/m}^3}$$

$$= 0 \text{ m}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 2,5 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,08814 \text{ m}$$

head pompa

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

$$h_{man} = 3,336 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J, Pum Handbook, ed III, Mc.Graw Hill (2001), halaman 1.5

Dengan hubungan :

$$h_{man} = \text{head pompa (m)} = 3,3358 \text{ m}$$

N = kecepatan putar (rad/s)

Ns = kecepatan spesifik

$$Ql = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s)} = 0,0245 \text{ m}^3/\text{s}$$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, ed iii, vol 3 hal 624

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
	Rpm			
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	490	514	3/4-5,000	100-30,000

14	429	514	3-22,500	} any practical hp	100-30,000
16	375	450	3-		20-10,000
18	333	400	50-		same
20	300	360	50-		
22	273	327	50-		as
24	250	300	50-		
26	231	277	75-		above
28	214	257	100-		
30	200	240	125-		
32	188	225	200-		

dipilih kecepatan putar = 188 rpm

faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{Rpm} &= 178,6 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}} \\ &= 18,693 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$N_s = 1,1856 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 4 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	0	20	0	0
globe valve	1	210	210	64,008
Total				67,056

percepatan gravitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f d w x (L + \Sigma Le) x (v)^2}{2 x g x l d}$$

$$h_f = 0,607 \text{ m}$$

Tekanan uap campuran

$$T = 303 \text{ K}$$

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

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponer	BM	kg/jam	y	kmol/jam	Puap (mmHg)	Puap campuran
H ₂ O	18	90253,90	1,000	5009,8530	31,59	31,5915
Total		90253,90	1	5009,8530		31,5915

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$\text{NPSH} = S + (P_a + P_{uap}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_f$$

Dimana:

$$\begin{aligned} P_{uap} &= \text{Tekanan uap campuran} &= 31,5915 \text{ mmHg} \\ & &= 0,0421 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1,01325 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Spec gravity} = 1$$

$$\text{NPSH A} = 2,0282 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$\text{NPSH R} = (N/1200)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Dimana

$$N = \text{Kecepatan putaran(rpm)} = 188 \text{ rpm}$$

$$Q = \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} = 1,47 \text{ m}^3\text{/menit}$$

$$\text{NPSH R} = 0,2935 \text{ m}$$

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Q_1 \gamma h_{man}}{efp}$$

Dimana:

$$efp = \text{effiensi pompa}$$

$$h_{man} = \text{head pompa} = 3,3358 \text{ m}$$

$$Q_1 = \text{kapasitas pompa} = 0,0245 \text{ m}^3\text{/s} = 88,223 \text{ m}^3\text{/h}$$

$$P_o = \text{daya penggerak poros (watt)}$$

$$Y = \text{rapat berat (N/m}^2\text{)} = 10025,5 \text{ N/m}^2$$

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

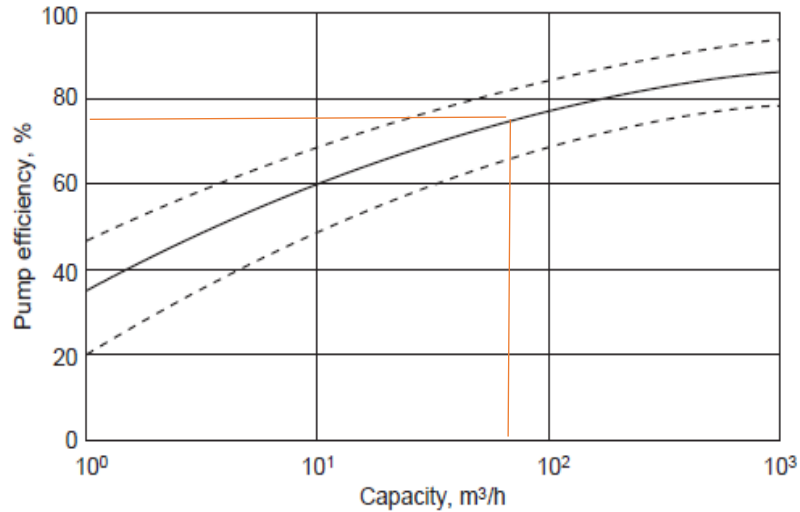


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

$$e_{fp} = 0,78$$

Daya penggerak poros

$$P_o = 1050,747 \text{ watt}$$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 1050,75 \text{ wa} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 1,4091 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D., halaman 521

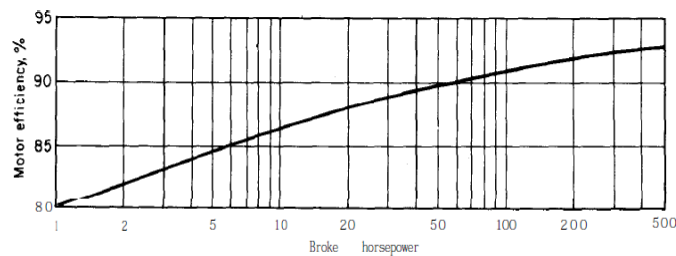


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Effisiensi} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{1,4091}{80\%} \text{ hp} \\ &= 1,7613 \text{ hp} \end{aligned}$$

dipilih motor standar 2 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

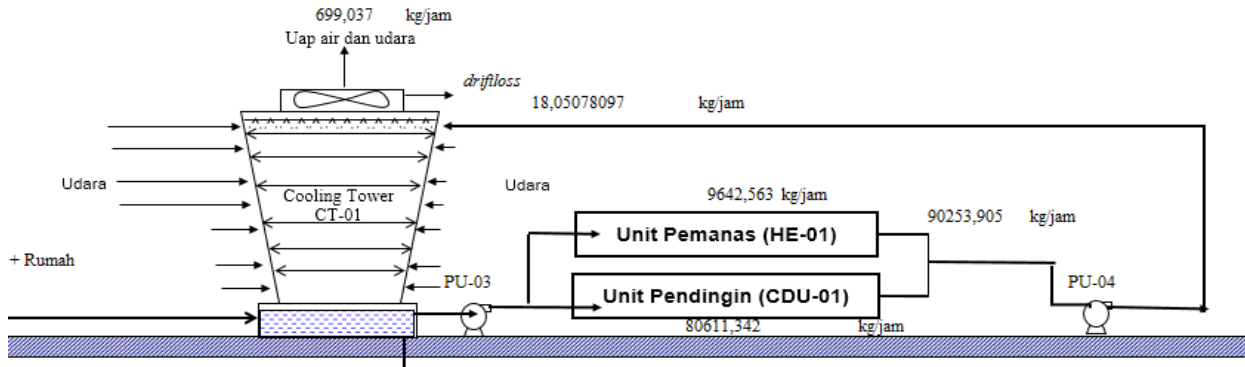
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

POMPA UTILITAS- 04

Tugas : Memompa air sebanyak 90253,9048 kg/jam dari unit pemanas dan pendingin ke cooling tower

ga



Kondisi Operasi

Suhu operasi = 35,43 °C = 308 K

Tekanan = 1 atm = 14,7 psia

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol
H ₂ O	18	90253,90	5014,1058	1,0000	1,0000

Titik 1

Titik 1 merupakan bagian bawah dari cooling tower

Tekanan (P_1) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_1) = 0,5 m

Kecepatan linear (v_1) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk alat proses

Tekanan (P_2) = 1 atm = 1,0312 bar

Elevasi (Z_2) = 11 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa
- 4 Menghitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-1 - \frac{T}{T_c}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
H ₂ O	90253,9048	1,0000	1018,0221	1018,0221

$$\begin{aligned} \rho &= 1018,0221 \text{ Kg/m}^3 \\ Ql &= \text{Kecepatan volume fluida yang dipompa} \\ &= \frac{\text{Laju alir umpan masuk}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{90253,9048 \text{ kg/jam}}{1018,0221 \text{ kg/m}^3} \\ &= 88,6561 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,4776 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 0,0246 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 3130,8619 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,8697 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 23420,4737 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{i,opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

$D_{i,opt}$ = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m³/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m³)

rapat massa fluida

Komponen	kg/jam	xi	r (kg/l)	rl (kg/l)	m	m campuran
H ₂ O	90253,90	1	1,0230	1,02301	0,82	0,8177
Total	90253,90485	1		1,02301		0,8177

$$\text{rapat massa fluida} = 1023,013 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} D_i &= 0,36 \times 0,1569 \times 2,4620 \\ &= 0,1402 \text{ m} \\ &= 5,5215 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Pipa standar

dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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

3/4	0.540	40* 80†	0.364 0.302	0.104 0.072	0.141	0.095 0.079	0.43 0.34
3/8	0.675	40* 80†	0.493 0.423	0.192 0.141	0.177	0.129 0.111	0.57 0.74
3/2	0.840	40* 80†	0.622 0.546	0.304 0.235	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 1.48
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†	1.380 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 3.826	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	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	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

Dipilih 6 in NPS, Sch 40

$$OD = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$ID = 6,065 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{luas aliran} = 29 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$$

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P_1 = Tekanan pada titik 1 (atm)

P_2 = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z_1 = Elevasi titik 1(m)

Z_2 = Elevasi titik 2(m)

v_1 = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: commercial stainless

kekasaran pipa, $e = 2E-04 \text{ ft} = 5E-05 \text{ m}$

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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	0.000007	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	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

b. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{\text{lin}} &= \frac{Q_1}{a_p} \\
 &= \frac{0,0246 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0186 \text{ m}^2} \\
 &= 1,3208 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 m &= 0,8177 \text{ cP} = 0,00082 \text{ kg/ms} \\
 \text{Re} &= \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{m}
 \end{aligned}$$

Dimana:

Id = diameter dalam (m)

Re = bilangan reynold

V = kecepatan linier fluida (m/s)

m = viskositas fluida (kg/ms)

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{1018 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,1541 \text{ m} \times 1,3208 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,00082 \text{ kg/ms}} \\
 &= 254562,6
 \end{aligned}$$

d. Kekerasan relative

$$\begin{aligned}
 \frac{e}{\text{ID}} &= \frac{4,57\text{E}-05}{0,1541} \\
 &= 0,000297
 \end{aligned}$$

e. Faktor friksi Darcy

$$\begin{aligned}
 F_{dw} &= 0,0056 + \frac{0,5}{\text{Re}^{0,32}} \\
 &= 0,0056 + \frac{0,5}{53,6852} \\
 &= 0,0149
 \end{aligned}$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 20 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	16	16	4,8768
sudden contraction	1	6	6	1,8288

standar elbow	1	16	16	4,8768
check valve	1	40	40	12,192
globe valve	1	160	160	48,768
Total				72,5424

Percepatan gravitasi, $g = 9,8 \text{ m/s}^2$

Head karena friksi,

$$hf = \frac{f \cdot dw \cdot (L + \sum Le) \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot d}$$

$$\begin{aligned} hf &= \frac{0,0149 \cdot 92,54 \cdot 1,7445}{2 \cdot 9,8 \cdot 0,1541} \\ &= 0,7974 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \cdot g \\ &= 1023,0130 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 10025,527 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\begin{aligned} \frac{P_2 - P_1}{\gamma} &= \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \cdot 100000}{10026 \text{ N/m}^3} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 10,5 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,08901 \text{ m}$$

head pompa

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

$$h_{man} = 11,386 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0,75}}$$

(Karrasik, I.J., Pump Handbook, ed III, Mc.Graw Hill (2001), halaman 1.5)

Dengan hubungan :

$$h_{man} = \text{head pompa (m)} = 11,3864 \text{ m}$$

$$N = \text{kecepatan putar (rad/s)}$$

Ns = kecepatan spesifik

Ql = kapasitas pompa ($m^3/s = 0,0246 m^3/s$)

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E,ed iii, vol 3 hal 624

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		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	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-	} any 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-	

dipilih kecepatan putar = 188 rpm

faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{Rpm} &= 178,6 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}} \\ &= 18,693 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$N_s = 0,4733 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 5 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
sudden contraction	1	10	10	3,048
standar elbow	0	20	0	0
globe valve	1	210	210	64,008
Total				67,056

$$\text{percepatan gravitasi, } g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f \cdot d_w \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times l \cdot d}$$

$$h_f = 0,621 \text{ m}$$

Tekanan uap campuran

$$T = 308 \text{ K}$$

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

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponen	BM	kg/jam	y	kmol/jam	Puap (mmHg)	Puap campuran
H ₂ O	18	90253,90	1,000	5009,8530	42,89	42,8853
Total		90253,90	1	5009,8530		42,8853

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$\text{NPSH} = S + (P_a + P_{\text{uap}}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_f$$

Dimana:

$$\begin{aligned} P_{\text{uap}} &= \text{Tekanan uap campuran} &= 42,8853 \text{ mmHg} \\ & &= 0,0572 \text{ bar} \\ P_a &= \text{Tekanan operasi} &= 1,01325 \text{ bar} \\ S &= \text{Suction head} &= 1 \text{ m} \\ \text{Spgr} &= \text{Spec gravity} &= 1 \end{aligned}$$

$$\text{NPSH A} = 2,0375 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$\text{NPSH R} = (N/1200)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Dimana

$$\begin{aligned} N &= \text{Kecepatan putaran (rpm)} &= 188 \text{ rpm} \\ Q &= \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} &= 1,48 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\text{NPSH R} = 0,2945 \text{ m}$$

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Q_1 \gamma h_{\text{man}}}{\text{efp}}$$

Dimana:

$$\begin{aligned} \text{efp} &= \text{effisiensi pompa} \\ h_{\text{man}} &= \text{head pompa} &= 11,3864 \text{ m} \\ Q_1 &= \text{kapasitas pompa} &= 0,0246 \text{ m}^3/\text{s} &= 88,6561 \text{ m}^3/\text{h} \\ P_o &= \text{daya penggerak poros (watt)} \\ Y &= \text{rapat berat (N/m}^2) &= 10025,5 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008) halaman 625

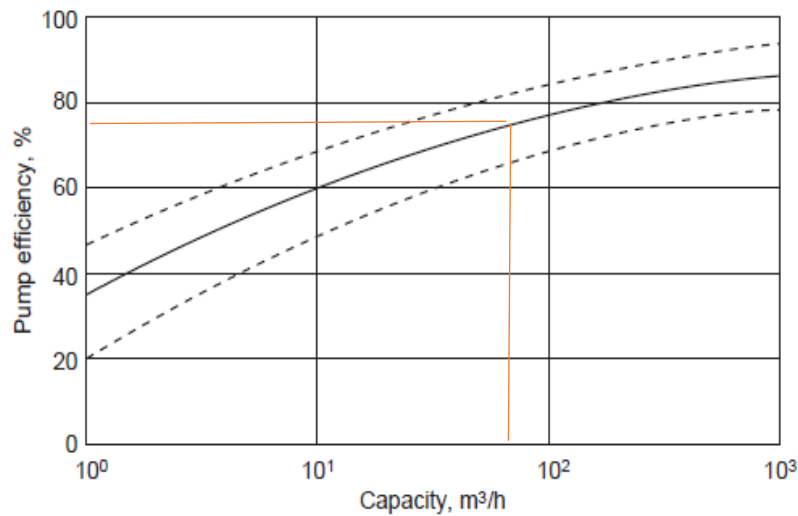


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

$$e_{fp} = 0,78$$

Daya penggerak poros

$$P_o = 3604,177 \text{ watt}$$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 3604,18 \text{ wa} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 4,8332 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D., halaman 521

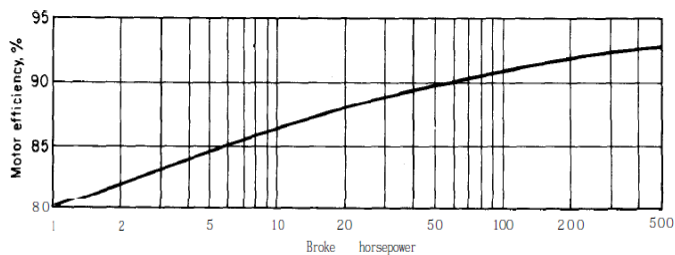


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Effisiensi} = 80\%$$

$$\text{Daya} = \frac{4,8332 \text{ hp}}{80\%}$$

$$= 6,0415 \text{ hp}$$

dipilih motor standar 7,5 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

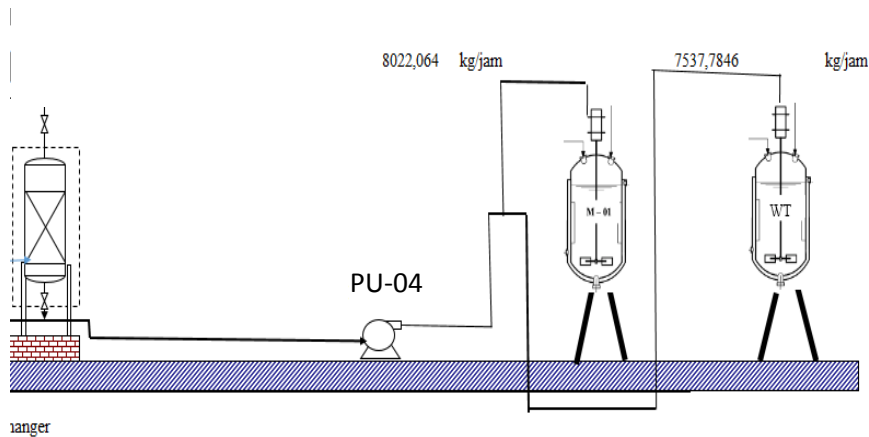
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

POMPA UTILITAS- 05

Tugas : Memompa air sebanyak 15559,8482 kg/jam dari anion dan kation exchanger menuju mixer-02 dan washtank

Jenis : *Centrifugal pump*



Kondisi Operasi :

Suhu operasi = 30 °C = 303 K
 Tekanan = 1 atm = 14,7 psia

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol
H ₂ O	18	15559,85	864,4360	1,0000	1,0000

Titik 1

Titik 1 merupakan bagian bawah dari tangki anion

Tekanan (P₁) = 1 atr = 1,0312 bar

Elevasi (Z₁) = 0,5 m

Kecepatan linear (v₁) = 0 m/s

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk alat proses

Tekanan (P₂) = 1 atr = 1,0312 bar

Elevasi (Z₂) = 4 m

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa

- 4 Mengitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Sucion Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-(1-\frac{T}{T_c})^n})$$

Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	ρ · x
H ₂ O	15559,8482	1,0000	1023,0200	1023,0200

ρ = 1023,0200 Kg/m³

Ql = Kecepatan volume fluida yang dipompa

$$= \frac{\text{Laju alir umpan masuk}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{15559,8482 \text{ kg/jam}}{1023,0200 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 15,2097 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,2535 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 0,0042 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 537,1262 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1492 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 4017,9832 \text{ gall/jam}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{i,opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

Di opt = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m³/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m³)

rapat massa fluida

Komponen	kg/jam	xi	r (kg/l)	rl (kg/l)	m	m campuran
H ₂ O	15559,85	1	1,0230	1,02301	0,82	0,8177
Total	15559,84817	1		1,02301		0,8177

rapat massa fluida = 1023,013 kg/m³

$$\begin{aligned}
 Di &= 0,36 \quad \times \quad 0,0650 \quad \times \quad 2,4620 \\
 &= 0,0581 \quad \text{m} \\
 &= 2,2870 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

b. Pipa standar
dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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
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	6.283	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

Dipilih 3 in NPS, Sch 40

$$OD = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$$

$$ID = 3,068 \text{ in} = 0,0779 \text{ m}$$

$$\text{luas alirai} = 7,4 \text{ in}^2 = 0,0048 \text{ m}^2$$

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P₁ = Tekanan pada titik 1 (atm)

P₂ = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z₁ = Elevasi titik 1(m)

z₂ = Elevasi titik 2(m)

v_1 = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: commercial stainless

kekasaran pipa, $e = 2E-04$ ft = $5E-05$ m

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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	0.000007	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. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 V_{lin} &= \frac{Ql}{ap} \\
 &= \frac{0,0042 \frac{m^3}{s}}{0,0048 m^2} \\
 &= 0,8873 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$m = 0,8177 \text{ cP} = 0,00082 \text{ kg/ms}$$

$$Re = \frac{r \times ID \times v}{m}$$

Dimana:

Id = diameter dalam (m)

Re = bilangan reynold

V = kecepatan linier fluida (m/s)

m = viskositas fluida (kg/ms)

$$Re = \frac{1023,0 \frac{kg}{m^3} \times 0,0779 \text{ m} \times 0,8873 \frac{m}{s}}{m}$$

$$= 86511,34 \times 0,00082 \text{ kg/ms}$$

d. Kekerasan relative

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,57E-05}{0,0779}$$

$$= 0,000587$$

e. Faktor friksi Darcy

$$F_{dw} = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}}$$

$$= 0,0056 + \frac{0,5}{38,0070}$$

$$= 0,0188$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 20 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	8,5	8,5	2,5908
sudden contraction	1	4	4	1,2192
standar elbow	12	8,5	102	31,0896
check valve	1	20	20	6,096
globe valve	1	90	90	27,432
Total				68,4276

Percepatan grafitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi,

$$h_f = \frac{f_{dw} \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times Id}$$

$$h_f = \frac{0,0188 \times 88,43 \times 0,7874}{2 \times 9,8 \times 0,0779}$$

$$= 0,8550 \text{ m}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\gamma = \rho_l \times g$$

$$= 1023,013 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025,53 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{10026 \text{ N/m}^3} = 0 \text{ m}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 3,5 \text{ m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,04017 \text{ m}$$

head pompa

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

$$h_{man} = 4,395 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J, Pum Handbook, ed III, Mc.Graw Hill (2001), halaman 1.5)

$$h_{man} = \text{head pompa (m)} = 4,3952 \text{ m}$$

N = kecepatan putar (rad/s)

Ns = kecepatan spesifik

$$Ql = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s)} = 0,0042 \text{ m}^3/\text{s}$$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, ed iii, vol 3 hal 624

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
	Rpm			
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	490	514	3/4-5,000	100-30,000

14	429	514	3-22,500	} any practical hp	100-30,000
16	375	450	3-		20-10,000
18	333	400	50-		
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-		

dipilih kecepatan putar = 429 rpm

faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{Rpm} &= 407,55 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}} \\ &= 42,657 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$N_s = 0,913 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 2 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	4	4	1,2192
standar elbow	3	8,5	25,5	7,7724
globe valve	1	90	90	27,432
Total				36,4236

percepatan gravitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi

$$h_f = \frac{f_{dw} \times (L + \Sigma Le) \times (v)^2}{2 \times g \times l \times d}$$

hf = 0,372 m

Tekanan uap campuran

T = 303 K

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

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7E+00	2,42E-09	1,81E-06

komponer	BM	kg/jam	y	kmol/jam	Puap (mmHg)	Puap campuran
H ₂ O	18	15559,85	1,000	863,7028	31,59	31,5915
Total		15559,85	1	863,7028		31,5915

a. NPSH yang tersedia (NPSH A)

$$\text{NPSH} = S + (P_a + P_{uap}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_f$$

Dimana:

$$\begin{aligned} P_{uap} &= \text{Tekanan uap campuran} &= 31,5915 \text{ mmHg} \\ & &= 0,0421 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1,01325 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Spec gravity} = 1$$

$$\text{NPSH A} = 2,2636 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan (NPSH R)

$$\text{NPSH R} = (N/1200)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Dimana

$$N = \text{Kecepatan putaran(rpm)} = 429 \text{ rpm}$$

$$Q = \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} = 0,25 \text{ m}^3\text{/menit}$$

$$\text{NPSH R} = 0,1759 \text{ m}$$

karena NPSH A tersedia > NPSH R, maka tidak terjadi kavitasi

6. Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{Q_1 \gamma h_{man}}{efp}$$

Dimana:

$$efp = \text{effiensi pompa}$$

$$h_{man} = \text{head pompa} = 4,3952 \text{ m}$$

$$Q_1 = \text{kapasitas pompa} = 0,0042 \text{ m}^3\text{/s} = 15,2097 \text{ m}^3\text{/h}$$

$$P_o = \text{daya penggerak poros (watt)}$$

$$Y = \text{rapat berat (N/m}^2\text{)} = 10025,5 \text{ N/m}^2$$

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008 halaman 625

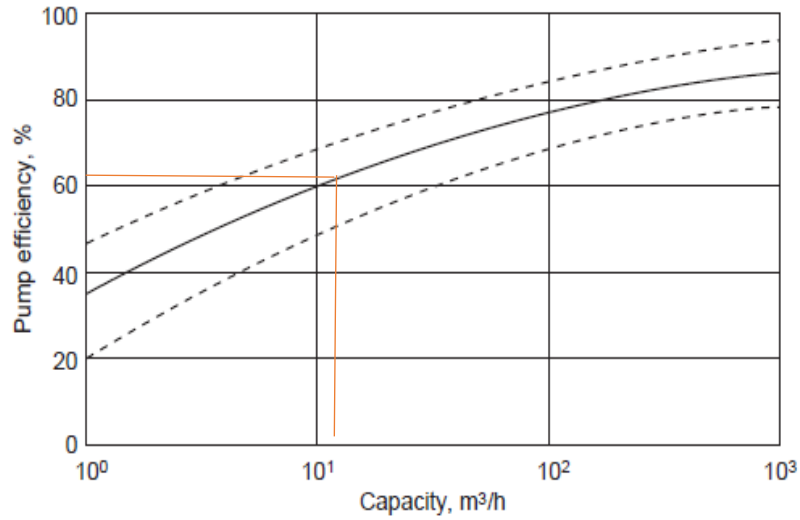


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh:

$$e_{fp} = 0,62$$

Daya penggerak poros

$$P_o = 300,2681 \text{ watt}$$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 300,268 \text{ wa} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 0,4027 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 peters,M.S.,K.D., halaman 521

