PRARANCANGAN PABRIK KIMIA

NITROGLISERIN DARI GLISEROL DAN ASAM CAMPURAN

KAPASITAS 8.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Disusun Oleh:

Nugroho Herbiwanto	**121160075**
Farhan Iza Rayhan	**121160079**

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI

UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"

YOGYAKARTA

2022

HALAMAN PENGESAHAN

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA

NITROGLISERIN DARI GLISEROL DAN ASAM CAMPURAN

KAPASITAS 8.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Disusun Oleh :

Nugroho Herbiwanto	121160075
Farhan Iza Rayhan	121160079

Yogyakarta, Maret 2022

Program Studi S1 Teknik Kimia

Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknik Industri

Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta

Guna melengkapi syarat-syarat

Untuk memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Pembimbing I	Pembimbing II
Siswanti, S.T., M.T.	Dra. Sri Wahyu Murni, M.T.
NIP 19661107 199403 2 0001	NIP 19670310 199303 2 001

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa atas rahmat dan hidayah-Nya kepada penyusun sehingga Tugas Akhir dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Nitrogliserin dari Gliserol dan Asam Campuran Kapasitas 8.000 ton/tahun" ini dapat diselesaikan. Pra Rancangan Pabrik Kimia merupakan tugas akhir sebagai syarat untuk memperoleh gelar sarjana pada Program Studi S1 Teknik Kimia, Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, UPN "Veteran" Yogyakarta. Penyusunan tugas akhir ini didasarkan atas hasil studi pustaka yang tersedia seperti buku acuan, literatur, jurnal, data paten, komunikasi pribadi, dan sebagainya.

Dengan selesainya Tugas Akhir ini, penyusun mengucapkan terimakasih kepada:

1. Ibu Siswanti, ST.,M.T. selaku dosen pembimbing I dan Ibu Dra. Sri Wahyu Murni M.T. selaku dosen pembimbing II yang telah membimbing dan memberikan saran hingga tugas akhir ini selesai.
2. Seluruh Dosen dan Staf Program Studi S1 Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta.
3. Seluruh pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu yang telah memberikan banyak dukungan dan bantuan bagi penyusun.

Akhir kata penyusun mengharapkan semoga tugas akhir ini bermanfaat bagi penyusun pada khususnya, dan pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, Maret 2022

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN ..... **i**
KATA PENGANTAR ..... **ii**
DAFTAR ISI ..... **ii**
DAFTAR GAMBAR ..... **iv**
DAFTAR TABEL ..... **vi**
INTISARI ..... **vii**
CATATAN PENDADARAN ..... **viii**
BAB I **1**
PENDAHULUAN **1**
I.1. Latar Belakang 1
I.2. Prospek Pasar 2
I.4.1.1 Data Ekspor-Impor 2
I.4.1.2 Sasaran Pasar 4
I.3. Lokasi Pabrik 4
I.3.1. Faktor primer 5
I.3.2. Faktor sekunder 7
I.4. Tinjauan Pustaka 8
I.4.1. Proses Produksi 8
I.4.2. Tinjauan Berbagai Proses 10
I.4.3. Pemilihan Proses 15
1. Tinjauan Termodinamika 17
2. Tinjauan Kinetika 21
BAB II **20**
PROSES PRODUKSI **20**
II.1. Proses Pendahuluan 20
II.1.1. Spesifikasi Bahan Baku. 20
II.1.2. Deskripsi Proses 23
II.2. Diagram alir 24
II.2.1. Diagram Alir Kuantitatif 25
II.2.2. Diagram Alir Kualitatif 27
II.3. Tata Letak 28

II.3.1. Tata Letak Pabrik 28
II.3.2. Tata Letak Alat 29
II.4 Spesifikasi alat proses 34
II.4.1 Spesifikasi Alat Utama 34
II.4.2 Spesifikasi alat penukar panas 41
II.4.3 Spesifikasi alat penyimpan 42
II.4.4 Spesifikasi alat transportasi 45
BAB III 52
NERACA MASSA DAN ENERGI 52
III.1. Neraca massa 52
III.1.1. Neraca massa Alat. 52
III.2 Neraca Energi 54
BAB IV 56
UTILITAS 56
IV.1 Unit Penyediaan Air 56
IV.2 Media Pendingin 58
IV.3 Listrik 58
IV.4 Bahan Bakar 59
IV.5 Udara Tekan 59
BAB V 70
MANAJEMEN PERUSAHAAN 70
V.1. Bentuk Badan Usaha 70
V.2. Struktur Organisasi 71
V.3. Jadwal Kerja Karyawan 76
V.4. Jumlah Tenaga Kerja 77
V.5. Penggajian karyawan 81
V.6. Fasilitas dan Jaminan Sosial 82
BAB VI 83
EVALUASI EKONOMI 83
VI.1. Modal Investasi 83
VI.2. Biaya Produksi 84
VI.3. Harga Jual 85
VI.4. Analisa Keuntungan 86
VI.5. Analisa Kelayakan 87

BAB VII.....90
KESIMPULAN.....90

v

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1. Data Kebutuhan Nitrogliserin dari Negara – Negara 3

Gambar I.2. Lokasi Pabrik 5

Gambar I.3. Reaksi Gliserol dengan HNO_3 8

Gambar I.4. Skema RATB Pada Proses Schmid 10

Gambar I.5 Skema Separator Proses Schmid 10

Gambar I.6 Skema *Washing Column* Pada Proses Schmid 11

Gambar I.7 Skema Proses Schmid 11

Gambar I.8 Skema Proses NAB 12

Gambar I.9 Skema RATB Pada Proses Biazzi 13

Gambar I.10 Skema Proses Biazzi 14

Gambar I.11 Skema Hukum Hess 16

Gambar II.1 Diagram alir Kuantitatif 27

Gambar II.2 Diagram alir Kualitatif 28

Gambar II.3 Layout Pabrik Nitrogliserin 31

Gambar II.8. Layout Alat 33

Gambar III.1. Diagram alir unit pengolahan air 60

Gambar III.2. Diagram alir unit udara tekan 61

Gambar IV.1. Struktur Organisasi Perusahaan 72

Gambar V.1. Grafik BEP dan SDP 89

DAFTAR TABEL

Tabel I.1. Data Impor Nitrogliderin 2

Tabel I.2. Daftar Ekspor Nitrogliserin 3

Tabel I.3. Data Harga Bahan Baku 14

Tabel I.4. Pemilihan Proses 15

Tabel I.5. Harga $\Delta H°f$ dan $\Delta G°$ masing-masing komponen (Yaws, 1999) 17

Tabel I.6. Harga Kapasitas panas masing – masing komponen 18

Tabel III.1 Kebutuhan air 35

Tabel III.2 Kebutuhan *chilled water* 36

Tabel IV.1 Jadwal Kerja Karyawan shift 46

Tabel IV.2 Tenaga Kerja shift bagian produksi 48

Tabel IV.3. Tenaga Kerja shift bagian utilitas 48

Tabel IV.4. Tenaga Kerja keamanan 49

Tabel IV.5. Jumlah Tenaga Kerja Non-Shift 50

Tabel IV.6. Penggajian Karyawan 51

Tabel V.1. *Fixed Capital Investment* 53

Tabel V.2. *Working Capital Investment* 54

Tabel V.3. *Manufacturing Cost* 54

Tabel V.4. *General Expense* 55

Tabel V.5. Paramater Kelayakan Ekonomi 57

INTISARI

Pabrik Nitrogliserin dirancang untuk memiliki kapasitas 8.000 ton/tahun, menggunakan bahan baku gliserol yang diperoleh dari PT. Cisadane Raya, Cikarang. Lokasi pabrik didirikan di kawasan industri Jababeka, Cikarang, Jawa Barat. Pabrik akan didirikan dengan badan hukum Perseroan Terbatas (PT), dengan jumlah karyawan 134 orang. Pabrik nitrogliserin beroperasi selama 330 hari dalam setahun, dengan proses produksi selama 24 jam/hari dan berdiri diatas tanah seluas 10.000 m^2.