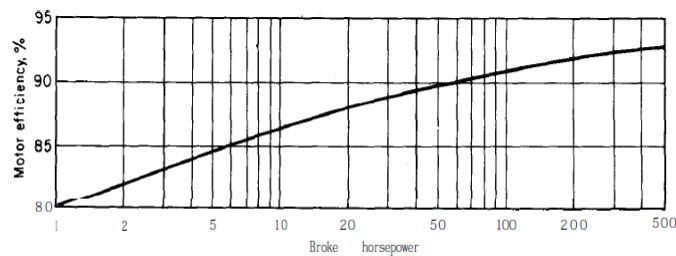


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Effisiensi} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{0,4027}{80\%} \text{ hp} \\ &= 0,5033 \text{ hp} \end{aligned}$$

dipilih motor standar 0,75 hp (Ludwig, E.E., vol III, halaman 628)

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

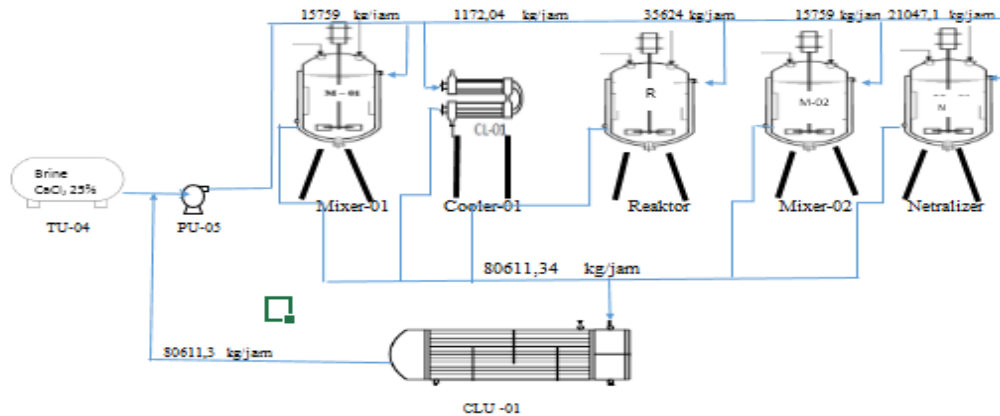
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

POMPA UTILITAS- 06

Tugas : Mengalirkan pendingin brine CaCl₂ 25% dari tangki penampung brine CaCl₂ 25% (TU-04) ke alat-alat pendingin pada proses

Jenis : *Centrifugal pump*



Kondisi Operasi

$$\text{Densitas Brine} = 1260,57 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju Alir Umpal} = 80611,34 \text{ kg/jam}$$

Titik 1

Titik 1 merupakan permukaan cairan pada T-04

$$\text{Tekanan (P}_1) = 1 \text{ atm} = 1,0312 \text{ bar}$$

$$\text{Elevasi (Z}_1) = 1 \text{ m}$$

$$\text{Kecepatan linear (v}_1) = 0 \text{ m/s}$$

Titik 2

Titik 2 merupakan ujung pipa masuk alat proses

$$\text{Tekanan (P}_2) = 1 \text{ atm} = 1,0312 \text{ bar}$$

$$\text{Elevasi (Z}_2) = 3 \text{ m}$$

Langkah perhitungan :

- 1 Menentukan titik pemompaan
- 2 Menghitung kapasitas pompa
- 3 Menghitung ukuran pipa
- 4 Mengitung head pompa
- 5 Menghitung kecepatan spesifik
- 6 Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)
- 7 Menentukan Daya Gerak Pompa
- 8 Menentukan Daya motor standar

1. Kapasitas Pompa

$$\rho = 1260,5740 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 Ql &= \text{Kecepatan volume fluida yang dipompa} \\
 &= \frac{\text{Laju alir umpan masuk}}{\text{Densitas}} \\
 &= \frac{80611,3422 \text{ kg/jam}}{1260,5740 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 63,9481 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,0658 \text{ m}^3/\text{menit} \\
 &= 0,0178 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 2258,3067 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,6273 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 16893,3071 \text{ gall/jam}
 \end{aligned}$$

2 Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

dihitung dengan persamaan

$$D_{i,opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Peters, Timmerhaus dan RE West halaman 501)

Dimana

D_i opt = Diameter pipa optimum (in)

Ql = Kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ = Densitas fluida (kg/m^3)

rapat massa fluida = 1260,57 kg/m^3

$$\begin{aligned}
 D_i &= 0,36 \quad \times \quad 0,1333 \quad \times \quad 2,5297 \\
 &= 0,1224 \text{ m} \\
 &= 4,8185 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Pipa standar

dipilih berdasarkan tabel 11 Kern halaman 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
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.35	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	6.233	6.09	94.7

* Commonly known as standard.
 † Commonly known as extra heavy.
 ‡ Approximately.

Dipilih 6 in NPS, Sch 40

$$OD = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$ID = 6,065 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{luas aliran, } a_p = 28,9 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$$

3. Head pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli:

$$P_1 + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \rho g - W = P_2 + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

P_1 = Tekanan pada titik 1 (atm)

P_2 = Tekanan pada titik 1 (atm)

Z_1 = Elevasi titik 1(m)

z_2 = Elevasi titik 2(m)

v_1 = Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 = Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

a. Bahan konstruksi

Dipilih: stainless steel

$$\text{kekasaran pipa, } e = 7E-06 \text{ ft} = 2E-06 \text{ m}$$

(White,F.M. Fluid Mechanics, halaman 349)

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
	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	0.000007	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. Kecepatan linier

$$V_{lin} = \frac{Ql}{a_p} = \frac{0,0178 \text{ m}^3}{0,0186 \text{ m}^2 \cdot \text{s}} = 0,9527 \text{ m/s}$$

c. Bilangan reynold

$$m = 10,2000 \text{ cP} = 0,01020 \text{ kg/ms}$$

$$Re = \frac{r \times ID \times v}{m}$$

Dimana:

Id = diameter dalam (m)

Re = bilangan reynold

V = kecepatan linier fluida (m/s)

m = viskositas fluida (kg/ms)

$$Re = \frac{1260,6 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,1541 \text{ m} \times 0,9527 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,01020 \text{ kg/ms}}$$

$$= 18138,13899$$

d. Kekerasan relative

$$\frac{e}{ID} = \frac{2,1336\text{E-}06}{0,1541}$$

$$= 1,385\text{E-}05$$

e. Faktor friksi Darcy

$$Fdw = 0,0056 + \frac{0,5}{Re^{0,32}}$$

$$= 0,0056 + \frac{0,5}{23,0542}$$

$$= 0,0273$$

Rencana pemipaan:

Pipa lurus, L = 30 m

Panjang ekivalen (Ludwig, E.E., ed III, vol 1, halaman 87)

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden enlargement	1	16	16	4,8768
sudden contraction	1	6	6	1,8288
standar elbow	12	16	192	58,5216
check valve	1	40	40	12,192
globe valve	1	160	160	48,768
Total				126,187

Percepatan grafitasi, g = 9,8 m/s²

Head karena friksi,

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

$$hf = \frac{0,0273 \times 156,2 \times 0,9077}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$= 1,2812 \text{ m}$$

f. Rapat berat (weight density)

$$\begin{aligned} \gamma &= \text{rl} \quad \times \quad \text{g} \\ &= 1260,5740 \quad \text{kg/m}^3 \quad \times \quad 9,8 \quad \text{m/s}^2 \\ &= 12353,625 \quad \text{N/m}^3 \end{aligned}$$

g. Head pompa

head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,01325 \text{ bar} - 1,01325 \text{ bar}) \times 100000}{12353,6252 \quad \text{N/m}^3}$$

$$= 0 \quad \text{m}$$

head potensial

$$(Z_2 - Z_1) = 2 \quad \text{m}$$

head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0,04631 \quad \text{m}$$

head pompa

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

$$h_{man} = 3,328 \quad \text{m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Karrasik, I.J, Pum Handbook, ed III, Mc.Graw Hill (2001), halaman 1.5)

Dengan hubungan :

$$h_{man} = \text{head pompa(m)} = 3,3275 \quad \text{m}$$

$$N = \text{kecepatan putar (rad/s)}$$

$$N_s = \text{kecepatan spesifik}$$

$$Ql = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{s)} = 0,0178 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

N dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, ed iii, vol 3 hal 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	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-	any
20	300	360	50-	

22	273	327	50-	} practical hp	same as above
24	250	300	50-		
26	231	277	75-		
28	214	257	100-		
30	200	240	125-		
32	188	225	200-		

dipilih kecepatan putar = 188 rpm
 faktor slip = 0,05 (prediksi)

$$Rpm = 178,6 \frac{\text{rotasi}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} \times 6 \frac{\text{rad}}{\text{detik}}$$

$$= 18,69346667 \text{ rad/s}$$

$$Ns = 1,0113 \text{ rad/s}$$

5. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Panjang pipa lurus = 5 m

Panjang ekivalen

	jumlah	Le (ft)	Σ Le (ft)	Σ Le (m)
sudden contraction	1	6	6	1,8288
standar elbow	0	16	0	0
globe valve	1	160	160	48,768
Total				50,5968

$$\text{percepatan gravitasi, } g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Head karena friksi

$$hf = \frac{f \cdot dw \cdot (L + \Sigma Le) \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot d}$$

$$hf = 0,456 \text{ m}$$

6. Daya penggerak poros

$$Po = \frac{Ql \cdot \gamma \cdot hman}{efp}$$

Dimana:

efp = efisiensi pompa

hman = head pompa = 3,3275 m

Ql = kapasitas pompa = 0,0178 m³/s = 63,9481 m³/h

Po = daya penggerak poros (watt)

Y = rapat berat (N/m²) = 12353,6 N/m²

Effisiensi pompa, diperoleh dari fig 10.63 Towler, dan Simnott (2008) halaman 625

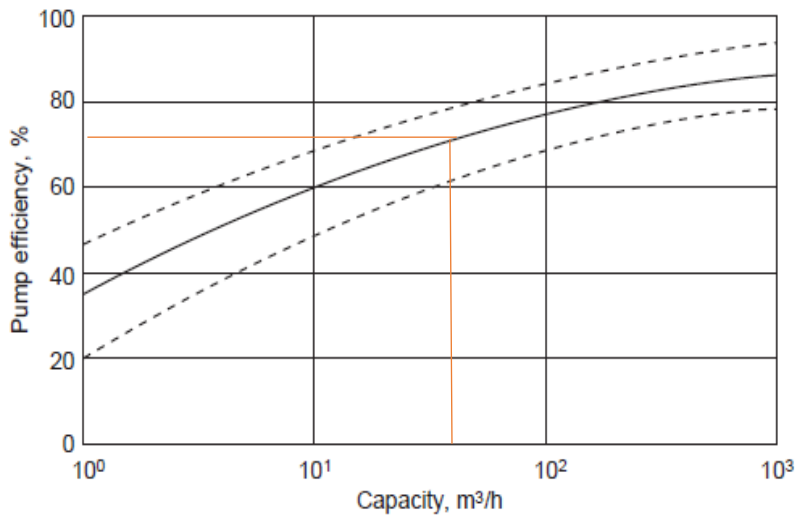


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$e_{fp} = 0,70$$

Daya penggerak poros

$$P_o = 1043,136 \text{ watt}$$

7. Motor standar

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 1043,14 \text{ wa} \times (1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}) \\ &= 1,3988 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., halaman 521

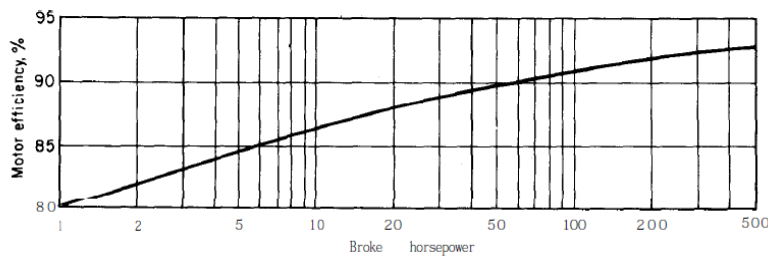


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Effisiensi} = 81\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{1,3988}{0,80} \text{ hp} \\ &= 1,7270 \text{ hp} \end{aligned}$$

dipilih motor standar = 2 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.

KEBUTUHAN LISTRIK

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses dan utilitas :

a. Kebutuhan listrik alat proses :

No	Alat yang memerlukan	Kode	Power (Hp)
1	Reaktor (R-01)	R-01	5
2	Mixer (M-01)	M-01	3
3	Mixer (M-02)	M-02	5
4	Netralizer (N-01)	N-01	5
5	Pompa-01	P-01	7,5
6	Pompa-02	P-02	7,5
7	Pompa-03	P-03	7,5
8	Pompa-04	P-04	0,5
9	Pompa-05	P-05	0,5
10	Pompa-06	P-06	0,5
11	Pompa-07	P-07	0,5
12	Pompa-08	P-08	0,5
13	Pompa-09	P-09	0,5
14	Pompa-10	P-10	0,5
15	Pompa-11	P-11	0,5
16	Pompa-12	P-12	0,5
17	Pompa-13	P-13	0,5
18	Pompa-14	P-14	0,5
19	Pompa-15	P-15	5
Jumlah			51

b. Kebutuhan listrik alat utilitas

No	Alat yang memerlukan	Kode	Power (Hp)
1	Pompa Utilitas-01	PU-01	0,5
2	Pompa Utilitas-02	PU-02	0,5
3	Pompa Utilitas-03	PU-03	2
4	Pompa Utilitas-04	PU-04	7,5
5	Pompa Utilitas-05	PU-05	0,75
6	Pompa Utilitas-06	PU-06	2
7	Motor pengaduk TU-01	TU-01	0,5
8	Motor pengaduk TU-02	TU-02	0,5
9	Motor pengaduk TU-03	TU-03	0,5
10	Fan cooling tower CT-01	CT-01	7,5
11	Udara Tekan (KU-01)	KU-01	7,5
12	Kompresor Refrigeran	C-01	250
Jumlah			279,75

1. Kebutuhan listrik alat proses dan utilitas

$$= \text{Kebutuhan listrik alat proses} + \text{Kebutuhan listrik alat utilitas}$$

$$= (51 + 279,75) \text{ Hp} = 330,75 \text{ Hp}$$

2. Angka keamanan diambil 10% sehingga dibutuhkan listrik

$$= 330,75 \text{ Hp} \times 110\%$$

$$= 363,825 \text{ Hp}$$

3. Kebutuhan listrik untuk instrumen dan kontrol dan utilitas 20% dari kebutuhan listrik alat proses

$$= 363,825 \text{ Hp} \times 20\%$$

$$= 72,765 \text{ Hp}$$

4. Kebutuhan listrik untuk kelompok 1 diperkitakan sebesar 15% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas.

Kelompok 1 terdiri dari :

- | | | |
|--------------------|-----------------|-------------|
| - Pos jaga | - Tempat ibadah | - Perumahan |
| - Gedung keamanan | - Taman | - Kantor |
| - Kantor utama | - Kantin | |
| - Gedung serbaguna | - Klinik | |

Sehingga diperoleh :

$$= 363,825 \text{ Hp} \times 15\%$$

$$= 54,5738 \text{ Hp}$$

5. Kebutuhan listrik untuk Kelompok 2 diperkirakan sebesar 10% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas.

Kelompok 2 terdiri dari :

- | | |
|----------------|---------------------|
| - Gudang | - Area utilitas |
| - Laboratorium | - Ruang kontrol |
| - Bengkel | - Pemadam kebakaran |
| - Area proses | |

Sehingga diperoleh :

$$= 363,8 \text{ Hp} \times 10\%$$

$$= 36,3825 \text{ Hp}$$

6. Kebutuhan listrik untuk Kelompok 3 diperkirakan sebesar 10% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas.

Kelompok 3 terdiri dari :

- | | |
|--------------------|-------------------------|
| - Penerangan jalan | - Lapangan |
| - Area parkir | - Area perluasan pabrik |
| - Area loading | - Penerangan pabrik |

Sehingga diperoleh :

$$= 363,8 \text{ Hp} \times 10\%$$

$$= 36,38 \text{ Hp}$$

Kebutuhan listrik total

$$= 363,825 \text{ Hp} + 72,765 \text{ Hp} + 54,5738 \text{ Hp} + 36,3825 \text{ Hp}$$

$$+ 36,3825 \text{ Hp}$$

$$= 563,929 \text{ Hp}$$

Faktor daya diperkirakan 80% Oleh karena itu disediakan daya :

$$= \frac{563,929 \text{ Hp}}{80\%}$$

$$= 704,9109 \text{ Hp}$$

$$= 525,6520 \text{ kW}$$

$$= 420,5216 \text{ kVA}$$

Energi listrik diperoleh dengan membeli dari PLN dengan standar daya 555 KVA

Untuk mengatasi kemungkinan padamnya listrik dari PLN, maka dirancang generator sebagai pembangkit listrik cadangan

GENERATOR (GE)

Tugas : Membangkitkan listrik sebagai cadangan untuk keperluan proses, utilitas dan umum

Tipe : Generator bahan bakar solar

Spesifikasi : Daya (P) = 555 kVA
= 444 kW

Kebutuhan Bahan Bakar

Densitas Bahan Bakar (Diesel) = 0,832 Kg/l

Nilai Rata-rata untuk generator penggerak motor Diesel = $194 \frac{\text{g/kw}}{\text{hr}}$

Maka :

$$S = k \times P \times t$$

Keterangan : k = Faktor ketetapan konsumsi solar

P = Daya (KVA)

t = Waktu (Jam)

Kebutuhan bahan bakar pada generator :

$$S = 194 \frac{\text{g/kw}}{\text{hr}} \times 444 \text{ kw} \times 24 \text{ jam}$$

$$S = 2067264$$

$$= 2067,264 \text{ kg/hr} \times 0,832 \text{ kg/l}$$

$$= 1719,963648 \text{ l/hr}$$

$$S = 72 \text{ l/jam}$$

TANGKI BAHAN BAKAR (TU-10)

Tugas : Menyimpan bahan bakar generator untuk kebutuhan selama 1 bulan
Jenis : Tangki silinder horizontal

Volume bahan bakar = 71,7 liter

Menentukan ukuran tangki

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (wallas, S.M., "Chemical Process Equipmet Selection and Design ", Rule of Thumb, halaman XVIII, bagian vessel)

Dirancang rasio = 3 : 1

$$\frac{\pi \times D^2}{4} L = V_t$$

$$\frac{\pi \times D^2}{4} 3D = V_t$$

$$D^3 = \frac{4 \times V_t}{3 \pi}$$

$$D = 3,1220 \text{ m}$$

$$L = 3 \times 3,1220 \text{ m} = 9,3661 \text{ m}$$

Sehingga :

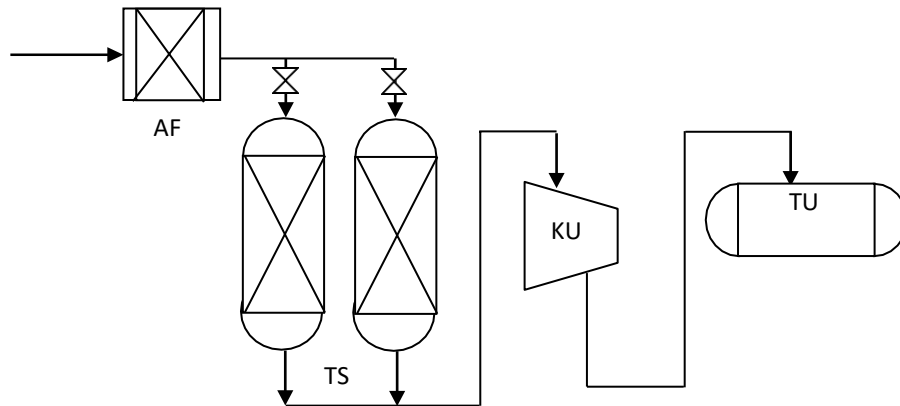
Panjang tangki = 9,3661 m

Diameter tangki = 3,1220 m

UNIT PENYEDIA UDARA TEKAN

Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen pengendali.

Skema pengadaan udara tekan :



Keterangan :

AF : Air Filter

TS : Tangki silika

KU : Kompresor udara

TU : Tangki udara tekan

Uraian proses :

1. Udara yang berasal dari lingkungan dilewatkan penyaring udara (*air filter*) untuk menyaring debu-debu yang terikut.
2. Udara yang telah disaring kemudian dialirkan menuju tangki silika untuk diserap uap airnya
3. Sehingga menjadi udara kering, udara kering di lewatkan kompresor untuk Mengubah tekanannya menjadi 4 atm.
4. Udara kering dengan tekanan 4 atm di simpan dalam tangki udara tekan

Kebutuhan udara tekan adalah :

Jumlah instrumen pengendali = 17 buah

Setiap instrumen membutuhkan = 2 Nm³/jam udara tekan

Tekanan = 4 - 7,0 bar atau 3,95 - 6,91 atm

(Jack Broughton, Process Utility System hal.42)

Satuan Nm³/jam merupakan volume udara pada kondisi normal :

Suhu = 0 °C = 273 Kelvin

Tekanan = 101,325 kPa = 1 atm

Relative Humidity = 0%

Dipilih :

Kebutuhan udara untuk tiap instrum = 2 Nm³/jam

Tekanan = 4 atm

Suhu udara tekan yang digunakan = 30 °C = 86 °F = 303 K

Relative Humidity = 10% (Asumsi)

Menentukan kebutuhan udara tekan untuk tiap instrument

Volume udara tekan yang dibutuhkan dihitung menggunakan persamaan gas ideal

$$P_0 V_0 = \frac{P_1 V_1}{T_1} \quad \text{Dimana : } P_0 : \text{ Tekanan udara pada kondisi normal}$$

$V_0 : \text{ Volume Udara pada kondisi normal}$
 $T_0 : \text{ Suhu udara pada kondisi normal}$
 $P_1 : \text{ Tekanan udara pada kondisi operasi}$
 $V_1 : \text{ Volume Udara pada kondisi operasi}$
 $T_1 : \text{ Suhu udara pada kondisi operasi}$

Tekanan parsial air pada sul 30 °C (Pw)

$$P_w = P_{ws} \times \frac{\text{Relative Humidity (\%)}}{100\%} \quad \text{Dimana : } P_{ws} : \text{ Tekanan uap air (Fungsi T)}$$

Pada suhu 30 °C, $P_{ws} = 0,0020 \text{ atm}$, sehingga

$$P_w = 0,002 \times \frac{10\%}{100\%}$$

$$= 0,0002 \text{ atm}$$

Teknana parsial udara untuk tiap instrumen (P_1)

$$P_1 = P \text{ tekanan operasi udara tekan} - \text{ Tekanan parisal air}$$

$$= (4 - 0,0002) \text{ atm}$$

$$= 3,9998 \text{ atm}$$

Volume udara yang dibutuhkan (V_1) (udara kering)

$$\frac{1,000 \times 2,00}{273,0} = \frac{3,9998 \times V_1}{303,0}$$

$$V_1 = 0,555 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Densitas udara} = 1,16 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Massa udara} = 2,097 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,624 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Kebutuhan total udara} = 18 \times 4,624 \text{ lb/jam}$$

$$= 83,2316 \text{ lb/jam (udara kering)}$$

$$\text{Over design} = 20\% \text{ (Jack Broughton, Process Utility System hal.42)}$$

$$\text{Sehingga kebutuhan udara} = 83,2 \text{ lb/jam} \times 120\%$$

$$= 99,878 \text{ lb/jam (udara kering)}$$

Pada kondisi :

$$\text{Relative Humidity} = 10\%$$

$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Absolute Humidity} = 0,005 \text{ lb uap air/lb udara kering}$$

$$\text{Uap air dalam udara tekan} = 0,499 \text{ lb/jam}$$

Sehingga :

$$\text{Udara tekan total} = \text{Udara kering} + \text{Uap air dalam udara tekan}$$

$$= 99,88 \text{ lb/jam} + 0,499 \text{ lb/jam}$$

$$= 100,38 \text{ lb/jam}$$

$$= 45,530 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume udara tekan} = 45,530 \text{ kg/jam} / 1,16 \text{ kg/m}^3$$

$$= 39,115 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menentukan massa udara umpan unit penyedia udara tekan

Umpan masuk unit penyedia udara tekan merupakan udara sekitar yang diasumsikan memiliki

$$\text{Relative Humidi} = 70\%$$

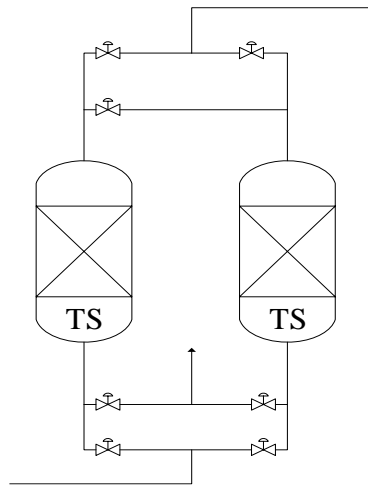
$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

Pada kondisi tersebut diperoleh :

$$\begin{aligned}
\text{Absolute Humidity} &= 0,02 \text{ lb uap air/lb udara kering} \\
\text{Udara kering yang dibutuhkan} &= 99,88 \text{ lb/jam} \times 2 \text{ (Untuk regenerasi silika)} \\
&= 199,76 \text{ lb/jam} \\
&= 90,61 \text{ kg/jam} \\
\text{Uap air dalam udara umpan} &= 3,995 \text{ lb/jam} \\
\text{Jadi massa udara umpan masuk unit} &= 199,76 + 3,995 \text{ lb/jam} \\
\text{penyedia udara tekan} &= 203,75 \text{ lb/jam} \\
&= 92,42 \text{ kg/jam} \\
\text{Volume udara umpan masuk} &= 92,42 \text{ kg/jam} / 1,16 \text{ kg/m}^3 \\
&= 79,40 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 0,022 \text{ m}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

TANGKI SILIKA (TU-06)

Tugas : Menyerap uap air di udara keluaran filter udara
 Jenis : Tangki silinder vertikal dengan pengisi silika



Data :

Suhu udara masuk = 30 °C
 Kelembaban relatif udara masuk = 0,02 kg H₂O/kg udara kering
 Kelembaban relatif yang diinginkan = 0,0050 lb H₂O/lb udara kering
 = 0,0050 kg H₂O/kg udara kering
 Densitas udara pada 30°C = 1,16 kg/m³
 Kecepatan massa udara = 102,69 kg/jam

1. Menentukan massa silika yang diperlukan

a. Massa uap air yang diserap :

$$\begin{aligned}
 m_{\text{H}_2\text{O}} &= \text{kecepatan udara masuk} \times (\text{Kelembaban relatif udara masuk} - \text{Kelembaban udara keluar}) \times \text{Waktu kerja} \\
 &= 102,69 \text{ (kg ud. kering /jam)} \times (0,02 - 0,005) \text{ (kg H}_2\text{O/kg ud. kering)} \\
 &\quad \times 24 \text{ (jam/hari)} \times 7 \text{ (hari/minggu)} \\
 &= 258,78 \text{ (kg H}_2\text{O/minggu)}
 \end{aligned}$$

b. Massa silika yang dibutuhkan

$$\text{Massa silika} = \frac{\text{Massa H}_2\text{O yang diserap}}{\text{Kemampuan silika}}$$

Kemampuan penyerapan silika = 0,35 s.d. 0,5 kg H₂O/kg silika
 (Tabel 16-5, Perry 8th ed, 2008)

Dipilih kemampuan silik = 0,4 kg H₂O/kg silika

Sehingga diperoleh :

$$\text{Massa silika} = \frac{258,779 \text{ (kg H}_2\text{O)}}{0,4 \text{ kg H}_2\text{O/kg silika}} = 646,95 \text{ kg silika}$$

c. Volume Silika

Densitas silik = 800 kg/m³

$$\text{Volume silika} = \frac{\text{Massa silika}}{\text{Densitas silika}} = \frac{646,95 \text{ kg}}{800 \text{ kg/m}^3} = 0,81 \text{ m}^3$$

2. Ukuran tangki

Volume tangki (V_t) = Volume silika

Over design = 20% x Volume silika
= 0,97 m³ = 256,4 gallon

Dirancang rasio = 2 : 1

$$H = D$$

$$\frac{\pi \times D^2}{4} H = V_t$$

$$\frac{\pi \times D^2}{4} D = V_t$$

$$D^3 = \frac{4 \times V_t}{\pi}$$

$$D = 2,010 \text{ m}$$

Sehingga :

Diameter tangki = 2,010 m

Tinggi tangki = 2,010 m

3. Massa udara keluar dari tangki silika (M)

M = Massa udara masuk tangki silika - Massa H₂O yang terserap

= 102,69 kg/jam - 258,78 (kg/minggu x (minggu 7 hari) x (hari/ 24 jam))

= 102,69 kg/jam - 1,540 kg/jam

= 101,15 kg/jam

4. Volume udara keluar dari tangki silika (V)

V = 101,15 kg/jam / 1,16 kg/m³

= 86,90 m³/jam

KOMPRESOR UTILITAS -01

Tugas : Menaikkan tekanan udara sebanyak 89,900 m³/jam dari tekanan 1 atm menjadi 4,0 atm

Jenis : Kompresor sentrifugal

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas kompresor} &= 89,90 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,025 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

$$\rho \text{ udara} = 1,16 \text{ kg/m}^3 \text{ (Engineering toolbox)}$$

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas kompresor (Wb)} &= 90 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,16 \text{ kg/m}^3 \\ &= 104,64 \text{ kg/jam} \\ &= 230,70 \text{ lb/jam} \\ &= 3,845 \text{ lb/menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Ratio kompresi (Rc)} &= \text{Range } 1,05 \text{ s.d. } 7 \text{ (Ludwig vol 3 Page 412)} \\ &= \text{Dipilih : } 2,0\end{aligned}$$

$$\text{Tekanan masuk} = 1,0 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$$

$$\text{Tekanan keluar} = 4,0 \text{ atm} = 4,053 \text{ bar}$$

$$\text{Suhu masuk (T1)} = 30,0 \text{ }^\circ\text{C} = 303,0 \text{ K} = 86,0 \text{ }^\circ\text{F} = 545,7 \text{ R}$$

Data termodinamika :

$$\text{Berat molekul udara} = 28,97 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Cp udara} = 0,0292 \text{ (Engineering toolbox)}$$

$$\text{Cv udara} = 0,0208 \text{ (Engineering toolbox)}$$

$$\text{Pc} = 546,7 \text{ Psia} = 37,7 \text{ bar}$$

$$\text{Tc} = 238,4 \text{ }^\circ\text{R} = 132,4 \text{ Kelvin}$$

$$\begin{aligned}\gamma &= \text{Cp/Cv} \\ &= 1,4056\end{aligned}$$

Menentukan polytropic expansion coefficient (n)

Berdasarkan fig 20.8 hal.1223 Towl diperoleh :

$$\text{Effisiensi polytropic (Ep)} = 65\%$$

$$m = \frac{(\gamma - 1)}{\gamma \text{ Ep}} = \frac{1,4056 - 1}{1,4056 \times 65\%} = 0,44 \quad (\text{Persamaan 20.10 Towler})$$

$$n = \frac{1}{1 - m} = \frac{1}{1 - 0,44} = 1,80 \quad (\text{Persamaan 20.9 Towler})$$

Menentukan suhu keluaran udara dari kompresor

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$\begin{aligned}T_2 &= 303 \left[\frac{4,053}{1,013} \right]^{0,44} \\ &= 560,67 \text{ K} = 287,67 \text{ }^\circ\text{C}\end{aligned}$$

Menentukan faktor kompresibilitas (z)

$$T_r \text{ rata-rata} = \frac{T_1 + T_2}{2 T_c}$$

$$T_r \text{ rata-rata} = \frac{303 + 561}{2 \times 132,4} \\ = 3,26$$

Berdasarkan fig 12-15 Ludwig diperoleh :

$$z = 1,00$$

$$P_r \text{ rata-rata} = \frac{P_1 + P_2}{2 P_c}$$

$$P_r \text{ rata-rata} = \frac{1,013 + 4,053}{2 \times 37,7} \\ = 0,07$$

Menentukan head kompresor (W)

$$W = \frac{z R T_1}{B M} \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

A	B	C
---	---	---

where Z = compressibility factor (1 for an ideal gas)

R = universal gas constant, 8.314 JK⁻¹ mol⁻¹

T₁ = inlet temperature, K

W = work done, J/kg

Dimana :	z	=	1,0	P1	=	1,013	bar	
	R	=	8314	J/k kmol	P2	=	4,053	bar
	BM	=	28,970	kg/kmol	T1	=	303	K
	n	=	1,8					

Diperoleh :

$$A = 86957$$

$$B = 2,25$$

$$C = 1,850$$

Sehingga

$$W = 166579,7 \text{ J/kg} \\ = 166579,7 \text{ J/kg} \times 104,64 \text{ kg/jam} \\ = 17431495,6 \text{ J/jam} \\ = 4842,1 \text{ J/s} \\ = 4842,1 \text{ watt} \\ = 4,8 \text{ kwatt} \\ = 6,493 \text{ Hp}$$

Menentukan power motor

Dianggap efisiensi mot 80%

$$\text{Power motor} = \frac{6,493 \text{ Hp}}{\text{Effisiensi}} = \frac{6,493 \text{ Hp}}{0,800} = 8,117 \text{ Hp}$$

Dipakai power motor standar NEMA 7,5 Hp (Ludwig hal 285)

KESIMPULAN

Tugas : Menaikkan tekanan udara sebanyak 89,90 m³/jam dari tekanan 1 atm menjadi 4,0 atm

Jenis : Kompresor sentrifugal

Kapasitas = 89,90 m³/jam

Data Fluida :

Suhu Masuk = 30,00 °C

Suhu Keluar = 287,67 °C

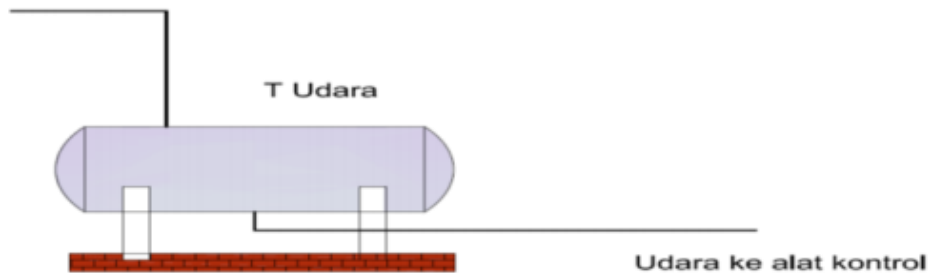
Tekanan Masuk = 1,0 atm

Tekanan Keluar = 4,0 atm

Motor Standar = 7,5 Hp

TANGKI UDARA TEKAN (TU-07)

Tugas : Menampung udara tekan
Jenis : Tangki silinder horisontal



Data :
Suhu = 30,00 °C
Tekanan = 4,0 atm
Kecepatan umpan = 89,90 m³/jam

a. Volume Tangki

Diasumsikan waktu tinggal = 15 menit
Volume tangki (vt) = Kecepatan umpan x waktu tinggal
= 89,90 m³/jam x 1 jam per 60 menit x 15 menit
= 22,5 m³ = 5937,3 gallon

b. Ukuran alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (wallas, S.M., "Chemical Process Equipmet Selection and Design ", Rule of Thumb, halaman XVIII, bagian vessel)

Dirancang rasio = 3 : 1

$$\frac{\pi \times D^2}{4} L = V_t$$

$$\pi \frac{D^2}{4} 3D = V_t$$

$$D^3 = \frac{4 \times V_t}{3 \pi}$$

$$D = 2,121 \text{ m}$$

$$L = 3 \times 2,121 \text{ m} = 6,363 \text{ m}$$

Sehingga :

Panjang tangki = 6,363 m

Diameter tangki = 2,121 m

Tekanan desain adalah 5 - 10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1983).

Tekanan desain diambil 10% sehingga didapat :

$$P_{\text{design}} = 110 \% \times (58,784 \text{ psia})$$

$$= 64,662 \text{ psia}$$

c. Tebal tangki

Dari Brownell & Young, digunakan bahan *Stainless steel* 316

Tebal Tangki :

$$ts = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + C$$

keterangan :

- ts = tebal shell (in)
- P = tekanan desain = 64,6622 psia
- ri = jari-jari dalam = 41,7547 in
- C = *Corrosion Allowable* = 0,1250 in
- f = *Allowable Stress* = 18.750 psi
- E = Effisiensi sambung = 85 %

$$ts = \frac{64,6622 \times 41,7547}{18.750 \times 0,85 - 64,6622} + 0,1250$$

$$= 0,2948 \text{ in}$$

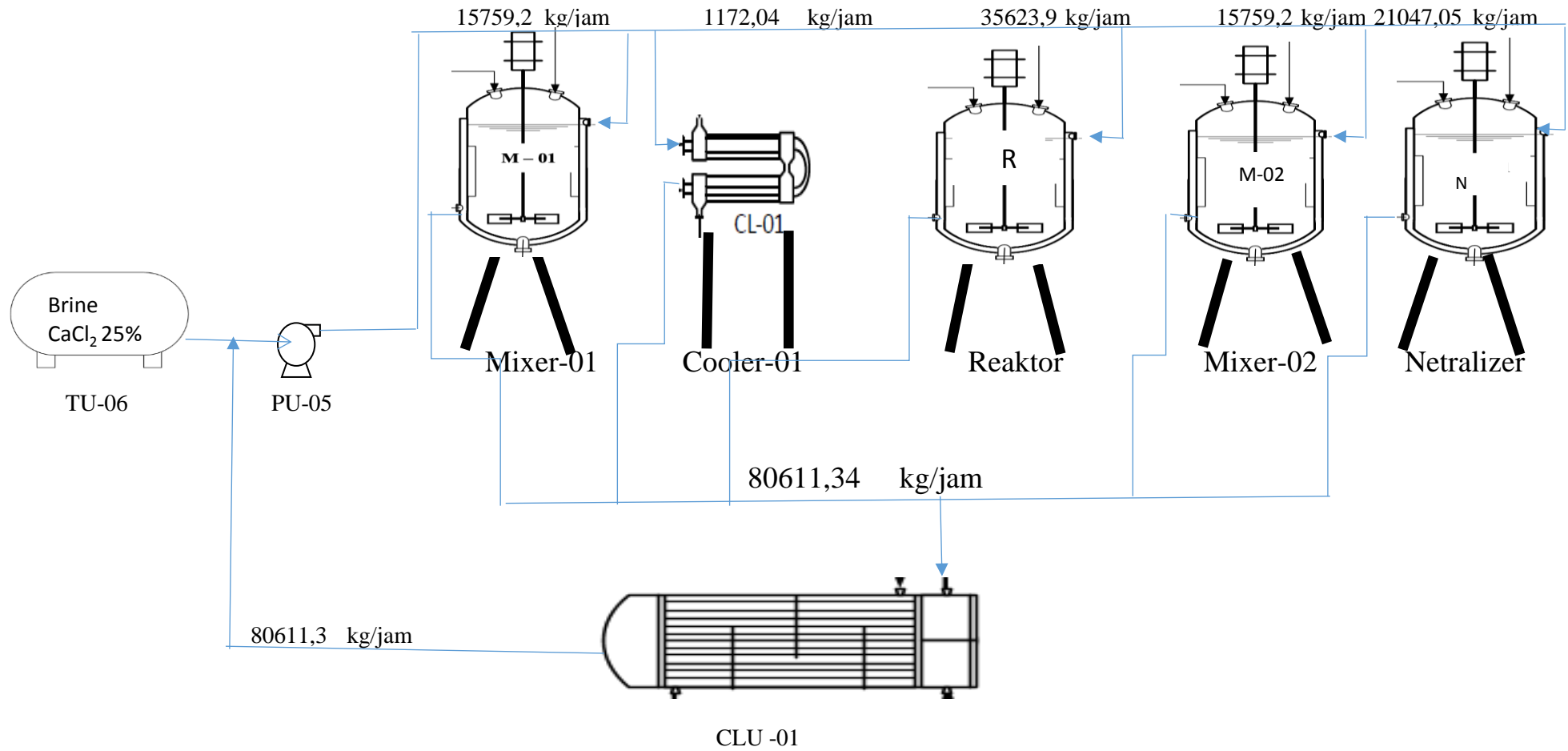
Tebal standar diperoleh dari (Brownell, tabel 5.6 hal.88)

$$= 0,3125 \text{ in}$$

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}-2$	$\frac{3}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}-2\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$
$\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}-4$	$2\frac{5}{8}$
1	$1\frac{1}{2}-4$	3

PEFD BRINE CaCl_2 25%

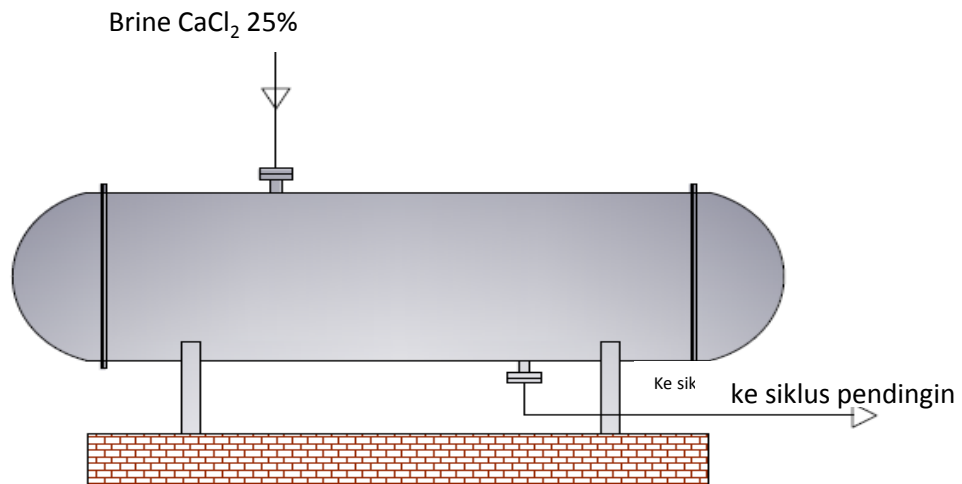


TANGKI BRINE CaCl₂ 25% (TU-09)

Tugas : Menampung pendingin brine CaCl₂

Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal

Sketsa :



Data :

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : -5,00 °C = 268,15 K

Massa jenis : 1260,57 kg/m³

Langkah perhitungan:

1. Volume cairan

2. Volume akumulator

3. Ukuran alat

1. Volume cairan

Dihitung dengan persamaan :

$V1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$

Waktu tinggal diprediksi berdasarkan Harry Silla, Chemical Process Engineering

Design and Economics, (2003), waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit

Dirancang : waktu tinggal = 10 menit

Kapasitas Tangki = $80611 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \times 10 \text{ menit}$

= 13435,22 kg

Kecepatan volume cairan = $\frac{80611 \text{ kg/jam}}{1260,57 \text{ kg/m}^3}$

= 63,948 m³/jam

Volume cairan (V1) = $63,948 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$

= 10,6580 m³

2. Volume tangki

Volume tangki dirancang angka keamanan 20 % maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (Vt)} &= 120\% \times 10,6580 \text{ m}^3 \\ &= 12,7896 \text{ m}^3 \\ &= 451,6618 \text{ ft}^3 \quad 3378,66 \end{aligned}$$

3. Ukuran alat

L/D berkisar antara 2,5 - 6 berdasarkan Harry Silla, Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003)

Dirancang : Rasio = 3

$$L = 3 D$$

$$D = \left(\frac{4 V_t}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

$$V_t = 12,7896 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times 12,7896 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 1,76 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= 3 \times 1,76 \text{ m} \\ &= 5,27 \text{ m} \end{aligned}$$

Holding Time (waktu pengosongan) = 2 - 5 menit (Frank L Evans hal 164)

Diambil holding time = 5 menit

4. Perhitungan pelengkap

Dipilih Baja Karbon

Bahan: Stainless Steel SA-167

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tekanan yang diizinkan (f)	=	18750	psi =	1,3E+08 Pa
Efisiensi pengelasan (E)	=	0,8		
Faktor korosi (C)	=	0,125	in =	0,003175 m
Diameter dalam (Ids)	=	1,76	m =	69,2 in
Jari-jari dalam shell (ri)	=	Ids/2	=	0,88 m
Tekanan operasi (P)	=	1	atm =	101325 Pa
Tekanan rancangan (P _{design})	=	1,5	× Tekanan Operasi	
	=	1,5	× 101325 Pa =	151988 Pa
Tekanan Gauge (P _{gauge})	=	50663	Pa	

Dihitung dengan persamaan 13.40b Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill

$$t_s = \frac{P_{gauge} I_{ds}}{4fE - 1,2P_{gauge}}$$

$$t_s = \frac{50663 \text{ Pa} \times 1,76 \text{ m}}{4 \times 129241071,4 \text{ Pa} \times 0,85 - 1,2 \times 50663 \text{ Pa}} + 0,0032 \text{ m}$$

$$t_s = 0,0034 \text{ m} = 0,13298 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar shell} &= I_{ds} + 2t_s \\ &= 1,76 \text{ m} + 2 \times 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 1,767 \text{ m} = 69,6 \text{ in}$$

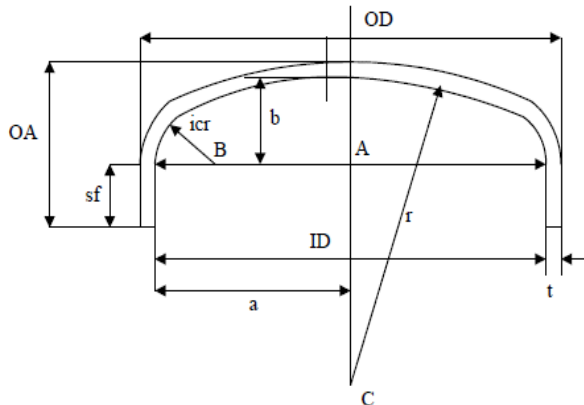
Dari Tabel 5.7 Brownell and young. Dipilih OD kolom standar.

$$\text{OD kolom standar} = 72 \text{ in} = 1,83 \text{ m}$$

HEAD

Untuk tekanan operasi antara 15 - 200 psig, digunakan *torispherical head*.

Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell and Young, 1979).



keterangan:

- icr = Jari-jari sudut internal (m)
- r = Jari-jari kelengkungan (m)
- sf = Flange lurus (m)
- th = Tebal penutup (m)
- OA = Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

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

$$BC = r - icr$$

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

$$th = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \epsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

$$th = \frac{0,885 \times 50663 \text{ Pa} \times 1,76 \text{ m}}{1,3E+08 \text{ Pa} \times 0,8 - 0,1 \times 50663 \text{ Pa}} + 0,0032 \text{ m}$$

$$= 0,00394 \text{ m} = 0,1550 \text{ in}$$

Dipilih tebal tutup menara standar = 0,1875 in

Tabel 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New York.

Dari tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Wiley and Son. Pada OD = 72 in dan t = 1/4 in didapat :

$$t = 0,1875 \text{ in}$$

$$icr = 4 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$r = 72 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada $t = 0,1875$ in, $sf = 1,5 - 2$ in.

dipilih $sf = 2$ in

$$BC = 72 \text{ in} - 4,375 \text{ in} = 67,625 \text{ in}$$

$$AB = \frac{69,2 \text{ in}}{2} - 4 \text{ in} = 30,22626034 \text{ in}$$

$$B = 72 \text{ in} - [(67,6 \text{ in})^2 - (30,2 \text{ in})^2]^{0,5}$$

$$= 11,5 \text{ in}$$

$$OA = 2 \text{ in} + 11,5 \text{ in} + 0,19 \text{ in}$$

$$= 13,7 \text{ in} = 0,3478 \text{ m}$$

$$\text{Maka, tinggi head} = 0,3478 \text{ m}$$

TANGKI BRINE CaCl₂ 25% (TU-09)

Tugas : Menampung pendingin brine CaCl₂
Jenis Alat : Tangki Silinder Horizontal

$$L/D = 3$$

$$D = 1,76 \text{ m}$$

$$L = 5,27 \text{ m}$$

$$\text{Volume cairan} = 10,658 \text{ m}^3$$

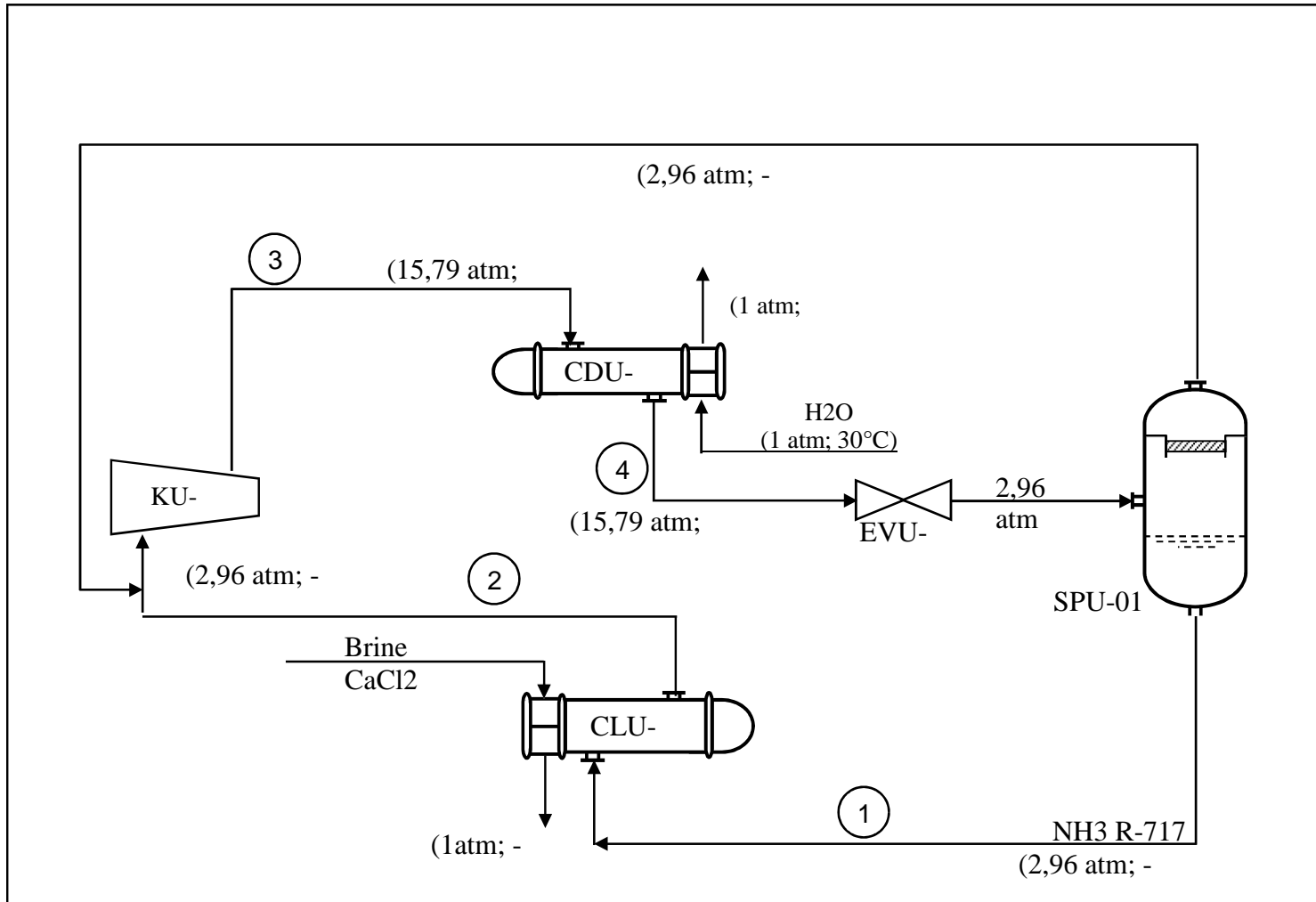
$$\text{Volume akumulator} = 12,7896 \text{ m}^3$$

$$\text{Holding Time} = 5 \text{ menit}$$

$$t \text{ interface} = 10 \text{ menit}$$

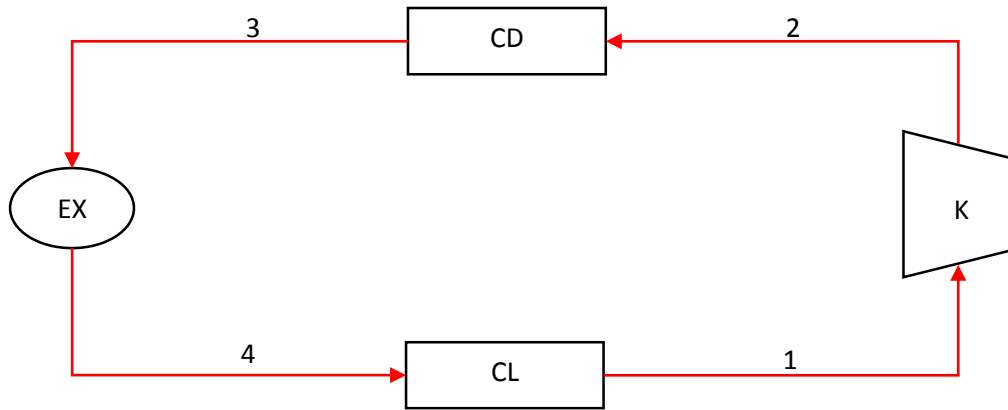
$$\text{Bahan Konstruksi} = \textit{Stainless Steel}$$

Unit Refrigerant



SISTEM REFRIGRANT

Pada system refrigran digunakan ammonia sebagai refrigran primer dan larutan brine sebagai refrigran sekunder yang digunakan di unit pendingin.



Gambar 1. Siklus refrigrant

Tabel 1. Kondisi operasi (1-2) pada Kompresor

Kondisi 1-2: (S1=S2)				
T1	-10	C	263	K
P1	2,96	atm	3	bar
H1	430	KJ/Kg		Uap Jenuh
T2	100	C	373	K
P2	15,79	atm	16	MPa
H2	1696	KJ/Kg		Superheated

Tabel 2. Kondisi operasi (2-3) pada Kondensor

Kondisi 2-3: (P2=P3)				
T2	100	C	373	K
P2	15,79	atm	16	bar
H2	1696	KJ/Kg		Superheated
T3	40	C	313	K
P3	15,79	atm	16	bar
H3	430	KJ/Kg		Cair Jenuh

Tabel 3. Kondisi operasi (3-4) pada Expansion Valve

Kondisi 3-4: (H3=H4)				
T3	40	C	313	K
P3	15,79	atm	16	bar
H3	430	KJ/Kg		Cair Jenuh
T4	-10	C	263	K
P4	2,96	atm	3	bar
H4	430	KJ/Kg		Campuran

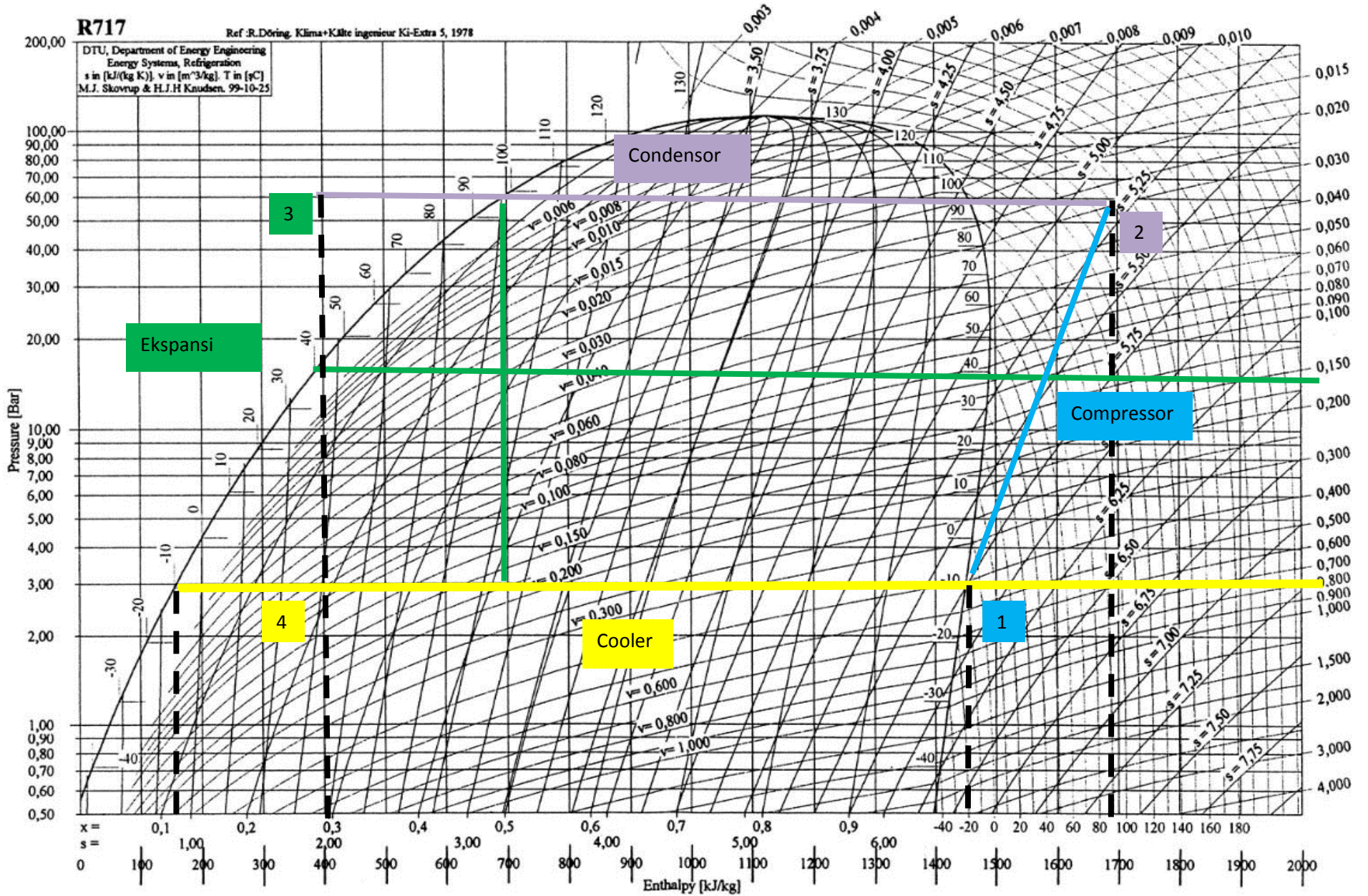
Tabel 4. Kondisi operasi (4-1) pada Cooler

Kondisi 4-1: (P4=P1)				
T4	-10	C	263	K
P4	2,96	atm	3	bar
H4	430	KJ/Kg		Campuran
T1	-10	C	263	K
P1	2,96	atm	3	bar
H1	430	KJ/Kg		Uap Jenuh

R717

Ref.: R. Döring, Klima+Kälte ingenieur Ki-Extra 5, 1978

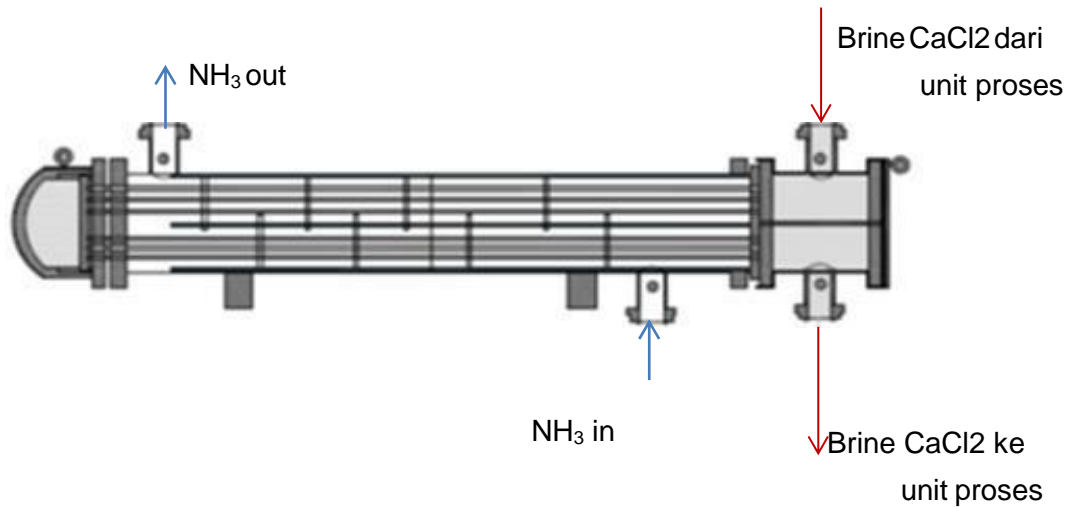
DTU, Department of Energy Engineering
Energy Systems, Refrigeration
s in [kJ/(kg K)], v in [m³/kg], T in [°C]
M.J. Skovrup & H.J.H. Knudsen, 99-10-25



COOLER UTILITAS (CLU-01)

Tugas : Mendinginkan brine dari suhu 5 °C menjadi -5 °C dengan media pendingin ammonia suhu -10 °C

Alat : *Shell and tube Heat Exchanger*



Data:

Suhu referensi = 25 °C = 298 K

Suhu masuk = 5 °C = 278 K

Suhu keluar = -5 °C = 268 K

Massa brine = 80611,3422 kg/jam

1. Menentukan beban panas cooler

T brine masuk = 5 °C = 278 K

T brine Keluar = -5 °C = 268 K

suhu rerata , t_{av} = 0 °C = 273 K

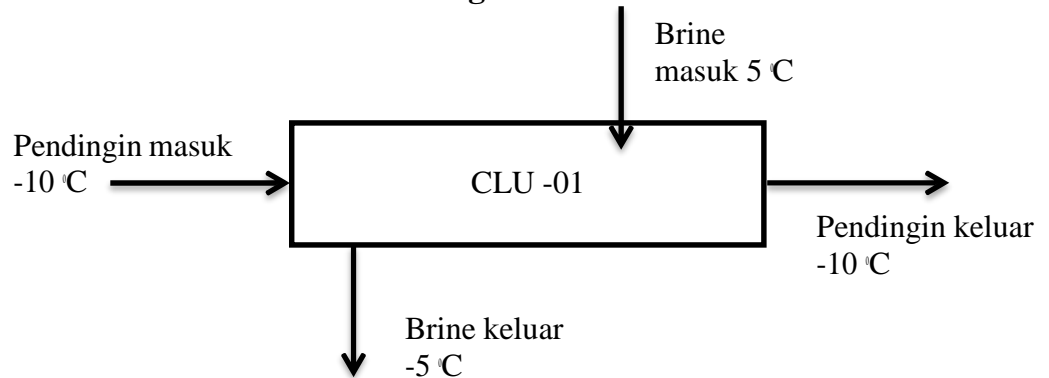
C_p = 2,807 kJ/kg K

Q brine = $m \cdot C_p \cdot dT$

Q brine = 80611,3422 kg/jam x 2,807 kJ/kg K x (278-268)K

= 2263003,209 kJ/jam

2. Menentukan Jumlah Ammonia Pendingin



Suhu refrigerant NH₃ masuk = -10 °C

Suhu refrigerant NH₃ keluar = -10 °C

Entalpi diperoleh dari diagram P-H Ammonia, yaitu:

H1 = 160 kJ/kg (-10°C, 3 bar, cair jenuh)

H2 = 1430 kJ/kg (-10°C, 3 bar, uap jenuh)

Jumlah amonia :

$$\begin{aligned} W_c &= \frac{wc}{H_2 - h_1} \\ &= \frac{2941926,8179 \text{ kJ/jam}}{(1430 - 160) \text{ kJ/kg}} \\ &= 2316,4778 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Menentukan LMTD

Suhu air pendingin masuk (t1) = -10 °C = 263 K

Suhu air pendingin keluar (t2) = -10 °C = 263 K

Suhu umpan masuk (T1) = 5°C = 278 K

Suhu umpan keluar (T2) = -5°C = 268 K

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T1-t2)-(T2-t1)}{\ln(T1-t2)/(T2-t1)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(15)-(5)}{\frac{\ln(15)}{5}}$$

$$= 9,1024 \text{ K}$$

4. Overall heat transfer

Diprediksi berdasarkan Ludwig 3rd Edition, Process

Design, 1999 Kategori Calcium brine-25% – Chlorinated

Table 10-15
Overall Coefficients in Typical Petrochemical Applications

U, Overall Coefficient, Btu/(hr) (ft ²)(°F)									
In Tubes	Outside Tubes	Type Equipment	Velocities, Ft/Sec		Overall Coefficient	Temp. Range, °F	Estimated Fouling		
			Tube	Shell			Tube	Shell	Overall
A. Heating-Cooling									
Butadiene mix. (super-heating)	Steam	H	25-35	...	12	400-100	0.04
Solvent	Solvent	H	...	1.0-1.8	35-40	110-30	0.0065
Solvent	Propylene (vaporization)	K	1-2	...	30-40	40-0	0.006
C ₄ unsaturates	Propylene (vaporization)	K	20-40	...	13-18	100-35	0.005
Solvent	Chilled water	H	35-75	115-40	0.003	0.001	...
Oil	Oil	H	60-85	150-100	0.0015	0.0015	...
Ethylene-vapor	Condensate and vapor	K	90-125	600-200	0.002	0.001	...
Ethylene vapor	Chilled water	H	50-80	270-100	0.001	0.001	...
Condensate	Propylene (refrigerant)	K-U	60-135	60-30	0.001	0.001	...
Chilled water	Transformer oil	H	40-75	75-50	0.001	0.001	...
Calcium brine-25%	Chlorinated C ₃	H	1-2	0.5-1.0	40-60	-20-+10	0.002	0.005	...
Ethylene liquid	Ethylene vapor	K-U	10-20	-170-(-100)	0.002
Propane vapor	Propane liquid	H	6-15	-25-100	0.002
Lights and chlor. HC	Steam	U	12-30	-30-250	0.001	0.001	...
Unsat. light HC, CO, CO ₂ , H ₂	Steam	H	10-2	400-100	0.3
Ethanolamine	Steam	H	15-25	400-40	0.001	0.001	...
Steam	Air mixture	U	10-20	-30-220	0.0005	0.0015	...
Steam	Styrene and tars	U (in tank)	50-60	190-230	0.001	0.002	...
Chilled water	Freon-12	H	4-7	...	100-130	90-25	0.001	0.001	...

C₁

$$\text{Range Ud} = 40 - 60 \text{ BTU} / \text{hr.ft}^2.\text{°F}$$

$$\text{Dipilih Ud} = 60 \text{ BTU} / \text{hr.ft}^2.\text{°F} = 340,70 \text{ J/s.m}^2.\text{K}$$

$$= 0,3407 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K}$$

5. Luas Transfer Panas (A)

Luas transfer panas dan jumlah pipa :

Persamaan 5.15 Kern 1965

$$A = \frac{Q_c}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 628,6117 \text{ kJ/s}$$

$$0,3407 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 9,1024 \text{ K}$$

$$= 202,9626 \text{ m}^2$$

$$= 2184,6713 \text{ ft}^2$$

Luas transfer panas lebih dari 100 ft² maka dipilih HE *shell and tube*.

6. Pemilihan pipa

Dipilih 3/4" OD, 16 BWG

Dari table 10 kern diperoleh :

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/4	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0746	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
1/2	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.602	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
17	0.058	0.634	0.314	0.1660		0.469	
1	18	0.049	0.652	0.334	0.1707	0.401	
	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
17	0.058	0.884	0.613	0.2314		0.639	
1 1/4	18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545	
	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.980		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
17	0.058	1.13	1.01	0.2969		0.808	
1 1/2	18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688	
	8	0.165	1.17	1.075	0.3825	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
17	0.058	1.38	1.50	0.3623		0.978	
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

OD = 0,75 in = 0,0191 m

ID = 0,62 in = 0,0157 m

Luas Outside [a''] : 0,1963 ft²/ft = 0,0598 m

Diameter ekuivalen [De] = 0,73 in (Fig 28, Kern, D.Q)
= 0,0185 m

Panjang tabung standart: 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft Toweler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles , Mc Graw HillNew York, 2008, halaman 805

Dipilih panjang tabung: 16 ft = 4,877 m

$$\begin{aligned} \text{Maka jumlah pipa (Nt)} &= \frac{A}{a \cdot L} \\ &= \frac{202,9626 \text{ m}^2}{0,0599 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,877 \text{ m}} \\ &= 694,666 \end{aligned}$$

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $1\frac{5}{16}$ -in. triangular pitch						$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 $\frac{1}{4}$	127	114	96	90	86	13 $\frac{1}{4}$	109	106	86	82	74
15 $\frac{1}{4}$	170	160	140	136	128	15 $\frac{1}{4}$	151	138	122	118	110
17 $\frac{1}{4}$	239	224	194	188	178	17 $\frac{1}{4}$	203	196	178	172	166
19 $\frac{1}{4}$	301	282	252	244	234	19 $\frac{1}{4}$	262	250	226	216	210
21 $\frac{1}{4}$	361	342	314	306	290	21 $\frac{1}{4}$	316	302	278	272	260
23 $\frac{1}{4}$	442	420	386	378	364	23 $\frac{1}{4}$	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

(tabel 9 Kern hal 844)

Maka dari tabel 9 dipilih:

$$\text{ID} = 35 \text{ in} = 0,889 \text{ m}$$

$$\text{Nt} = 938$$

$$\text{Passes} = 2$$

Luas perpindahan koreksi adalah

$$\begin{aligned} A &= 728 \times 0,1963 \text{ ft} \times 16 \text{ ft} \\ &= 2286,5024 \text{ ft}^2 \\ &= 212,4161 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Ud terkoreksi

$$\begin{aligned} \text{Ud terkoreksi} &= \frac{Q_c}{A \times \Delta T_{\text{LMTD}}} \\ &= \frac{2263002,2090 \text{ kJ/jam}}{212,4161 \text{ m}^2 \times 9,1024 \text{ K}} \\ &= 1170,4209 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \\ &= 0,3251 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

7. Rute Fluida

Cold fluid (NH₃) = shell

Hot fluid (brine) = tube

8. Lay Out

- **Tube side**

a) Luas aliran

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in} = 0,0157 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} a_p &= \frac{3,14 \times 0,0157^2}{4} \\ &= 0,0002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{\text{no.of tubes} \times \text{flow area/tube}}{\text{no.of passes}} \\ &= \frac{728 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} \\ &= 0,0709 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b) Fluks massa (Gt)

Persamaan 7.2 kern 1965

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{W_{brine}}{at} \\ &= \frac{806113422 \text{ kg/jam}}{0,0709 \text{ m}} \\ &= 1137559,966 \text{ kg/jam.m}^2 \\ &= 315,9889 \text{ kg/s.m}^2 \end{aligned}$$

c) Kecepatan linear

$$\begin{aligned} Vt &= \frac{Gt}{3600 \cdot p} \\ &= \frac{315,9889 \frac{\text{kg}}{\text{jam.m}^2}}{3600 \times 1259,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 903,3272 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

d) Mencari Harga Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{315,9889 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \times 0,0157 \text{ m}}{0,0094 \text{ kg/ms}} \\ &= 529,946 \end{aligned}$$

e) Mencari hi

$$\begin{aligned} h_i &= \frac{4200(1.35 + 0.02t)u_i^{0.8}}{d_i^{0.2}} \\ &= 21,0688 \text{ kJ/s.m}^2 \cdot \text{K} \\ &= 75847,6703 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

f) Mencari hio

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times ID/OD \\ h_{io} &= 75847,6703 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \frac{0,0157 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \\ &= 62700,7408 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \\ &= 17,4168 \text{ kJ/s.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

- **Shell Side (Cold Fluid)**

a) Flow Area

as = Luas aliran (m²)

B = Jarak antar Baffle (m)

C' = Clearance (m)

Pitch = Pitch (m)

Jarak antar baffle berkisar antara $ids/5$, maka

B = $0,7874 \text{ m}/5 = 0,1575 \text{ m}$

C = Pitch - OD

= $0,0254 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} = 0,0064 \text{ m}$

as = $ID \times C' \times B / Pt$

= $0,7874 \text{ m} \times 0,0064 \text{ m} \times 0,1575 \text{ m} / 0,0254 \text{ m}$

= $0,031 \text{ m}^2$

b) Fluks Massa (Gs)

Gs = $\frac{w}{as}$

= $\frac{1781,8915 \text{ kg/jam}}{0,031 \text{ m}^2}$

= $15,9668 \text{ kg/jam.s}$

c) Mencari Harga Reynold

Re = $\frac{15,9668 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ s}} \times 0,7874 \text{ m}}{0,0002 \text{ kg/ms}}$

= $62861,2982$

Koefisien perpindahan kalor

dihitung dengan persamaan

$$h_o = 1.5 \left(\frac{4 G'}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{-1/3}$$

Kern, D.Q., Process Heat Transfer , halaman 266

Dengan hubungan :

g : percepatan gravitasi normal [m /s²]

ho : Koefisien perpindahan kalor embunan

kf : Konsduktivitas thermal [kJ /m s K]

ρf : Rapat massa [kg / m³]

μf : viskositas [kg /m s]

$$k_f = 0,0005 \text{ kJ/msK}$$

$$\mu_f = 0,0002 \text{ kg/ms}$$

$$\rho_f = 644,6 \text{ kg/m}^3$$

$$G'' = 0,00000057 \text{ kg/ms}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}$$

$$h_o = 1.5 \left(\frac{4 G''}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{-1/3}$$

$$= 155,1908 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

Mencari Uc

$$U_c = h_o \cdot h_{io}$$

$$\overline{h_o + h_{io}}$$

$$U_c = \frac{155,1908 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \cdot 17,4168 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}}$$

$$155,1908 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} + 17,4168 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

$$= 15,6594 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

Menghitung Rd

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

$$U_d \quad U_c$$

$$= \frac{1}{1170,4209 \text{ kJ/m}^2 \text{jamK}} - \frac{1}{56373,9617 \text{ kJ/m}^2 \text{jamK}}$$

$$= 8,36 \times 10^{-4} \text{ jam} \cdot \text{m}^2 \text{K/kJ}$$

$$= 3,012 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum (Table 11-3, Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$R_d \text{ min} = 0,0020 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{°F/BTU} = 0,3522 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ}$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

9. Menentukan Pressure Drop

a. Tube

Dari persamaan 3.47 kern, hal.53

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,42}}$$

$$= 0,0182$$

Dari persamaan 6.14 kern :

$$\Delta P_t = \underline{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L}$$

$$2\rho ID$$

$$= \frac{4 \times 0,0182 \times 315,9889 \text{ kg/m}^2\text{s} \times 4,8768 \text{ m}}{2 \times 644,6 \text{ kg/m}^3 \times 0,0157 \text{ m}}$$

$$= 3491,0224 \text{ Pa} = 0,506 \text{ psi}$$

Allowable $\Delta P_t = 10 \text{ psi}$ (Kern hal 123)

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

b. Shell

Dari persamaan 3.47 kern,hal.53

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

$$f = 0,006$$

Dari persamaan 6.14 Kern:

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G s^2 I d s}{2 \rho f D e}$$

Jumlah baffle (N)

$$N+1 = L/B$$

$$\frac{4,88768 \text{ m}}{0,1575 \text{ m}} = 30,9677$$

$$\Delta P_s = \frac{0,006 \times 30,9677 \times 15,9668^2 \text{ kg/m}^2\text{s} \times 0,7874 \text{ m}}{2 \times 1259,3 \text{ kg/m}^3 \times 0,0185 \text{ m}}$$

$$= 0,8051 \text{ Pa} = 1,1 \times 10^{-4} \text{ psi}$$

Allowable $\Delta P_s = 10 \text{ psi}$ (Kern hal 123)

$\Delta P_s \leq \Delta P_s$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

KESIMPULAN

COOLER UTILITAS (CLU-01)

Fungsi : Mendinginkan brine dari suhu 5 °C menjadi -5 °C dengan media pendingin ammonia suhu -10°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Fluida Panas

Suhu masuk fluida : 5°C
Suhu keluar fluida : -5°C
Tekanan : 1 atm

Kondisi Fluida Dingin

Suhu masuk fluida : -10°C
Suhu keluar fluida : -10°C
Tekanan : 2,96 atm

Beban panas cooler : 2263002,209 kJ/jam

Luas transfer panas : 202,9626 m²

Kecepatan fluida panas masuk : 80611,3422 kg/jam

Kecepatan pendingin masuk : 1781,8915 kg/jam

Dimensi tube side

OD *tube*, BWG : 0,75 in , 16

ID *tube* : 0,62 In

at' (*flow area*) : 0,3020 in²

at (*surface area*) : 0,1963 ft²/ft

Panjang *tube* : 16 Ft

Jumlah *tube* : 728 batang

Pressure drop : 0,506 psi

Dimensi shell side

ID *shell* : 31 In

Pass : 2

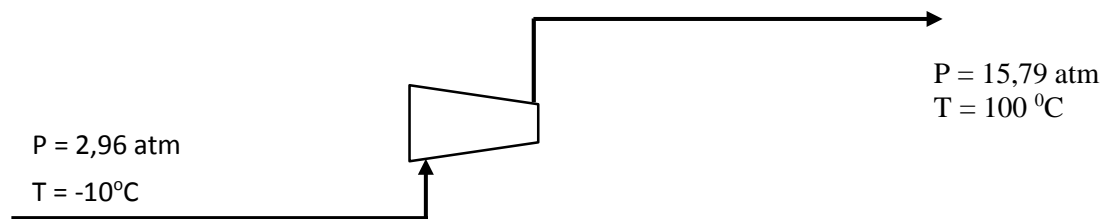
Pressure drop : 0,0001 psi

Jenis material : *Stainless Steel*

KOMPRESOR UTILITAS (KU-01)

Tugas : Meningkatkan tekanan ammonia dari Cooler Utilitas (CLU-01) pada tekanan 2,96 atm menjadi 15,79 atm

Tipe alat : Centrifugal compressor



Kondisi operasi:

$T_{in} = -10^{\circ}\text{C} = 263\text{ K}$ $T_{out} = 100^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

$P_{in} = 2,96\text{ atm}$ $P_{out} = 15,79\text{ atm}$

A. Perhitungan Perancangan Kompresor

a. Densitas gas

Densitas gas dihitung dengan persamaan

$$\rho = \frac{Mr \cdot P}{R \cdot T}$$

Keterangan:

ρ : densitas gas fluida (kg/m^3)

Mr: massa molekul relative fluida (17,03 kg/kmol)

P: tekanan inlet fluida (atm)

R: konstanta gas ideal (0,08205 atm m³/kmol/K)

T: suhu inlet fluida (K)

$$\rho = \frac{17,03 \frac{kg}{kmol} \times 2,96 atm}{0,08205 \frac{atm m^3}{kmol \cdot K} \times 263 K}$$

$$= 2,3366 kg/m^3$$

b. Laju massa dan mol

Alat	Kebutuhan	
	kg/jam	kmol/jam
evap	1781,89	104,633
recycle	391,147	22,9681
total	2173,04	127,601

c. Laju volumetrik fluida

$$V = \frac{F_{mass}}{\rho}$$

$$V = \frac{2173,04 \frac{kg}{jam}}{2,3366 \frac{kg}{m^3}}$$

$$V = 930 \frac{m^3}{jam}$$

d. Jenis kompresor

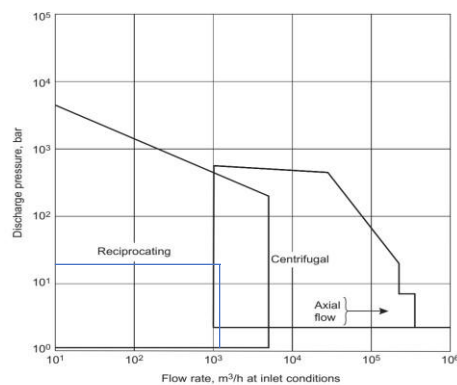


FIGURE 20.1
Compressor operating ranges.

Berdasarkan figure 20.1 pada buku “Chemical Engineering Design: Principle, Practice, and Economics of Plant and Process Design” 2nd Ed, G Towler, diperoleh:

$$P_{out} = 16 \text{ bar}$$

$$V = 930 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Jenis kompresor = sentrifugal

e. Rasio kapasitas panas

Rasio kapasitas panas dihitung dengan persamaan

$$k = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Keterangan:

k : rasio kapasitas panas

C_p: kapasitas panas fluida (35,197 kJ/kmol/K)

R: konstanta gas ideal (8,314 kJ/kmol/K)

$$k = \frac{\frac{35,197 \frac{kJ}{kmol}}{k}}{35,197 \frac{kJ}{kmol} - 8,314 \frac{kJ}{kmol}}$$

$$k = 1,309$$

f. Rasio kompresi

$$\text{Rasio kompresi} = R_c = \frac{P_{out}}{P_{in}}$$

Rasio kompresi = 5,3 atm

Dari E.E.Ludwig, 1964 didapat bahwa range R_c yang baik berkisar antara 1,05-

7 maka digunakan single stage compressor.

$$\text{Rasio} = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{1/n}$$

$$n = 2$$

$$\text{Rasio} = \left(\frac{2,9607 \text{ atm}}{15,7907 \text{ atm}} \right)^{1/2}$$

$$\text{Rasio} = 2,3094$$

g. Menghitung Daya yang dibutuhkan dengan hukum Termodinamika I

$$\Delta H + \Delta E_k + \Delta E_p = Q - W_s$$

$$\Delta E_k + \Delta E_p = 0$$

Sehingga

$$W = m \times (H_3 - H_2)$$

$$\begin{aligned}
&= 1781,89 \text{ kg/jam} \times (1696,8 \text{ kJ/jam} - 1430 \text{ kJ/jam}) \\
&= 618036 \text{ kJ/jam} \\
&= 132,103 \text{ kW} \\
&= 177,387 \text{ Hp}
\end{aligned}$$

h. Efisiensi kompresi

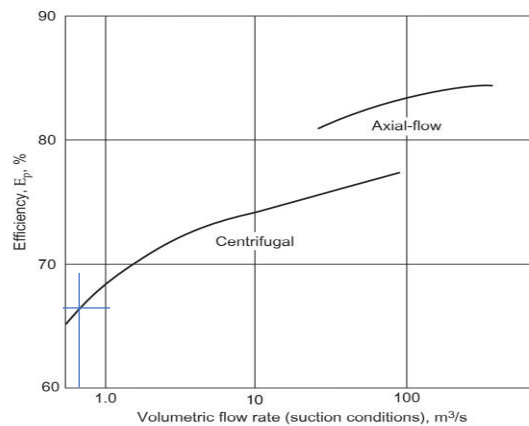


FIGURE 20.8
Approximate polytropic efficiencies of centrifugal and axial-flow compressors.

Efisiensi kompresor (k) adalah berkisar 70-75 % (Ludwig, Vol. 3)

Di pilih nilai efisiensi 75 %

i. Gas horsepower

Dapat dihitung dengan persamaan

$$Ghp = \frac{w}{\text{efisiensi}}$$

$$Ghp = \frac{177,387 \text{ Hp}}{0,75}$$

$$Ghp = 236,516 \text{ Hp}$$

*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.

Daya standar sebesar 250 hp.

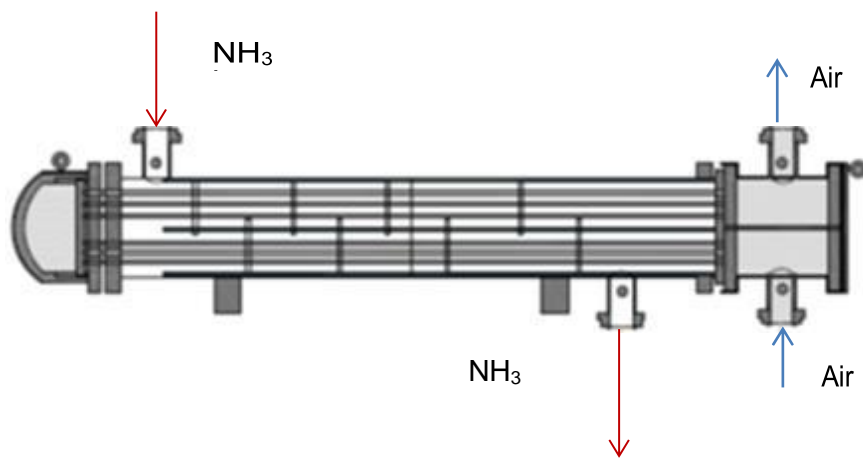
KESIMPULAN
KOMPRESOR (KU-01)

Tugas	: Meningkatkan tekanan ammonia dari Cooler Utilitas (CLU-01) pada tekanan 2,96 atm menjadi 15,79 atm
Tipe alat	: Centrifugal compressor
Kondisi operasi	:
Suhu masuk	= -10 °C
Tekanan masuk	= 2,96 atm
Tekanan keluar	= 15,79 atm
Suhu keluar	= 100 °C
Daya motor	= 250 hp

CONDENSOR UTILITAS (CDU-01)

Tugas : Mengembunkan refrigerant NH_3 dari suhu 100°C menjadi 40°C dengan media pendingin air suhu 30°C sampai 36°C

Alat : *Shell and tube Heat Exchanger*



Data:

Suhu masuk NH_3 (T_1) = 100°C = 373 K

Suhu keluar NH_3 (T_2) = 40°C = 313 K

1. Menentukan beban panas cooler

Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

$$Q_s = m C_p (T_2 - T_1)$$

$$Q_v = m \cdot H_{\text{vap}} \text{ Dengan}$$

hubungan:

Q_s : Beban panas untuk menurunkan suhu (kJ/jam)

Q_v : Beban panas untuk pengembunan (kJ/jam)

Q_t : Beban panas total (kJ/jam) T_1 :

suhu fluida masuk (K)

T_2 : suhu fluida keluar (K)

H_{vap} : panas laten penguapan masing-masing komponen (kJ/kg)

Data-data yang diperlukan

$$m \text{ NH}_3 = 2173,0384 \text{ kg/jam}$$

$$T1 = 373 \text{ K}$$

$$T2 = 313 \text{ K}$$

$$T_{av} = (373 + 313)/2 = 343 \text{ K}$$

$$C_p = 5,8176 \text{ kJ/kg K}$$

$$H_{vap} = 1174,8289 \text{ kJ/kg}$$

Sehingga diperoleh,

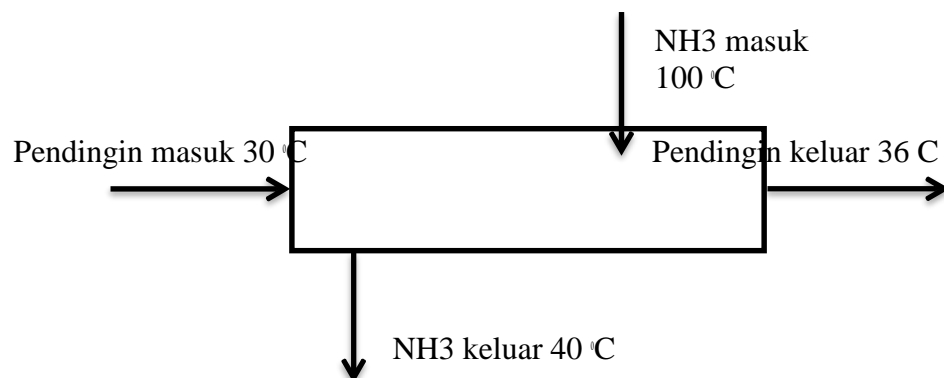
$$Q_s = -758525,14 \text{ kg/jam}$$

$$Q_v = 2552948,2728 \text{ kg/jam}$$

Beban panas total

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_s + Q_v = -758525,14 \text{ kg/jam} + 2552948,2728 \text{ kg/jam} \\ &= 2332963,1849 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

1. Menentukan Jumlah Ammonia Pendingin



$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 36^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 4,1882 \text{ kJ/kg K}$$

Jumlah air pendingin

$$\begin{aligned} w_c &= \frac{Q_t}{C_p (t_2 - t_1)} \\ &= 71407,8476 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Menentukan LMTD

Suhu air pendingin masuk (t1)	= 30C	= 303 K
Suhu air pendingin keluar (t2)	= 36C	= 309 K
Suhu umpan masuk (T1)	= 100C	= 373 K
Suhu umpan keluar (T2)	= 40C	= 313 K

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln(T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(64) - (10)}{\frac{\ln(64)}{10}}$$

$$= 29,1 \text{ K}$$

4. Overall heat transfer

Diprediksi berdasarkan Kern

Kategori Ammonia – Water

Coolers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

Exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250-500§
Light organics	Light organics	40-75
Medium organics	Medium organics	20-60
Heavy organics	Heavy organics	10-40
Heavy organics	Light organics	30-60
Light organics	Heavy organics	10-40

$$\text{Range Ud} = 250 - 500 \text{ BTU} / \text{hr.ft}^2.\text{°F}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih Ud} &= 250 \text{ BTU} / \text{hr.ft}^2.\text{°F} = 1419,57 \text{ J/s.m}^2.\text{K} \\ &= 1,4196 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \end{aligned}$$

5. Luas Transfer Panas (A)

Luas transfer panas dan jumlah pipa :

Persamaan 5.15 Kern 1965

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q_c}{\text{Ud} \cdot \Delta_{\text{TLMTD}}} \\ &= \frac{498,4508 \text{ kJ/s}}{1,4196 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \times 29,1\text{K}} \\ &= 12,0704 \text{ m}^2 \\ &= 129,9244 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas transfer panas lebih dari 100 ft² maka dipilih HE *shell and tube*.

6. Pemilihan pipa

Dipilih 3/4" OD, 16 BWG

Dari *table 10* kern diperoleh :

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	12	0.109	0.282	0.0925	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.463
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0669	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
1/2	10	0.134	0.482	0.182	0.1968	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
5/8	16	0.065	0.620	0.302	0.2618	0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
	8	0.165	0.670	0.355		0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
1	10	0.134	0.732	0.421	0.3271	0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545
	1 1/4	8	0.165	0.920		0.665	0.3825
9		0.148	0.954	0.714	0.2498	1.91	
10		0.134	0.982	0.757	0.2572	1.75	
11		0.120	1.01	0.800	0.2644	1.58	
12		0.109	1.03	0.836	0.2701	1.45	
13		0.095	1.06	0.884	0.2775	1.28	
14		0.083	1.08	0.923	0.2839	1.13	
15		0.072	1.11	0.960	0.2898	0.991	
16		0.065	1.12	0.985	0.2932	0.900	
17		0.058	1.13	1.01	0.2969	0.808	
1 1/2	18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688	
	8	0.165	1.17	1.075	0.3825	0.3068	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
15	0.072	1.36	1.44	0.3555		1.20	
1 3/4	16	0.065	1.37	1.47	0.3587	1.09	
	17	0.058	1.38	1.50	0.3623	0.978	
	18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.881	

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0,584 \text{ in} = 0,0148 \text{ m}$$

$$\text{Luas Outside [a'']} : 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0598 \text{ m}$$

Panjang tabung standart: 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft Toweler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles , Mc Graw HillNew York, 2008, halaman 805

Dipilih panjang tabung: 16 ft = 4,877 m

$$\begin{aligned} \text{Maka jumlah pipa (Nt)} &= \frac{A}{a''L} \\ &= \frac{12,0704 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,877 \text{ m}} \\ &= 41,3395 \end{aligned}$$

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $1\frac{5}{8}$ -in. triangular pitch						$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 $\frac{1}{4}$	127	114	96	90	86	13 $\frac{1}{4}$	109	106	86	82	74
15 $\frac{1}{4}$	170	160	140	136	128	15 $\frac{1}{4}$	151	138	122	118	110
17 $\frac{1}{4}$	239	224	194	188	178	17 $\frac{1}{4}$	203	196	178	172	166
19 $\frac{1}{4}$	301	282	252	244	234	19 $\frac{1}{4}$	262	250	226	216	210
21 $\frac{1}{4}$	361	342	314	306	290	21 $\frac{1}{4}$	316	302	278	272	260
23 $\frac{1}{4}$	442	420	386	378	364	23 $\frac{1}{4}$	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

(tabel 9 Kern hal 844)

Maka dari tabel 9 dipilih:

$$\text{ID} = 10 \text{ in} = 0,254 \text{ m}$$

$$\text{Nt} = 61$$

$$\text{Passes} = 1$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter ekuivalen [De]} &= 0,73 \text{ in} && (\text{Fig 28, Kern, D.Q}) \\ &= 0,0185 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas perpindahan koreksi adalah

$$\begin{aligned} A &= 62 \times 0,0598 \text{ m} \times 4,88 \\ &= 18,1028 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud terkoreksi} &= \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{\text{LMTD}}} \\ &= \frac{1794423,1363 \text{ kJ/jam}}{18,1028 \text{ m}^2 \times 29,1 \text{ K}} \\ &= 3407,4698 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \\ &= 0,9465 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \end{aligned}$$

7. Rute Fluida

Hot fluid (NH₃) = shell

Cold fluid (Water) = tube

8. Lay Out

- *Tube side*

a) Luas aliran

$$\text{ID} = 0,584 \text{ in} = 0,0148 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{ap} = \frac{3,14 \times 0,0148^2}{4}$$

$$= 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{at} = \frac{\text{no.of tubes} \times \text{flow area/tube}}{\text{no.of passes}}$$

$$= \frac{62 \times 0,0002 \text{ m}^2}{1}$$

$$1$$

$$= 0,0107 \text{ m}^2$$

b) Fluks massa (Gt)

Persamaan 7.2 kern 1965

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{W_{air}}{at} \\ &= \frac{71407,8476 \text{ kg/jam}}{0,0107 \text{ m}} \\ &= 6667936,7128 \text{ kg/jam.m}^2 \\ &= 1852,2046 \text{ kg/s.m}^2 \end{aligned}$$

c) Kecepatan linear

$$\begin{aligned} Vt &= \frac{Gt}{3600 \cdot p} \\ &= \frac{6667936,7128 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}^2}}{3600 \times 1020,2539 \text{ kg/m}^3} \\ &= 6535,5658 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

d) Mencari Harga Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{1852,2046 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}} \times 0,0148 \text{ m}}{0,0008 \text{ kg/ms}} \\ &= 35828,507 \end{aligned}$$

e) Mencari hi

$$\begin{aligned} h_i &= \frac{4200(1.35 + 0.02t)u_t^{0.8}}{d_i^{0.2}} \\ &= 117,356 \text{ kJ/s.m}^2 \cdot \text{K} \\ &= 422481,4359 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

f) Mencari hio

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times ID/OD \\ h_{io} &= 422481,4359 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \times \frac{0,0148 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \\ &= 328111,0276 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \\ &= 91,142 \text{ kJ/s.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

- **Shell Side (Cold Fluid)**

a) Flow Area

$$as = \text{Luas aliran (m}^2\text{)}$$

$$B = \text{Jarak antar Baffle (m)}$$

$$C' = \text{Clearance (m)}$$

$$\text{Pitch} = \text{Pitch (m)}$$

Jarak antar baffle berkisar antara $ids/5$, maka

$$B = 0,254 \text{ m}/5 = 0,0508 \text{ m}$$

$$C = \text{Pitch} - \text{OD}$$

$$= 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} = 0,0048 \text{ m}$$

$$as = \text{ID} \times C' \times B / \text{Pt}$$

$$= 0,254 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m} \times 0,0508 \text{ m} / 0,0238 \text{ m}$$

$$= 0,0026 \text{ m}^2$$

b) Fluks Massa (Gs)

$$Gs = \frac{w}{as}$$

$$= \frac{1781,8915 \text{ kg/jam}}{0,0026 \text{ m}^2}$$

$$= 6904484,3385 \text{ kg/jam.m}^2$$

c) Mencari Harga Reynold

$$Re = \frac{191,8012 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \times 0,254 \text{ m}}{0,0001 \text{ kg/ms}}$$

$$= 598735,3325$$

d) Beban massa

$$G'' = \frac{\text{kec massa}}{L \text{ nt}^{2/3}}$$

$$= \frac{1781,8915 \text{ kg/jam}}{4,88 \text{ m} \times 62^{2/3}}$$

$$= 23,3095 \text{ kg/jam.m}$$

$$= 0,0065 \text{ kg/ms}$$

Koefisien perpindahan kalor
dihitung dengan persamaan

$$h_o = 1.5 \left(\frac{4 G''}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{-1/3}$$

Kern, D.Q., Process Heat Transfer , halaman 266

Dengan hubungan :

g : percepatan gravitasi normal [m /s²]

h_o : Koefisien perpindahan kalor embunan

k_f : Konsduktivitas thermal [kJ /m s K]

ρ_f : Rapat massa [kg / m³]

μ_f : viskositas [kg /m s]

$$k_f = 0,0004 \text{ kJ/msK}$$

$$\mu_f = 0,0001 \text{ kg/ms}$$

$$\rho_f = 525,9264 \text{ kg/m}^3$$

$$G'' = 0,0085 \text{ kg/ms}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}$$

$$h_o = 6,1531 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

Mencari Uc

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{6,1531 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \times 91,142 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}}{6,1531 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} + 91,142 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}} \\ &= 5,764 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \\ &= 20750,2866 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam. K} \end{aligned}$$

Menghitung Rd

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\ &= \frac{1}{3407,4698 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jamK}} - \frac{1}{20750,2866 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jamK}} \\ &= 2,45 \times 10^{-4} \text{ jam. m}^2 \text{ K/kJ} \\ &= 0,883 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ} \end{aligned}$$

Faktor pengotoran minimum (Table 11-3, Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$R_d \text{ min} = 0,0020 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{°F/BTU} = 0,3522 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ}$$

R_d terhitung > R_d minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

9. Menentukan Pressure Drop

a. Tube

Dari persamaan 3.47 kern, hal.53

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,42}}$$
$$= 0,0058$$

Dari persamaan 6.14 kern :

$$\Delta P_t = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n_p}{2 \rho ID}$$
$$= \frac{4 \times 0,0058 \times 1852,2046 \text{ kg/sm}^2 \times 4,88 \text{ m} \times 1}{2 \times 1020,253 \text{ kg/m}^3 \times 0,0148 \text{ m}}$$
$$= 1274,2581 \text{ Pa} = 1,8485 \text{ psi}$$

Allowable $\Delta P_t = 10 \text{ psi}$ (Kern hal 123)

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

b. Shell

Dari persamaan 3.47 kern,hal.53

$$f = 0,0035 + \frac{0,26}{Re^{0,42}}$$

$$f = 0,0045$$

Dari persamaan 6.14 Kern:

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

Jumlah baffle (N)

$$N+1 = L/B$$

$$= \frac{4,88768 \text{ m}}{0,0508 \text{ m}}$$
$$= 96,063$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0045 \times 96,063 \times 191,8012^2 \text{ kg/m}^2 \text{s} \times 0,254 \text{ m}}{2 \times 525,9264 \text{ kg/m}^3 \times 0,014 \text{ m}}$$
$$= 274,2104 \text{ Pa} = 3,9 \times 10^{-2} \text{ psi}$$

Allowable $\Delta P_s = 10 \text{ psi}$ (Kern hal 123)

$\Delta P_s \leq \Delta P_s$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

KESIMPULAN

CONDENSOR UTILITAS (CDU-01)

Fungsi : Mengembunkan refrigerant NH₃ dari suhu 100 °C menjadi 40 °C dengan media pendingin air suhu 30°C sampai 36°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Fluida Panas

Suhu masuk fluida : 5°C
Suhu keluar fluida : -5°C
Tekanan : 1 atm

Kondisi Fluida Dingin

Suhu masuk fluida : -10°C
Suhu keluar fluida : -10°C
Tekanan : 2,96 atm

Beban panas condensor : 1794423,1363 kJ/jam

Luas transfer panas : 18,1028 m²

Kecepatan fluida panas masuk : 2173,0384 kg/jam

Kecepatan pendingin masuk : 71407,8476 kg/jam

Dimensi tube side

OD *tube*, BWG : 0,75 in , 14

ID *tube* : 0,584 in

at' (*flow area*) : 0,023 ft²

at (*surface area*) : 0,1963 ft²/ft

Panjang *tube* : 16 ft

Jumlah *tube* : 62 batang

Pressure drop : 1,8485 psi

Dimensi shell side

ID *shell* : 10 in

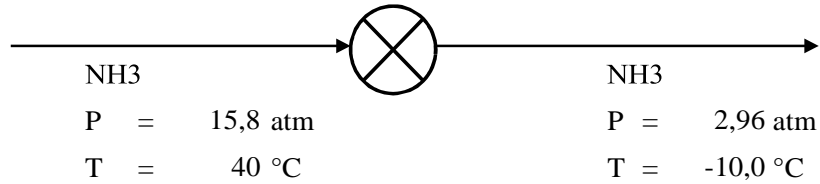
Pass : 1

Pressure drop : 0,0397 psi

Jenis material : *Stainless Steel*

VALVE EKSPANSI UTILITAS

(EVU-01)



Fungsi: Menurunkan tekanan fluida dari 15,8 atm menjadi 2,96 atm

Kondisi operasi:

Tekanan inlet = 15,8 atm = 16,00 bar

Tekanan outlet = 2,96 atm = 3,00 bar

Suhu inlet = 40 °C = 313 K

Suhu outlet = -10,0 °C = 263 K

Perhitungan suhu outlet fluida menggunakan diagram P-H Ammonia sebagai berikut

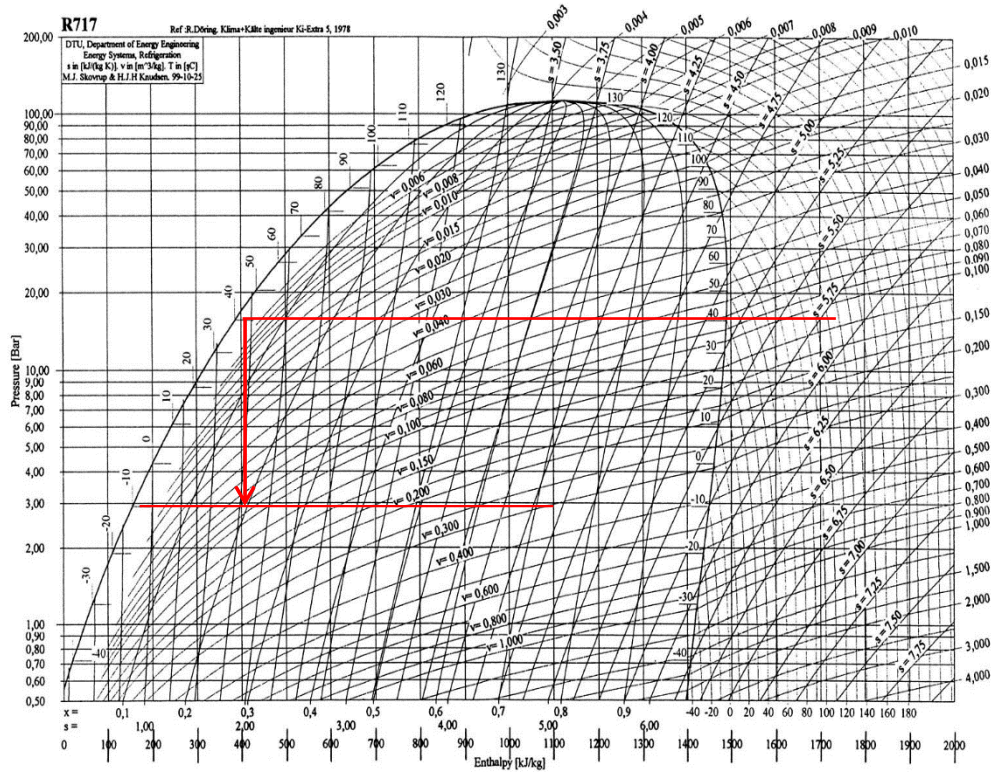


Diagram P-H Ammonia

Berdasarkan diagram P-H Ammonia, dapat disimpulkan bahwa fasa fluida setelah diekspansi dengan proses throttling ($\Delta H=0$) sampai 3 bar adalah campuran uap-cair dengan komposisi sebagai berikut

$$\text{Fraksi uap} = 0,18$$

$$\text{Fraksi cair} = 0,82$$

Komposisi setelah diekspansi

$$\text{laju mol cairan} = 104,6325 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{laju mol uap} = 22,9681 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{laju massa cair} = 1781,8915 \text{ kg/jam}$$

$$\text{laju massa uap} = 391,147 \text{ kg/jam}$$

Menentukan diameter valve

$$D_{opt} = 3,9 q_f^{0,45} \rho^{0,13}$$

Dimana :

D_{opt} : Diameter optimum [in]

Q_f : Debit fluida [ft^3/s]

r : Densitas fluida [lb/ft^3]

Laju alir massa

$$G = 1781,8915 \text{ kg/jam} = 3928,398 \text{ lb/jam} = 1,091 \text{ lb/s}$$

Densitas fluida pada suhu masuk $T = 40 \text{ }^\circ\text{C}$

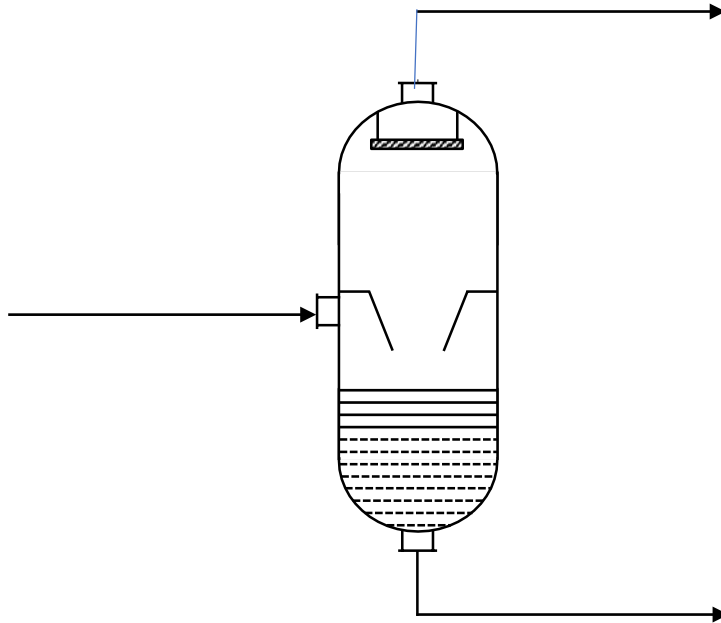
$$r = 579 \text{ kg/m}^3 = 36118 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_f = G/r = 0,00003 \text{ ft}^3/\text{s}$$

SEPARATOR UTILITAS (SPU-01)

Tugas : Memisahkan NH_3 cair dan uap dari Expansion Valve (EVU-01)

Jenis alat : Vertikal Separator



1. Neraca Massa

Tekanan operasi = 2,96 atm = 2250,19 mmHg

Vapor/Feed (V/F) = 0,18

Suhu didih (T_b) = -10°C = 263 K

M_r = 17,03 kg/kmol

Laju massa cairan = 1781,89 kg/jam

Laju mol cairan = 104,63 kmol/jam

Laju massa uap = 391,147 kg/jam

Laju mol uap = 22,9681 kmol/jam

Laju massa total = 2173,04 kg/jam

Laju mol = 127,60 kmol/jam

2. Settling Velocity (u_s)

Dihitung dengan persamaan :

$R = 0,08205$

$P = 2,96077$ atm

$T = 263$ K

$M_r = 17,03$ kg/ kmol

$$\rho_v = \frac{M_r P}{R T}$$

$\rho_v = 2,3366$ kg/ m^3

$$\rho_L = 654,59 \text{ kg/m}^3$$

$$u_t = 0,07[(\rho_L - \rho_v)/\rho_v]^{1/2}$$

$$u_t = 0,07 \left[\frac{659,59 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 2,3366 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{2,3366 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right]^{1/2}$$

$$u_t = 1,1695 \text{ m/s}$$

3. Diameter Vessel

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik Uap (} V_v) &= \frac{391,147 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{2,3366 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 167,4 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0465 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diameter Separator

$$\begin{aligned} D_v &= \sqrt{\frac{4V_v}{\pi u_s}} \\ &= \sqrt{\frac{4 \times 0,0465 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{3,14 \times 1,1695 \frac{\text{m}}{\text{s}}}} \\ &= 0,0506 \end{aligned}$$

Dipilih diameter standar 12 in = 0,3048 m

4. Tinggi Vessel

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetric cairan (} v_L) &= \frac{2264,84 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{654,59 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 3,4599 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,00096 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Waktu tinggal cairan berkisar antara 5 – 10 menit (Wallas,ST)

$$\theta = 10 \text{ menit} = 600 \text{ detik}$$

V_L = Kecepatan volumetrik cairan x waktu tinggal;

$$\begin{aligned} V_L &= 3,4599 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 0,5766 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Luas Penampang

$$A = \frac{\pi D t^2}{4} = \frac{\pi (0,3048)^2}{4} = 0,073 \text{ m}^2$$

Tinggi Cairan

$$H_L = \frac{V_L}{A} = \frac{0,5766 \text{ m}^3}{0,073 \text{ m}^2} = 7,9070 \text{ m}^3$$

$$\text{Cairan ke inlet vessel} = D_v/2 = 0,1524 \text{ m}$$

$$\text{Inlet vessel ke demister} = D_v = 0,3048 \text{ m}$$

$$\text{Demister ke tutup} = 0,4 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = H_L + D_v/2 + D_v + 0,4 = 8,76 \text{ m}$$

5. Tebal Vessel

$$\text{Bahan vessel} = \text{Carbon steel SA-285 C}$$

$$\text{Maximum allowable stress (f)} = 13750 \text{ psi}$$

$$\text{Welded joint efficiency (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125$$

Tekanan perancangan (P_i) = $1,2 \times P = 52,21$ psi

$$t_s = \frac{P_i D_i}{2 S E - 1,2 P_i} + \square$$

$t_s = 0,0268$ in

Dipilih t_s standar yaitu $3/16$ in

6. Tebal Tutup Vessel

Dipilih jenis torispherical dished head

Jari-jari kelengkungan (R_c) = 12 in

$$t = \frac{P_i D_i}{2 S E - 1,2 P_i}$$

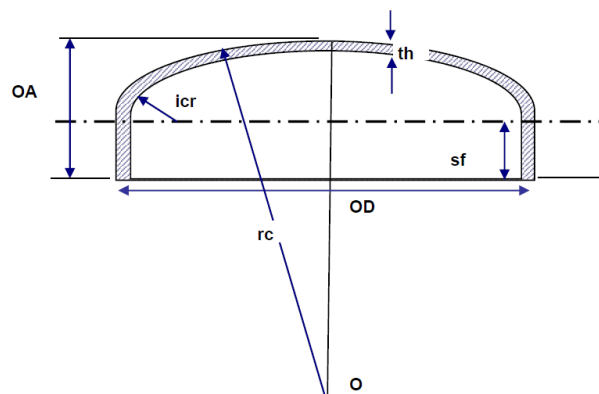
$t_s = 0,0268$ in

Dipilih t_h standar = $3/16$ in

7. Tinggi Tutup Vessel

Straight flange (sf) = 1,75 in

Internal corner radius = 0,5625 in



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 :

$$OA = th + b + sf$$

$$a = \frac{Ds}{2}$$

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

$$BC = r - icr$$

$$AB = a - icr$$

Nilai sf dan icr diperoleh dari tabel 5.6 Brownell and Young

Nilai sf berkisar antara 1,5 – 2 in .

Dipilih nilai sf = 1,75

$$\text{in } r = Ids = 12 \text{ in}$$

$$a = 12/2 = 6 \text{ in}$$

$$icr = 0,5625 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 12 - 0,5625 = 11,44 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 6 - 0,5625 = 5,44 \text{ in}$$

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

$$= 12 - \sqrt{11,44^2 - 5,44^2}$$

$$= 1,9376 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = 0,1875 + 1,94 + 1,75 = 3,88 \text{ in}$$

KESIMPULAN
SEPARATOR UTILITAS (SPU-01)

Tugas : Memisahkan NH₃ cair dan uap dari Expansion Valve (EVU-01)

Jenis alat : Vertikal Separator

Umpan masuk : 1781,89 kg/jam

Kondisi Operasi

Suhu : -10°C = 263 K

Tekanan : 2,96 atm

Tinggi cairan : 7,90 m

Diameter separator : 0,3048 m

Tinggi separator : 8,7642 m

Tebal shell : 0,1875 in

Tebal head : 0,1875 in

Waktu tinggal : 10 menit

Bahan : Carbon Steel SA 285

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik Nitrogliserin dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik dari kelayakan potensial ekonomi. Evaluasi kelayakan ekonomi dilakukan dengan tahap sebagai berikut :

- 1 Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)
- 2 Penaksiran Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Investment*)
- 3 Perkiraan Penjualan
- 4 Penentuan Biaya Produksi (*Production Cost*)
- 5 Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan perhitungan Total Modal (*Capital Investment*)
- 6 Perhitungan *General Expense* dan Total Biaya Produksi
- 7 Perkiraan Pendapatan
- 8 Analisis Kelayakan

1) Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries & Newton, 1995 hal 16)

dimana :

Ex = Harga alat pada tahun x

Ey = Harga alat pada tahun y

Nx = Index harga pada tahun x

Ny = Index harga pada tahun y

Dalam penentuan harga alat pabrik, dilakukan berdasarkan beberapa asumsi dasar sebagai berikut :

1. Kurs dollar oktober 2022 US \$1 = Rp. 15026
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web dapat dilihat pada lampiran. Untuk perhitungan alat diperlukan nilai CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini. Nilai CEPCI untuk perhitungan harga alat sebagai berikut :

Tahun	Indeks	Sumber
1955	185	Aries, Newton, 1955
1982	315	Ulrich, 1982
1990	357,6	Timmerhaus, 1990
2022	815,7	www.chemengonline.com

3. Harga yang diperoleh dalam rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat.
4. Harga yang diperoleh dalam dollar US dibulatkan dalam satuan terdekat.

A *Purchasing Equipment Cost (PEC)*

Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Sumber (\$)	Harga x	Sumber
				Jumlah 2022 \$	
1	Reaktor (R-01)	1	\$25.000	\$ 57.282,30	Peters, fig.16-35 hal 731
2	Decanter (D-01)	1	\$43.000	\$ 189.595,14	Aries, fig 4 hal 24
3	Decanter (D-02)	1	\$26.000	\$ 114.638,92	Aries, fig 4 hal 25
4	Netralizer (N-01)	1	\$40.000	\$ 91.651,69	Peters, fig.16-35 hal 731
5	Mixer (M-01)	1	\$25.000	\$ 64.738,10	Ulrich, fig 5-42 hal 306
6	Mixer (M-02)	1	\$25.000	\$ 64.738,10	Ulrich, fig 5-42 hal 307
7	Washtank	1	\$25.000	\$ 77.685,72	Ulrich, fig 5-42 hal 307
8	Tangki (T-01)	1	\$135.000	\$ 349.585,71	Ulrich, fig 5-61 hal 316
9	Tangki (T-02)	1	\$36.000	\$ 93.222,86	Ulrich, fig 5-61 hal 316
10	Tangki (T-03)	1	\$33.700	\$ 87.266,95	Ulrich, fig 5-61 hal 316

11	Tangki (T-04)	1	\$315.000	\$ 815.700,00	Ulrich, fig 5-61 hal 316
12	Heater (H-01)	1	\$2.000	\$ 4.582,58	Peters,fig.15-17 hal 618
13	Cooler (CL-01)	1	\$1.000	\$ 2.291,29	Peters,fig.15-17 hal 618
14	Silo (SL-01)	1	\$9.000	\$ 39.682,70	Aries, fig 46 hal 66
15	Hopper (HP-01)	1	\$1.000	\$ 4.409,19	Aries, fig 46 hal 66
16	(SC-01)	1	\$320	\$ 1.410,94	Aries, fig 9 hal 29
17	(BE-01)	1	\$500	\$ 2.204,59	Aries, fig 8 hal 29
18	Pompa (P-01)	2	\$9.500	\$ 49.200,95	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
19	Pompa (P-02)	2	\$9.501	\$ 49.206,13	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
20	Pompa (P-03)	2	\$9.122	\$ 47.243,27	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
21	Pompa (P-04)	2	\$4.370	\$ 22.632,44	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
22	Pompa (P-05)	2	\$4.370	\$ 22.632,44	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
23	Pompa (P-06)	2	\$4.370	\$ 22.622,80	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
24	Pompa (P-07)	2	\$4.370	\$ 22.632,44	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
25	Pompa (P-08)	2	\$4.370	\$ 22.632,44	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
26	Pompa (P-09)	2	\$4.370	\$ 22.632,44	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
27	Pompa (P-10)	2	\$4.370	\$ 22.632,44	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
28	Pompa (P-11)	2	\$4.370	\$ 22.622,80	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
29	Pompa (P-12)	2	\$4.370	\$ 22.622,80	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
30	Pompa (P-13)	2	\$4.370	\$ 22.622,80	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
31	Pompa (P-14)	2	\$4.370	\$ 22.622,80	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
32	Pompa (P-15)	2	\$9.500	\$ 49.200,95	Ulrich, fig. 5-49 hal. 310
Total				\$ 2.504.446,70	

Dari penentuan harga masing-masing alat proses diatas maka didapatkan PEC dari alat proses tersebut. PEC alat proses dapat dilihat pada tabel berikut :

No.	Item	Biaya (\$)
1	Alat Proses	\$ 2.504.447
Total		\$ 2.504.447

B. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas

Berdasarkan asal pembelian, alat utilitas dapat dibedakan menjadi dua, yaitu dari dalam negeri dan dari luar negeri.

a. Alat Utilitas dari Dalam Negeri

Biaya investasi utilitas dari dalam negeri yang sudah termasuk biaya material dan instalasi adalah alat utilitas yang terdiri dari bak air bersih dan bak air sanitasi. Biaya pembuatan bak yang sudah meliputi biaya borongan dari material dan upah buruh diperoleh dari Masyarakat Profesi Penilai Indonesia (MAPPI) :

No	Nama alat	Volume (m ³)	Harga/m ³ (Rp)	Harga total (Rp)
1	Bak air bersih	2292,81	260.000,00	Rp596.130.340
2	Bak air kebutuhan rumah tangga	60,1	260.000,00	Rp15.626.000
Total				Rp 611.756.340

Dari tabel diperoleh total biaya utilitas dalam negeri = Rp 611.756.340,0
= \$ 40.713,19

b. Alat Utilitas dari Luar Negeri

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Sumber (\$)	Harga x jumlah 2022, \$	Sumber
1	Cooling Tower	1	15000	34.369	Peters, fig. 14-56 hal 539
2	Tangki Klorinasi	1	2000	8.818	Aries,fig 81 hal 115
3	Tangki H2SO4	1	5700	25.132	Aries, fig 46 hal. 66
4	Tangki NaOH	1	2500	11.023	Aries, fig 46 hal. 67
5	Kation Exchanger	2	4500	39.683	Aries,1955 hal 52 fig 32
6	Anion Exchanger	2	2400	21.164	Aries,1955 hal 52 fig 32
7	Pompa Utilitas	2	1200	6.215	Ulrich,fig. 5-49 hal 310
8	Pompa Utilitas	2	1200	6.215	Ulrich,fig. 5-49 hal 310
9	Pompa Utilitas	2	5700	29.521	Ulrich,fig. 5-49 hal 310
10	Pompa Utilitas	2	3000	118.082	Ulrich,fig. 5-49 hal 310
11	Pompa Utilitas	2	3000	29.521	Ulrich,fig. 5-49 hal 310
12	Pompa Utilitas	2	5700	29.521	Ulrich,fig. 5-49 hal 310
13	Tangki bahan bakar	1	9000	20.622	Peters,fig.16-35 hal 731
14	Generator	1	30000	57.548	Ulrich,fig. 5-20 hal 295
15	Kompresor Utilitas	1	7200	16.497	Aries, fig.5 hal.25
16	Kompresor Udara	1	3000	6.874	Aries, fig.5 hal.25
17	Tangki Silica Gel	1	2800	6.416	Peters,fig.16-35 hal 731
18	Tangki Udara Tekan	1	24000	54.991	Peters,fig.16-35 hal 731
19	Cooler Utilitas	1	8000	20.716	Ulrich,fig. 5-49 hal 310
20	Condensor Utilitas	1	1100	2.848	Ulrich,fig. 5-49 hal 310
21	Separator Utilitas	1	5300	5.686	Ulrich,fig. 5-49 hal 310
22	Tangki Brine	1	6500	16.832	Aries, fig 46 hal. 66
Total				568.294	

$$\begin{aligned} \text{Harga total} &= \text{Harga alat proses} + \text{Harga alat utilitas} \\ &= \$2.504.447 + \$609.007 \\ &= \$3.113.454 \end{aligned}$$

Dari penentuan harga masing-masing alat proses diatas maka diperoleh total PEC alat utilitas dari dalam dan luar negeri dapat dilihat pada tabel berikut :

No.	Item	Biaya (\$)
1.	Alat utilitas dalam negeri	\$ 40.713,19
2.	Alat utilitas luar negeri	568293,7365
TOTAL		609006,923

2) Penaksiran Modal Tetap Industri (Fixed Capital Investment)

Modal industri (*Capital Investment*) adalah penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa uang yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries.Newton, 1955)

Modal industri (*Capital Investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik. Modal industri terdiri dari :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90 %
2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10 %

(Aries & Newton, 1955 hal 1)

Modal tetap dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru, terdiri dari :

- 1) *Direct plant cost*
 - *Purchased equipment*
 - *Equipment installation*
 - *Piping*
 - *Instrumentation*
 - *Insulation*
 - *Electrical*
 - *Building*
 - *Land & yard improvements*

- *Utilities*

2) *Indirect Cost*

- *Construction expenses*
- *Engineering and construction*
- *Contractor fee*
- *Contingency*

1. **Direct Cost (DC)**

Dalam menentukan *Direct Cost* dilakukan asumsi sebagai berikut :

1. Biaya inflasi sudah dimasukkan ke dalam biaya *Purchasing Equipment Cost* (PEC) sampai tempat.
2. Dalam biaya instalasi (*Purchased Equipment Installation*), instrumentasi dan kontrol (*Instrumentation and Controls*), Piping, Electrical Equipment and Materials, Insulation diambil buruh lokal sebesar 95% dan buruh asing 5%.
3. Upah buruh :
 - Buruh asing = US \$ 10 /manhour
 - Buruh lokal = Rp 20.000 /manhour
 - Perbandingan manhour asing = 2 manhour lokal

a. **Direct Cost (DC) Alat Proses**

- *Purchasing Equipment Cost* (PEC) Alat Proses Sampai Tempat

PEC meliputi biaya peralatan yang tercantum pada lembar diagram alir lengkap, suku cadang dan suku cadang peralatan yang tidak dipasang, surplus peralatan, perlengkapan, dan tunjangan peralatan, tunjangan biaya inflasi, biaya pengiriman, pajak, asuransi, tugas, penyelisihan modifikasi saat start up. Biasanya biaya peralatan sampai tempat = 10-40 % PEC.

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Harga peralatan proses di negara pembuatan (PEC) US \$ = 2504446,699

Dipilih 30%

PEC sampai tempat = 1,3 x US \$ 2504446,7
= US \$ 3255780,71

- *Purchasing Equipment Installation* (PEI)

PEI meliputi pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran lengkap, dukungan struktural, isolasi, dan cat (P. & Timmerhaus,1991). Biaya instalasi sebesar 43% dari PEC, terdiri dari biaya material sebesar 11 % yang meliputi foundations, platforms dan supports dan buruh sebesar 32% (Tabel 16. Aries & Newton, 1955 : 77)

Material (11% PEC) = 0,11 x US \$ 3255780,71
= US \$ 358135,878

Buruh (32% PEC) = 0,32 x US \$ 3255780,71
= US 1041849,827

Buruh asing = 0,05 x 1041849,827
= US \$ 52092,5

Buruh lokal = 0,95 x 1041849,827
= US \$ 989757,335

= Rp 14.872.093.720,20

Jumlah manhour asing = US \$ 1041849,83 / US \$ 10
= 104184,983 manhour

Jumlah manhour lokal = 14872093720 / 20000
= 743604,686 manhour

- *Instrumentation and Controls*

Meliputi pembelian, instalasi, kalibrasi, komputer (Peter & Timmerhaus,1991)

Besarnya biaya instrumentasi 15% dari PEC, yang terdiri dari 12% biaya material dan 3% buruh (Tabel 19. Aries & Newton,1955 : 97)

Material (12% PEC)	=	0,12	x	US \$	3255780,71	
	=	US \$		390693,685		
Buruh (3% PEC)	=	0,03	x	US \$	3255780,71	
	=	US \$		97673,4212		
Buruh asing	=	0,05	x	97673,4212		
	=	US \$		4883,67		
Buruh lokal	=	0,95	x	97673,4212		
	=	US \$		92789,7502		
	=	Rp		1.394.258.786,27		
Jumlah manhour asing	=	US \$		97673,4212	/	US \$ 10
	=			9767,34		manhour
Jumlah manhour lokal	=	1394258786			/	20000
	=	69712,9				manhour
• <i>Piping (Pemipaan)</i>						
Meliputi biaya proses baja, pipa-karbon, paduan, besi, cor, timah, berjajar, alumunium, tembaga, keramik, plastik, karet, beton bertulang, pipa gantungan, <i>fitting</i> , katup, isolasi-pipa, peralatan. (Peter & Timmerhaus, 1991). Besarnya biaya pemipaan untuk alat proses fluida 86% dari PEC untuk cairan terdiri dari 49% biaya material dan 37% buruh. (Tabel 17. Aries Newton : 78)						
Material (49% PEC)	=	0,49	x	US \$	3255780,71	
	=	US \$		1595332,55		
Buruh (37% PEC)	=	0,37	x	US \$	3255780,71	
	=	US \$		1204638,86		
Buruh asing	=	0,05	x	1204638,862		
	=	US \$		60231,9		
Buruh lokal	=	0,95	x	1204638,862		
	=	US \$		1144406,92		
	=	Rp		17.195.858.363,98		
Jumlah manhour asing	=	US \$		1204638,86	/	US \$ 10
	=			120463,886		manhour
Jumlah manhour lokal	=	17195858364			/	20000
	=	859792,918				manhour
• <i>Electrical Equipment and Materials</i>						
Meliputi peralatan listrik, <i>switches</i> , motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpan, grounding, instrumen, control kabel dan pencahayaan, panel-panel, dan bahan dan tenaga kerja listrik (Peter & Timmerhaus, 1991). Besarnya biaya instalasi listrik 15% PEC, terdiri dari 12% biaya pemeriksaan instalasi, biaya instalasi, dan 3% upah buruh (Aries, Newton, 1955 : 97).						
Material (12% PEC)	=	0,12	x	US \$	3255780,71	
	=	US \$		390693,685		
Buruh (3% PEC)	=	0,03	x	US \$	3255780,71	
	=	US \$		97673,4212		
Buruh asing	=	0,05	x	97673,4212		
	=	US \$		4883,67		
Buruh lokal	=	0,95	x	97673,4212		
	=	US \$		92789,7502		
	=	Rp		1.394.258.786,27		
Jumlah manhour asing	=	US \$		97673,4212	/	US \$ 10
	=			9767,34		manhour
Jumlah manhour lokal	=	1394258786			/	20000
	=	69712,9				manhour

- *Insulation*

Besarnya biaya insulasi 8% dari PEC, terdiri dari 5% biaya material dan 3% buruh (Tabel 21. Aries,Newton, 1955:98)

Material (5% PEC)	=	0,05	x	US \$	3255780,71
				US \$	162789,035
Buruh (3% PEC)	=	0,03	x	US \$	3255780,71
				US \$	97673,4212
Buruh asing	=	0,05	x	97673,4212	
				US	4883,67
Buruh lokal	=	0,95	x	97673,4212	
				US \$	92789,7502
				Rp	1.394.258.786,27
Jumlah manhour asing	=	US \$	97673,4212	/	US \$ 10
					= 9767,34 manhour
Jumlah manhour lokal	=	1394258786		/	20000
					= 69712,9 manhour

Total *Direct Cost* alat proses dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
Purchasing Equipment Cost	\$3.255.781	Rp48.921.360.921,71
Instalasi	\$1.399.986	Rp21.036.185.196,34
Instrumentasi & kontrol	\$488.367	Rp7.338.204.138,26
Pemipaan	\$2.799.971	Rp42.072.370.392,67
Instalasi listrik	\$488.367	Rp7.338.204.138,26
Instalasi isolasi	\$260.462	Rp3.913.708.873,74
Total	\$8.692.934	Rp130.620.033.660,97

b. *Direct Cost* (DC) Alat Utilitas

Biaya utilitas terbagi menjadi 2 kelompok, yaitu :

1. Biaya utilitas dalam negeri

Merupakan biaya yang diperlukan untuk membeli alat utilitas yang tersedia di dalam negeri.

Biaya utilitas dalam negeri = Rp 611.756.340,0

2. Biaya utilitas luar negeri

Merupakan biaya yang diperlukan untuk membeli alat utilitas yang tersedia di luar negeri.

• *Purchasing Equipment Cost* (PEC) Alat Utilitas Sampai Tempat

Besarnya biaya peralatan utilitas sampai tempat = 10 - 40% PEC .

Dipilih 25 % (Peter & Timmerhaus, 1991)

Harga peralatan utilitas di negara pembuatan (PEC) = US \$ 568293,736

PEC sampai tempat = 125% x US \$ 568293,736

= US \$ 710367,171

• *Purchasing Equipment Installation* (PEI)

PEI meliputi pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran

lengkap, dukungan struktural, isolasi, dan cat (P. & Timmerhaus,1991). Biaya

instalasi sebesar 43% dari PEC, terdiri dari biaya material sebesar 11 % yang meliputi *foundations, platforms dan supports* dan buruh sebesar 32% (Tabel 16)

Aries & Newton, 1955 : 77)

Material (11% PEC) = 0,11 x US \$ 710367,171

= US \$ 78140,3888

Buruh (32% PEC) = 0,32 x US \$ 710367,171

= US \$ 227317,495

Buruh asing = 0,05 x 227317,495

= US \$ 11365,9

Buruh lokal	=	0,95	x	227317,495	
	=	US \$		215951,62	
	=	3244889040			
Jumlah manhour asing	=	US \$	227317,495 / US \$	5,5	
	=	41330,5	manhour		
Jumlah manhour lokal	=	3244889040	/	25000	
	=	129795,562	manhour		

- *Instrumentation and Controls*

Meliputi pembelian, instalasi, kalibrasi, komputer (Peter & Timmerhaus,1991)
Besarnya biaya instrumentasi 15% dari PEC, yang terdiri dari 12% biaya material dan 3% buruh (Tabel 19. Aries & Newton,1955 : 97)

Material (12% PEC)	=	0,12	x	US \$	710367,171
	=	US \$		85244,0605	
Buruh (3% PEC)	=	0,03	x	US \$	710367,171
	=	US \$		21311	
Buruh asing	=	0,05	x	21311,0151	
	=	US \$		1065,55	
Buruh lokal	=	0,95	x	21311,0151	
	=	US \$		20245,5	
	=	Rp		304.208.348	
Jumlah manhour asing	=	US \$	21311 / US \$	10	
	=	2131,1	manhour		
Jumlah manhour lokal	=	Rp	304.208.348 / Rp	25.000	
	=	12168	manhour		

- *Piping (Pemipaan)*

Meliputi biaya proses baja, pipa-karbon, paduan, besi, cor, timah, berjajar, aluminium, tembaga, keramik, plastik, karet, beton bertulang, pipa gantungan, *fitting*, katup, isolasi-pipa, peralatan. (Peter & Timmerhaus, 1991). Besarnya biaya pemipaan untuk alat proses fluida 86% dari PEC untuk cairan terdiri dari 49% biaya material dan 37% buruh. (Tabel 17. Aries Newton : 78)

Material (49% PEC)	=	0,49	x	US \$	710367,171
	=	US \$		348079,914	
Buruh (37% PEC)	=	0,37	x	US \$	710367,171
	=	US \$		262835,853	
Buruh asing	=	0,05	x	262835,853	
	=	US \$		13141,8	
Buruh lokal	=	0,95	x	262835,853	
	=	US \$		249694,06	
	=	3751902953			
Jumlah manhour asing	=	US \$	262835,853 / US \$	10	
	=	26283,6	manhour		
Jumlah manhour lokal	=	3751902953	/	20000	
	=	187595,148	manhour		

- *Electrical Equipment and Materials*

Meliputi peralatan listrik, *switches*, motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpan, grounding, instrumen, control kabel dan pencahayaan, panel-panel, dan bahan dan tenaga kerja listrik (Peter & Timmerhaus, 1991). Besarnya biaya instansi listrik 15% PEC, terdiri dari biaya pemeriksaan instalasi, biaya instalasi dan upah buruh (Aries, Newton, 1955 : 97)

Material (12% PEC)	=	0,12	x	US \$	710367,171
	=	US \$		85244,0605	
Buruh (3% PEC)	=	0,03	x	US \$	710367,171

	=	US \$	21311
Buruh asing	=	0,05 x	21311,0151
	=	US \$	1065,55
Buruh lokal	=	0,95 x	21311,0151
	=	US \$	20245,5
	=		304208347,5
Jumlah manhour asing	=	US \$ 21311 / US \$ 10	
	=		2131,1 manhour
Jumlah manhour lokal	=	304208347,5 / 20000	
	=		15210,4 manhour

- *Insulation*

Besarnya biaya insulasi 8% dari PEC, terdiri dari 5% biaya material dan 3% buruh (Tabel 21. Aries, Newton, 1955:98)

Material (3% PEC)	=	0,03 x	US \$ 710367,171
	=	US \$	21311
Buruh (5% PEC)	=	0,05 x	US \$ 710367,171
	=	US \$	35518,3585
Buruh asing	=	0,05 x	35518,3585
	=	US \$	1775,92
Buruh lokal	=	0,95 x	35518,3585
	=	US \$	33742,4406
	=	Rp	507.013.912,51
Jumlah manhour asing	=	US \$ 35518,3585 / US \$ 10	
	=		3551,84 manhour
Jumlah manhour lokal	=	507013912,5 / 20000	
	=		25350,7 manhour

Total *Direct Cost* alat utilitas dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
Harga alat sampai tempat	\$ 710.367	Rp 10.673.977.105
Instalasi	\$ 305.458	Rp 4.589.810.155
Instrumentasi & kontrol	\$ 106.555	Rp 1.601.096.566
Pemipaan	\$ 610.916	Rp 9.179.620.311
Instalasi listrik	\$ 106.555	Rp 1.601.096.566
Instalasi isolasi	\$ 56.829	Rp 853.918.168
Biaya Utilitas Dalam Negeri	\$ 40.713	Rp 611.756.340
Total	\$ 1.937.394	Rp 29.111.275.211

c. *Direct Cost (DC) Bangunan*

Biaya bangunan diperoleh dari "*Jurnal Harga Satuan Bahanan Bangunan dan Bahan Konstruksi, Juli 2006*".

Jenis bangunan :

biasa	:	Rp	1.000.000/m ²
sederhana	:	Rp	1.500.000/m ²
mewah	:	Rp	2.000.000/m ²

Rincian biaya dapat dilihat pada tabel berikut :

No.	Nama Bangunan	Harga (Rp)/m ²	Luas(m ²)	Total harga
1	Pos Satpam	1.000.000	300	300.000.000

2	Parkir Tamu	1.000.000	375	375.000.000
3	Parkir Karyawan	1.000.000	1.200	1.200.000.000
4	Kantor Utama	1.500.000	1.800	2.700.000.000
5	Lapangan	1.500.000	1.500	2.250.000.000
6	Gedung serbaguna	1.500.000	600	900.000.000
7	pusdiklat	1.500.000	375	562.500.000
8	Kantin	1.500.000	500	750.000.000
9	Mesjid	1.500.000	750	1.125.000.000
10	Perpustakaan	1.500.000	500	750.000.000
11	poliklinik	1.500.000	500	750.000.000
12	Damkar	1.500.000	900	1.350.000.000
13	Bengkel	1.000.000	1.000	1.000.000.000
14	Laboratorium	1.000.000	600	600.000.000
15	Area Utilitas	2.000.000	2.100	4.200.000.000
16	UPL	2.000.000	500	1.000.000.000
17	Loading Area	2.000.000	900	1.800.000.000
18	Area Tangki	1.500.000	800	1.200.000.000
19	Control room	1.000.000	225	225.000.000
20	Area Proses	1.500.000	1.650	2.475.000.000
21	Area Perluasan 1	2.000.000	10.500	21.000.000.000
22	Atm	2.000.000	500	1.000.000.000
23	Perumahan	1.000.000	4.500	4.500.000.000
Total			32.350	52.012.500.000

d. Direct Cost (DC) Land and Yard

Total kebutuhan tanah pabrik $255 \text{ m} \times 252 \text{ m} = 64260$

Harga tanah di kawasan industri = $2500000 / \text{m}^2$

(<https://www.dotproperty.id>)

Sehingga biaya untuk pembelian tanah :

Harga tanah = $64.260 \text{ m}^2 \times 2500000$

= Rp 160.650.000.000

Harga pengolahan tanah diperkirakan 5% dari harga tanah,

Biaya pengolahan tanah = $0,05 \times \text{Rp } 160.650.000.000$

= Rp 8.032.500.000

Total Biaya tanah = Rp 168.682.500.000

Total *Physical Plant Cost / Direct Cost* pabrik dapat dilihat pada tabel berikut :

No.	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1.	PPC Alat proses	\$8.692.934	Rp130.620.033.660,97
2.	PPC Alat utilitas	\$1.937.394	Rp 29.111.275.211
3.	Bangunan	\$3.461.500	Rp 52.012.500.000
4.	Tanah	\$11.226.042	Rp 168.682.500.000
Total		\$ 25.317.870	Rp380.426.308.872,46

2 Indirect Plant Cost

a. Engineering and Construction

Engineering and Construction meliputi biaya desain, supervisi, konstruksi, dan pemeriksaan. Besar biaya ditentukan sebesar 20% dari *Physical Plant Cost* (PPC) (Aries, Newton, 1955).

No.	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Physical Plant Cost</i>	\$ 25.317.870	Rp380.426.308.872
2.	<i>Engineering & construction (20%)</i>	\$ 5.063.574	Rp76.085.261.774
	Total	\$ 30.381.444	Rp456.511.570.647

b. Contractor's Fee

Biaya kontraktor bervariasi untuk situasi yang berbeda, tetapi dapat diperkirakan besarnya sekitar 2-6% dari Direct Plant Cost (DPC).

(Aries & Newton, 1955 halaman 164)

Dipilih besarnya biaya kontraktor sebesar 3% dari DPC

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya kontraktor} &= 0,03 \times \text{DPC} \\
 &= 0,03 \times \text{Rp}456.511.570.647 \\
 &= \text{Rp}13.695.347.119 \\
 &= \$ 911.443
 \end{aligned}$$

c. Contingency

Modal kontingensi biasanya disertakan dalam perkiraan investasi modal untuk mengkompensasi kejadian tak terduga, seperti badai, banjir, pemogokan, perubahan harga, perubahan desain kecil.

Level darurat dibagi menjadi tiga, yaitu:

$$\begin{aligned}
 \text{Level rendah} &= 0,1 \text{ dari DPC} \\
 \text{Level sedang} &= 0,15 \text{ dari DPC} \\
 \text{Level tinggi} &= 0,25 \text{ dari DPC}
 \end{aligned}$$

Dipilih level SEDANG karena pabrik berlokasi di cilegon yang mana rawan banjir.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya darurat} &= 0,15 \times \text{DPC} \\
 &= 0,15 \times \text{Rp}456.511.570.647 \\
 &= \text{Rp}68.476.735.597 \\
 &= \$ 4.557.217
 \end{aligned}$$

3 Fixed Capital Investment (FCI)

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost</i>	\$ 25.317.870	Rp380.426.308.872
<i>Engineering and Construction</i>	\$ 5.063.574	Rp 76.085.261.774
<i>Contractor Fee</i>	\$ 6.329.467	Rp 13.695.347.119
<i>Contingency Cost</i>	\$ 4.557.217	Rp 68.476.735.597
Total	\$ 41.268.127	Rp 538.683.653.363

3) Perkiraan Penjualan

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut :

a. Harga jual produk Nitrogliserin tidak mengalami kenaikan harga selama periode pengembalian modal.

b. Produksi pada tahun pertama langsung 100%

Produk Nitrogliserin

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 15.000.000 \text{ kg/tahun} \\
 \text{Harga jual} &= 8 \$ / \text{kg} \quad (\text{Alibaba.com}) \\
 &= 120208 / \text{kg} \\
 \text{Penjualan} &= \text{Rp}1.803.120.000.000 / \text{tahun} \\
 &= 120000000 / \text{tahun}
 \end{aligned}$$

4) Penentuan Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

Dalam penentuan biaya produksi diambil kebijakan jam kerja sebagai berikut :

- Dalam 1 hari, pabrik beroperasi selama 24 jam
- Dalam 1 tahun, pabrik beroperasi selama 330 hari

Manufacturing cost terdiri dari 3 bagian, yaitu :

- a. *Direct Manufacturing Cost*
- b. *Indirect Manufacturing Cost*
- c. *Fixed Manufacturing Cost*

a. *Direct Manufacturing Cost*

Direct manufacturing cost terdiri dari:

- 1. *Raw Materials*
- 2. *Operating Labour*
- 3. *Supervision*
- 4. *Maintenance*
- 5. *Plant Supplies*
- 6. *Royalties and Patents*
- 7. *Utilities*

(Aries & Newton, 1955)

1. *Raw Materials*

Pada proses produksi di pabrik Nitrogliserin diperlukan bahan baku utama agar proses produksi dapat berjalan, bahan-bahan tersebut berupa Asam Nitrat, Asam Sulfat, Gliserin dan Natrium Karbonat. Dalam perhitungan biaya bahan baku diambil asumsi bahwa harga pembelian bahan baku tidak mengalami kenaikan harga tiap tahun.

Berikut biaya dari bahan baku :

a. Asam Nitrat	98%		
Harga beli	=	2000 / kg	(Alibaba.com)
Kebutuhan	=	1906,05 kg/jam	
	=	15095916 kg/tahun	
Pembelian	=	Rp 30.191.832.000,0 / tahun	
	=	\$ 2.009.306,0 / tahun	

b. Asam Sulfat	98%		
Harga beli	=	5000 / kg	(Alibaba.com)
Kebutuhan	=	1411,43 kg/jam	
	=	11178523 kg/tahun	
Pembelian	=	Rp 55.892.615.050,8 / tahun	
	=	\$ 3.719.726,8 / tahun	

c. Gliserin	99,5%		
Harga beli	=	8000 / kg	(Alibaba.com)
Kebutuhan	=	412,227 kg/jam	
	=	3264838,47 kg/tahun	
Pembelian	=	Rp 26.118.707.725,4 / tahun	
	=	\$ 1.738.234,2 / tahun	

d. Natrium Karbonat			
Harga beli	=	3000 / kg	(Alibaba.com)
Kebutuhan	=	1104,46 kg/jam	
	=	8747307,36 kg/tahun	
Pembelian	=	Rp 26.241.922.080,0 / tahun	
	=	\$ 1.746.434,3 / tahun	
Total Pembelian	=	Rp 138.445.076.856 / tahun	
	=	\$ 9.213.701 / tahun	

2. *Operating Labour*

Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Gaji total
1	Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
2	Sek. Direktur Utama	1	25.000.000	25.000.000
3	Direktur	2	40.000.000	80.000.000
4	Sek. Direktur	2	20.000.000	40.000.000

5	Kepala Bagian	7	17.000.000	119.000.000
6	Kepala Seksi	22	14.000.000	308.000.000
7	Staff	40	7.000.000	280.000.000
8	Operator	72	6.600.000	475.200.000
9	Laboratorium	8	7.000.000	56.000.000
10	Dokter	4	9.000.000	36.000.000
11	Perawat	4	4.500.000	18.000.000
12	Keamanan	8	4.300.000	34.400.000
13	Control room	8	5.500.000	44.000.000
14	Listrik dan Instrumentasi	8	5.500.000	44.000.000
15	K3	8	5.500.000	44.000.000
16	Cleaning Service	4	4.000.000	16.000.000
17	Supervisor	8	5.500.000	44.000.000
18	Driver	5	4.300.000	21.500.000
		212		1.735.100.000

Total biaya *operating labour* = Rp 1.735.100.000 / bulan x 12 bln/th
= Rp 20.821.200.000 / tahun

3. Supervise

Beban pengawasan adalah gaji seluruh personel yang bertanggung jawab untuk pengawasan langsung operasi produktif. Skala gaji bervariasi dengan tingkat tanggung jawab yang diperlukan. Perkiraan cepat dapat dibuat dengan menerapkan presentase dari biaya tenaga kerja sebesar 10 persen untuk operasi sederhana dan 25 persen untuk prosedur yang kompleks. (Aries, Newton, 1995).

Diambil 10 % biaya karyawan = 0,1 x Rp 20.821.200.000
= Rp 2.082.120.000

4. Maintenance

Beban pemeliharaan termasuk biaya semua bahan dan tenaga kerja yang dipekerjakan dalam pemeliharaan rutin dan perbaikan insidental dan dalam beberapa kasus dalam revisi dalam revisi utama dari peralatan dan bangunan. Pemilihan biaya maintenance dapat dilihat di bawah ini. Dalam perhitungan biaya maintenance diasumsikan jenis operasinya dalam keadaan normal. (Aries, Newton, 1995)

Type of operation	Maintenance cost as percentage of fixed-capital investment (on annual basis)		
	Wages	Materials	Total
Simple chemical processes	1-3	1-3	2-6
Average processes with normal operating conditions	2-4	3-5	5-9
Complicated processes, severe corrosion operating conditions, or extensive instrumentation	3-5	4-6	7-11

Diambil biaya *maintenance* = 0,05 FCI
Biaya *maintenance* = 0,05 x Rp 538.683.653.363
= Rp 26.934.182.668

5. Plant Supplies

Dalam setiap operasi manufaktur, banyak persediaan aneka diperlukan untuk menjaga proses berfungsi secara efisien. Barang-barang seperti grafik, pelumas, uji bahan kimia, perlengkapan *custodian* dan perlengkapan yang tidak dapat dianggap sebagai bahan baku atau pemeliharaan dan perbaikan bahan, dan diklasifikasikan sebagai operasi persediaan. Biaya tahunan untuk jenis persediaan adalah sekitar 15 persen dari total biaya maintenance. (P. & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Biaya plant supplies} &= 0,15 \times \text{Rp } 26.934.182.668 \\ &= \text{Rp } 4.040.127.400 \end{aligned}$$

6. *Royalty and Patent*

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak paten dan mungkin diperlukan untuk membayar jumlah yang ditetapkan untuk hak paten atau *royalty* berdasarkan jumlah bahan yang dihasilkan. Meskipun perkiraan kasar dari paten dan *royalty* biaya untuk proses di-patenkan adalah 1-5 persen dari total biaya produk, insinyur harus menggunakan penilaian karena *royalty* bervariasi seperti faktor sebagai jenis produk dan industri. (Aries, Newton. 1995)

$$\begin{aligned} \text{Biaya royalty \& patent} &= 0,03 \times \text{Rp } 26.934.182.668 \\ &= \text{Rp } 808.025.480 \end{aligned}$$

7. *Biaya Bahan Utilitas (Utilities)*

Dalam penentuan biaya bahan utilitas diasumsikan tidak ada kenaikan harga masing-masing bahan utilitas tersebut.

Bahan	Harga (Rp/kg)	Kebutuhan /th		Biaya/tahun
Klorin	10000 /kg	7128	kg	Rp 71.280.000
Air	5 /kg	153582818,4	kg	Rp 767.914.092
Listrik	1500 /kWh	3516480	kW	Rp 5.274.720.000
H2SO4	4400 /kg	10122,552	kg	Rp 44.539.229
NaOH	6000 /kg	3239,28	kg	Rp 19.435.680
Brine CaCl2	2000 /kg	4191787,6	kg	Rp 8.383.575.200
Refrigeran	9000 /kg	92658,358	kg	Rp 833.925.222
Resin Kation	12000 /m3	10122,552	m3	Rp 121.470.624
Solar	7000 /kg	525	liter	Rp 18.375.000
Resin Anion	12000 /m3	3239,28	m3	Rp 38.871.360
Silika	12000 /kg	31053,6	kg	Rp 372.643.200
TOTAL				Rp 15.946.749.607

Total *Direct Manufacturing Cost* :

Komponen	Biaya
Bahan baku	Rp 138.445.076.856
Bahan utilitas	Rp 15.946.749.607
Gaji karyawan	Rp 20.821.200.000
<i>Supervise</i>	Rp 2.082.120.000
<i>Maintenance</i>	Rp 26.934.182.668
<i>Plant supplies</i>	Rp 4.040.127.400
<i>Royalties</i>	Rp 808.025.480
Total	Rp 209.077.482.011

b. *Indirect Manufacturing Cost*

Biaya *indirect manufacturing cost* terdiri dari :

- i. *Payroll overhead*
- ii. *Laboratory*
- iii. *Plant Overhead*
- iv. *Packaging and shipping*

i. *Payroll overhead*

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pensiunan, pembayarang liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan sosial dan pajak pekerja diklasifikasikan gaji *overhead*. Sementara masing-masing item dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara dengan 10-20% dari biaya tenaga kerja (*operating labour*). (Aries, Newton. 1995)

$$\begin{aligned} \text{Payroll overhead} &= 0,2 \times \text{Operating Labor} \\ &= 0,2 \times \text{Rp } 20.821.200.000 \\ &= \text{Rp } 4.164.240.000 \end{aligned}$$

ii. Laboratory

Di proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas, sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rerata setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja dapat digunakan.

(Aries, Newton, 1955)

$$\begin{aligned} \text{Laboratory} &= 0,2 \times \text{Operating Labor} \\ &= 0,2 \times \text{Rp } 20.821.200.000 \\ &= \text{Rp } 4.164.240.000 \end{aligned}$$

iii. Plant Overhead

Plant Overhead merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang disyarkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilai setara dengan 40 sampai 100 % dari biaya tenaga kerja produktif.

(Aries, Newton, 1955)

$$\begin{aligned} \text{Plant Overhead} &= 0,8 \times \text{Operating Labor} \\ &= 0,8 \times \text{Rp } 20.821.200.000 \\ &= \text{Rp } 16.656.960.000 \end{aligned}$$

iv. Packaging and shipping

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisik produk serta pada nilai. Besaran nilai Packaging & Shipping yaitu berkisar antara 0,5 – 2% dari penjualan.

(Aries, Newton, 1955)

$$\begin{aligned} \text{Packaging and shipping} &= 0,01 \times \text{Sales} \\ &= 0,01 \times \text{Rp } 1.803.120.000.000 \\ &= \text{Rp } 18.031.200.000 \end{aligned}$$

Total Indirect Manufacturing Cost :

Komponen	Biaya
<i>Payroll overhead</i>	Rp 4.164.240.000
<i>Laboratory</i>	Rp 4.164.240.000
<i>Plant overhead</i>	Rp 16.656.960.000
<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 18.031.200.000
Total	Rp 43.016.640.000

c. Fixed Manufacturing Cost

Biaya *fixed manufacturing cost* terdiri dari :

- i. *Depreciation*
- ii. *Property taxes*
- iii. *Insurance*

i. Depreciation

Untuk menghitung biaya ini, penurunan nilai alat diasumsikan terjadi sepanjang tahun. Penurunan nilai ini disebut sebagai penyusutan (depresiasi) yang dapat diperoleh dari perbedaan antara biaya awal dan nilai sisa. Besarnya nilai depresiasi yaitu berkisar 8-10% dari *Fixed Capital Investment*. (Aries, Newton. 1995)

$$\begin{aligned} \text{Biaya depresiasi} &= 0,1 \times \text{Fixed Capital Investment} \\ &= 0,1 \times \text{Rp } 538.683.653.363 \\ &= \text{Rp } 53.868.365.336 \end{aligned}$$

ii. Property taxes

Besarnya pajak *property local* tergantung pada lokalitas tertentu dari pabrik dan peraturan daerah. Pajak properti tahunan untuk pabrik di daerah padat penduduk, biasanya dalam kisaran 2 sampai 4 persen dari Fixed Modal Investasi. Di daerah yang kurang penduduknya, pajak *property local* sekitar 1 sampai 2% dari investasi terikat modal.

(Peter, Timmerhaus. 1991)

$$\begin{aligned}
 \text{Property taxes} &= 0,04 \times \text{Fixed Capital Investment} \\
 &= 0,04 \times \text{Rp } 538.683.653.363 \\
 &= \text{Rp } 21.547.346.135
 \end{aligned}$$

iii. 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 1-2 persen dari fixed modal investasi. (Peter, Timmerhaus,1991)

$$\begin{aligned}
 \text{Insurance} &= 0,02 \times \text{Fixed Capital Investment} \\
 &= 0,02 \times \text{Rp } 538.683.653.363 \\
 &= \text{Rp } 10.773.673.067
 \end{aligned}$$

Total Fixed Manufacturing Cost :

Komponen	Biaya
Depreciation	Rp 53.868.365.336
Property taxes	Rp 21.547.346.135
Insurance	Rp 10.773.673.067
Total	Rp 86.189.384.538

Dari perhitungan diatas maka dapat dihitung *Total Manufacturing Cost (TMC)* pada tabel dibawah ini :

Komponen	Biaya (Rp)
Direct Manufacturing Cost	Rp 209.077.482.011
Indirect Manufacturing Cost	Rp 43.016.640.000
Fixed Manufacturing Cost	Rp 86.189.384.538
Total	Rp 338.283.506.550

5) Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan perhitungan Total Modal (*Capital Investment*)

a. Modal Kerja Industri (*Working Capital*)

1) Raw material inventory

Biaya yang dibebankan pada stok bahan baku yang diperlukan untuk pembuatan produk selama 1 bulan. Untuk memperkirakan tujuan 1 bulan pasokan pada nilai yang dibeli dapat digunakan.

(Aries & Newton, 1995 halaman 12)

$$\text{Raw material inventory} = \text{Rp } 11.537.089.738 \text{ / bulan}$$

2) In Process Inventory

Biaya yang dibebankan pada bahan baku yang diproses dalam alat produksi. Dapat diperkirakan sebagai satu setengah dari total biaya manufaktur yang terjadi selama periode secara total menahan waktu yang dibutuhkan untuk proses

(Aries & Newton, 1995 halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{In process Inventory} &= 0,015 \times \text{Manufacturing cost} \\
 &= 0,015 \times \text{Rp } 338.283.506.550 \\
 &= \text{Rp } 5.074.252.598 \text{ / tahun} \\
 &= \text{Rp } 422.854.383 \text{ / bulan}
 \end{aligned}$$

3) Product Inventory

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut tidak dapat langsung terjual atau biaya untuk mengantisipasi beberapa produk yang diproduksi dengan laju konstan dan dijual secara musiman, banyak komoditas mungkin rusak atau tidak stabil atau mungkin memerlukan fasilitas penyimpanan khusus. Karena tidak adanya data tertentu, persediaan produksi dapat diasumsikan sama dengan produksi 1 bulan senilai

(Aries & Newton, 1995)

$$\begin{aligned}
 \text{Product Inventory} &= \text{Manufacturing cost / bulan} \\
 &= \frac{\text{Rp } 338.283.506.550}{12}
 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 28.190.292.212$$

4) *Available Cash*

Merupakan biaya yang diperlukan untuk pembayaran upah, jasa, dan bahan. Kas yang tersedia dapat di perkirakan sebagai beban manufaktur 1 bulan.

(Aries & Newton, 1995)

$$\begin{aligned} \text{Available Cash} &= \text{Manufacturing cost} / \text{bulan} \\ &= \frac{\text{Rp } 338.283.506.550}{12} \\ &= \text{Rp } 28.190.292.212 \end{aligned}$$

5) *Extended Credit*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli tetapi perusahaan belum menerima hasil penjualan. Kredit diperpanjang dapat diperkirakan produksi 1 bulan nilai penjualan atau dua kali biaya produksi. (Aries & Newton, 1995)

$$\begin{aligned} \text{Extended Credit} &= 2 \times \text{Manufacturing cost} / \text{bulan} \\ &= 2 \times \text{Rp } 28.190.292.212 \\ &= \text{Rp } 56.380.584.425 / \text{bulan} \end{aligned}$$

Total biaya *Working Capital* :

Komponen	Biaya
<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 11.537.089.738
<i>In Process Inventory</i>	Rp 422.854.383
<i>Product Inventory</i>	Rp 28.190.292.212
<i>Available Cash</i>	Rp 28.190.292.212
<i>Extended Credit</i>	Rp 56.380.584.425
Total	Rp 124.721.112.971

b. **Total Modal (*Capital Investment*)**

Total modal (*Capital Investment*) merupakan total dari biaya tetap dan modal kerja.

$$\begin{aligned} \text{Total modal} &= \text{Fixed Capital Investment} + \text{Working Capital} \\ &= \text{Rp } 538.683.653.363 + \text{Rp } 124.721.112.971 \\ &= \text{Rp } 663.404.766.334 \end{aligned}$$

6) **Perhitungan *General Expense* dan Total Biaya Produksi**a. ***General Expense***

Berbagai pengeluaran yang dikeluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang disebut beban umum. Ini mencakup biaya administrasi, penjualan, penelitian, dan keuangan. (Aries, Newton, 1955)

i. **Administrasi**

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 administrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2 sampai 3 persen dari harga jual atau 3 sampai 6 persen dari biaya produksi.

(Aries & Newton, 1955 hal 185)

$$\begin{aligned} \text{Biaya administrasi} &= 0,02 \times \text{Harga jual} \\ &= 0,02 \times \text{Rp } 663.404.766.334 \\ &= \text{Rp } 13.268.095.326,69 \end{aligned}$$

ii. **Sales**

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjualan 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 13% dari harga jual atau 5 sampai 22% dari biaya produksi

(Aries & Newton, 1955 hal 186)

Biaya sales diambil 5% dari harga jual.

$$\begin{aligned} \text{Biaya sales} &= 5\% \times \text{harga jual} \\ &= 0,05 \times \text{Rp}663.404.766.334 \\ &= \text{Rp } 33.170.238.316,72 \end{aligned}$$

iii. Finance

Biaya *finance* 2-4% dari *Capital Investment* atau *Working Capital* ditambah *Fixed Capital Investment*

(Aries & Newton,1955 hal 187)

Biaya *finance* diambil 2% dari *Capital Investment*

$$\begin{aligned} \text{Biaya finance} &= 0,02 \times \text{Capital Investment} \\ &= 0,02 \times \text{Rp } 663.404.766.334 \\ &= \text{Rp } 13.268.095.327 \end{aligned}$$

iv. Research

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 sampai 4 % dari harga jual atau 3,5 sampai 8% dari biaya produksi.

(Aries & Newton,1955)

Biaya *research* diambil 2% dari harga jual

$$\begin{aligned} \text{Biaya research} &= 0,02 \times \text{harga jual} \\ &= 0,02 \times \text{Rp } 663.404.766.334 \\ &= \text{Rp } 13.268.095.327 \end{aligned}$$

Total biaya *general expense* :

Komponen	Biaya
Administrasi	Rp 13.268.095.327
Sales	Rp 33.170.238.317
Finance	Rp 13.268.095.327
Research	Rp 13.268.095.327
Total	Rp 72.974.524.297

b. Total Biaya Produksi

$$\begin{aligned} \text{Total biaya produksi} &= \text{Total manufacturing cost} + \text{General expense} \\ &= \text{Rp } 338.283.506.550 + \text{Rp } 72.974.524.297 \\ &= \text{Rp } 411.258.030.846 \end{aligned}$$

c. Harga Dasar dan Harga Jual

a. Harga Dasar

Nitrogliserin

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi per tahun} &= 15000000 \text{ kg / tahun} \\ \text{Harga Dasar} &= \frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produksi}} = \frac{\text{Rp } 411.258.030.846 / \text{tahun}}{15000000 \text{ kg / tahun}} \\ &= \text{Rp } 27.417 / \text{kg} \end{aligned}$$

b. Harga Jual

Nitrogliserin

Harga jual Nitrogliserin di pasaran global berkisar Rp 120.208 per kg.

Diinginkan keuntungan yang diperoleh sebesar = 0,6

$$\begin{aligned} \text{Harga jual} &= \text{Harga dasar} \times (\text{harga} + \text{keuntungan yang ingin diperoleh}) \\ &= \text{Rp } 27.417 / \text{kg} \times (100\% + 60\%) \\ &= \text{Rp } 43.868 / \text{kg} \end{aligned}$$

Harga jual produk nitrogliserin lebih rendah daripada harga pasaran sehingga dapat menarik minat

• Annual Sales (Sa)

$$\begin{aligned} \text{Annual Sales (Sa)} &= \text{Harga jual nitrogliserin} \times \text{jumlah produksi} \\ &= \text{Rp } 43.868 / \text{kg} \times 15000000 \text{ kg / tahun} \end{aligned}$$

= Rp 658.012.849.354 / tahun

7) Perkiraan Pendapatan

Perkiraan pendapatan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian, yaitu :

1 Keuntungan Sebelum Pajak

Keuntungan Sebelum Pajak = Total Penjualan - Total Biaya Produksi
 = Rp 658.012.849.354 - Rp 411.258.030.846
 = Rp 246.754.818.508

2 Keuntungan Setelah Pajak

Pajak diambil 25% dari keuntungan sebelum pajak

(Pasal 17 ayat 2a UU No 36 tahun 2008 Tentang Pajak Penghasilan)

Keuntungan Setelah Pajak = Keuntungan sebelum pajak - Pajak (25% keuntungan)
 = Rp 246.754.818.508 - Rp 49.350.963.702
 = Rp 197.403.854.806

9) Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik Nitrogliserin. Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton, 1955. Adapun biaya-biaya tersebut adalah :

Fixed Cost (Fa):

Komponen	Biaya
<i>Depreciation</i>	Rp 53.868.365.336
<i>Property taxes</i>	Rp 21.547.346.135
<i>Insurance</i>	Rp 10.773.673.067
Total	Rp 86.189.384.538
	\$ 5.736.017

Variable Cost (Va)

Komponen	Biaya
Bahan baku	Rp 138.445.076.856
<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 18.031.200.000
Biaya Bahan Utilitas	Rp 15.946.749.607
<i>Royalties and Patents</i>	Rp 808.025.480
Total	Rp 173.231.051.943
	\$ 11.528.754

Regulated Cost (Ra)

Komponen	Biaya
Gaji karyawan	Rp 20.821.200.000
<i>Payroll Overhead</i>	Rp 4.164.240.000
<i>Plant Overhead</i>	Rp 16.656.960.000
<i>Supervise</i>	Rp 2.082.120.000
<i>Laboratory</i>	Rp 4.164.240.000
<i>General Expense</i>	Rp 72.974.524.297
<i>Maintenance</i>	Rp 26.934.182.668
<i>Plant supplies</i>	Rp 4.040.127.400
Total	Rp 151.837.594.365
	\$ 10.104.991

Sales (Sa) = Rp 658.012.849.354

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat di-

lakukan. Adapun analisis ekonomi ditinjau dari :

a. 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 dapat dikembalikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 1$$

Syarat ROI sebelum pajak berdasarkan (Tabel 54., Aries, Newton, 1955 : 193)

Untuk ROI > 44 % = Pabrik tergolong *high risk*

Untuk ROI < 44 % = Pabrik tergolong *low risk*

Perhitungan ROI :

- Sebelum Pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak

FCI = Rp 538.683.653.363

Laba sebelum pajak = Rp 246.754.818.508

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Rp } 246.754.818.508}{\text{Rp } 538.683.653.363} \times 1 \\ &= 0,45807 \\ &= 45,8 \text{ \%} \end{aligned}$$

- Sesudah Pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sesudah pembayaran pajak

FCI = Rp 538.683.653.363

Laba sesudah pajak = Rp 197.403.854.806

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Rp } 197.403.854.806}{\text{Rp } 538.683.653.363} \times 1 \\ &= 0,36646 \\ &= 36,6 \text{ \%} \end{aligned}$$

Nilai ROI yang diperoleh > 44%, sehingga pabrik tergolong *high risk*.

b. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun.

$$\text{POT} = \frac{\text{Investment}}{\text{Cash return}} \times 1 \text{ tahun}$$

Cash return meliputi annual profit dan depresiasi, sehingga persamaan menjadi :

$$\text{POT} = \frac{\text{Investment}}{\text{profit+depresiasi}} \times 1 \text{ tahun}$$

Syarat POT sebelum pajak berdasarkan (Tabel 55., Aries, Newton, 1955 : 196)

Untuk 5 tahun \geq POT \geq 2 tahun = Pabrik tergolong *low risk*

Untuk POT < 2 tahun = Pabrik tergolong *high risk*

Perhitungan POT :

- Sebelum Pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak

FCI = Rp 538.683.653.363

Laba sebelum pajak = Rp 246.754.818.508

Depresiasi = Rp 53.868.365.336

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Rp } 538.683.653.363}{\text{Rp } 300.623.183.844} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 1,8 \text{ tahun} \end{aligned}$$

- Sesudah Pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sesudah pembayaran pajak

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{Rp } 538.683.653.363 \\
 \text{Laba sesudah pajak} &= \text{Rp } 197.403.854.806 \\
 \text{Depresiasi} &= \text{Rp } 53.868.365.336 \\
 \text{POT} &= \frac{\text{Rp } 538.683.653.363}{\text{Rp } 251.272.220.143} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 2,14 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 55 p.196 Aries &Newton, pabrik termasuk high risk. Perusahaan memiliki nilai POT sebelum pajak 1,8 tahun, didalam batasan yaitu < 2 tahun.

c. Break Event Point (BEP)

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produknya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian.

$$\text{BEP} = \frac{(\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra})}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 1$$

Perhitungan BEP:

$$\begin{aligned}
 \text{Fa} &= \text{Rp } 86.189.384.538 \\
 \text{Ra} &= \text{Rp } 151.837.594.365 \\
 \text{Va} &= \text{Rp } 250.000.000.000 \\
 \text{Sa} &= \text{Rp } 658.012.849.354
 \end{aligned}$$

maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= 0,437 \\
 &= 43,7 \%
 \end{aligned}$$

Besarnya nilai BEP dapat diterima karena mencapai range 40-60% sehingga Pabrik Nitrogliserin layak didirikan.

d. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil untuk menjual sebagian dari kapasitas produksinya, maka pabrik baik berproduksi maupun tidak hanya dapat mengembalikan fixed capital investment.

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,3 \text{ Ra}} \times 1$$

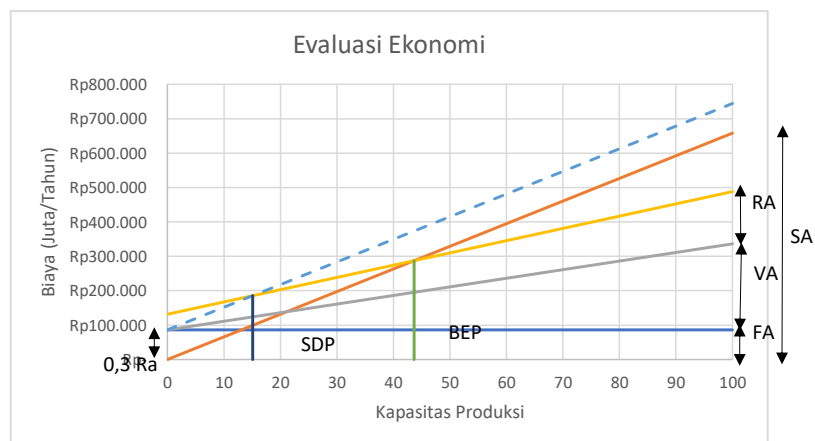
Perhitungan SDP:

$$\begin{aligned}
 \text{Ra} &= \text{Rp } 151.837.594.365 \\
 \text{Va} &= \text{Rp } 250.000.000.000 \\
 \text{Sa} &= \text{Rp } 658.012.849.354
 \end{aligned}$$

maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= 0,15097 \\
 &= 15,1 \%
 \end{aligned}$$

Nilai ini menunjukkan bahwa jika penjualan di bawah nilai SDP maka sebaiknya pabrik ditutup karena sudah tidak memberikan profit.



e. **Discounted Cash Flow (DCF)**

DCFRR merupakan salah satu cara untuk mengevaluasi menarik atau tidaknya suatu investasi usaha. Investasi tersebut ekuivalen dengan jika disimpan di bank dengan bunga tertentu. Misal diperoleh $i\%$, maka i dibandingkan dengan bunga di bank. Jika $i > 1,5$ bunga bank maka investasi dianggap menarik. Nilai i dapat ditentukan dengan :

Dimana :

n = Umur Pabrik
 CF = *Cash flow* setelah pajak
 FC = Keuntungan Setelah pajak
 WC = *Working Capital*
 SV = *Salvage Value* (10% FCI)
 i = *Interest/ Discounted Cash Flow*

Perhitungan :

n = 10 tahun
 CF = *Cash flow* setelah pajak
 = keuntungan setelah pajak + depresiasi + *finance*
 = Rp 197.403.854.806 + Rp 53.868.365.336 + Rp 13.268.095.327
 = Rp 264.540.315.469
 FCI = *Fixed Capital Investment*
 = Rp 538.683.653.363
 WC = *Working Capital*
 = Rp 124.721.112.971
 SV = *Salvage Value* (10% FCI)
 = Rp 53.868.365.336
 i = *Interest / Discounted Cash Flow*

Dalam mencari harga i (*Discounted Cash Flow*), digunakan *Goal Seek* pada *Microsoft Excel* dengan beda ruas kiri dan ruas kanan sama dengan nol, sehingga

$$R = S$$

$$9,26,E+12 = 1,14,E+13$$

Beda ruas kiri (R) dengan ruas kanan (S) ≈ 0 , didapat nilai i sebesar
 $i = 0,30264$

Sehingga diperoleh *interest* = 0,30264 . Nilai bunga komersial saat ini berkisar 10% pertahun (sumber : <https://pusatdat.kontan.co.id/bungadeposito/>), sehingga nilai *interest* pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.

Tingkat resiko usaha Pabrik Gliserin Trinitrat Merupakan jenis Pabrik yang tergolong High Riks Maka dapat disimpulkan analisis kelayakan ekonomi sebagai berikut :

Analisis	Hasil	Parameter	Sumber
ROI			
- Sebelum pajak	45,8%	>44% (High Risk)	Aries, Newton, 1955
- Sesudah pajak	37%		
POT			
- Sebelum pajak	1,8 Tahun	< 2 Tahun (High Risk)	Aries, Newton, 1955
- Sesudah pajak	2,1 Tahun		
BEP	43,7%	40%-60%	Aries, Newton, 1955
SDP	15,1%		
DCF	30,26%	> Bunga Bank (10%)	https://pusatdat.kontan.co.id

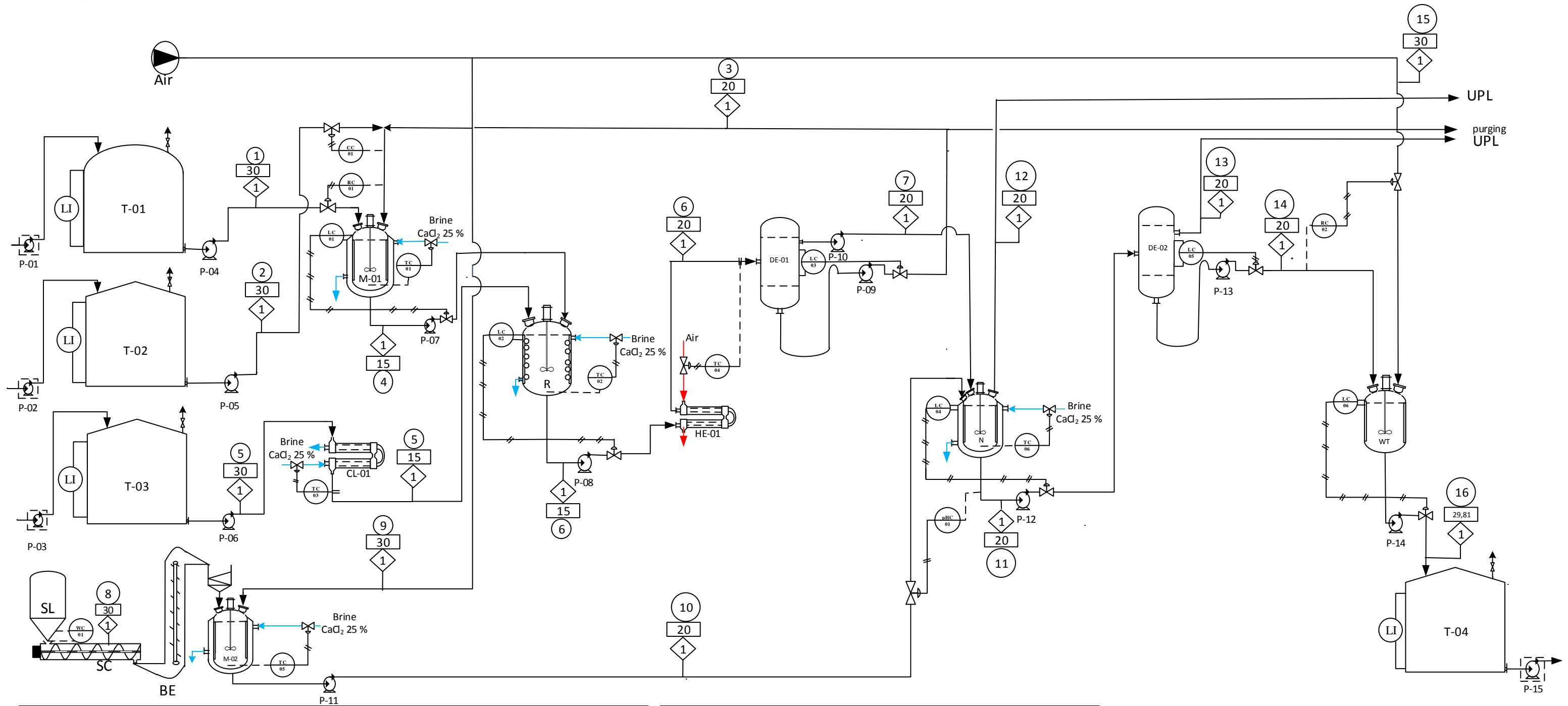
Dari tabel diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik layak dikaji lebih lanjut, dikarenakan telah memenuhi tolak ukur yang ada.



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK GLISERIN TRINITRAT DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT

KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



NOMOR	KOMPONEN	NOMOR ARUS															
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
1	C ₃ H ₈ O ₃			6,53	6,53	769,15	6,59	0,07						0,07			
2	C ₃ H ₅ N ₃ O ₉			38,70	38,70		1935,13	1896,43					1896,43	11,97	1884,46		1884,46
3	HNO ₃	1906,05		32,38	1938,43		359,74	327,36									
4	H ₂ SO ₄		504,39	1513,16	2017,54		2017,54	504,39									
5	Na ₂ CO ₃								820,38	820,38							
6	NaNO ₃										441,56	441,56					
7	Na ₂ SO ₄										730,48	730,48					
8	H ₂ O		10,29	96,08	145,27	3,87	600,48	504,40	6,62	6009,50	6016,12	6659,96	6650,48	9,48	5653,37	5662,85	
9	CO ₂													340,65			
TOTAL		1906,05	514,68	1686,84	4146,47	773,02	4919,49	3232,65	827,00	6009,50	6836,50	9728,50	340,65	7834,56	1893,94	5653,37	7547,31

KETERANGAN			
CL	Cooler	WC	Weight Controller
DE	Dekanter	LC	Level Controller
HE	Heater	LI	Level Indicator
M	Mixer	RC	Ration Control
N	Netralizer	CC	Composition Controller
P	Pompa	TC	Temperature Controller
R	Reaktor	pHc	pH Controller
SL	Silo	○	Nomor Arus
SC	Screw Conveyor	□	Temperature (°C)
BE	Bucket Elevator	◇	Tekanan (atm)
WT	Wash Tank	—/—	Udara Tekan
T	Tangki	⋈	Control Valve
HP	Hopper	←	Arus dingin
UPL	Unit Peng.Lanjut	→	Arus panas

PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA		
JURUSAN TEKNIK KIMIA		
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI		
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"		
YOGYAKARTA		
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM		
PRARANCANGAN PABRIK GLISERIN TRINITRAT DARI GLISERIN DAN ASAM NITRAT		
KAPASITAS PRODUKSI :15.000 TON/TAHUN		
Disusun Oleh :		
Nama	1. Destiana Eka Rahmasari	121180014
	2. Alisah	121180034
Dosen Pembimbing	1. Ir. RR. Endang Sulistyawati, M.T	
	2. Aditya Kurniawan S.T., M.T	