Proses produksi Nitrogliserin berlangsung melalui reaksi nitrasi didalam Reaktor alir tangki berpengaduk dalam fasa cair dengan katalis H_2SO4, yang beroperasi secara eksotermis, non-isothermal, dan non-adiabatis dengan suhu umpan masuk 15^oC dan tekanan 1 atm yang kemudian didapat konversi sebesar 98%. Produk keluaran reaktor dialirkan menuju Dekanter – 1 untuk dipisahkan antara gliserol yang tersisa dengan produk Nitrogliserin, yang selanjutnya dilanjutkan ke Netralizer untuk mentralkan sisa Asam Sulfat dan Asam Nitrat dengan zat penetral Sodium Karbonat 12%. Keluaran dari Netralizer kemudian dilirkan ke Dekanter - 2 untuk memsiahkan garam – garam yang terbentuk dari reaksi penetralan pada Netralizer. Setelah mendapatkan, kemurnian Produk Nitrogliserin mencapai 100%, produk kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan berpendingin agar Nitrogliserin tetap stabil. Utilitas pada pabrik Nitrogliserin terdiri dari unit pengolahan air, unit penyedia listrik, unit penyedia air pendingin atau chilled water, dan unit udara tekan. Air yang diperlukan sebanyak 32.000 kg/jam yang diambil langsung dari Sungai Citarum yang memiliki debit air 78.74 m^3/s. Chilled water diperlukan sebagai media pendingin sebanyak 21624 kg/jam. Daya listrik yang diperlukan sebesar 444 kWatt yang disuplai dari PT. Cikarang Listrindo dengan cadangan 1 buah generator dengan kebutuhan bahan bakar solar sebesar 9.64 m^3/tahun dengan daya yang dihasilkan sebesar 444 kWatt serta kebutuhan udara tekan pada pabrik nitrogliserin sebesar 46 m^3/jam.

Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik ini membutuhkan fixed capital (FC) 13.204.292 US$ dan working capital (WC) sebesar Rp81.804.038.861. Analisis ekonomi pada pabrik ini menunjukkan nilai Return Of Investment (ROI) sebelum pajak adalah sebesar 49,89% dan ROI setelah pajak sebesar 39,91%. Nilai Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 1,67 tahun dan setelah pajak adalah 2,003 tahun. Break Event Point (BEP) sebesar 40,6% kapasitas produksi, Shut Down Point (SDP) sebesar 15,57% kapasitas produksi dan Discount Cash Flow (DCF) sebesar 36,87%. Berdasarkan data analisis teknis dan ekonomi tersebut, maka pabrik nitrogliserin ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci : *gliserol, nitrogliserin, Reaktor alir tangka berpengaduk*

CATATAN PENDADARAN

WAKTU PELAKSANAAN	**: 18 MARET 2022, 07.30-09.00 WIB**
	DAN 09.10-10.40 WIB
NAMA	**: NUGROHO HERBIWANTO**
	FARHAN IZA RAYHAN
PEMBIMBING	**: SISWANTI, S.T., M.T.,**
	Dra. SRI WAHYU MURNI, M.T.
PENGUJI	**: IR. TUTIK MUJI SETYONINGRUM, M.T.**
	IR. TITIK MAHARGIANI M.T.

Daftar Saran :

1. Working capital harusnya menggunakan rupiah karena bahan baku serta tenaga kerja berasal dari dalam negeri.
2. Untuk menentukan kapasitas pabrik dapat mempertimbangkan kapasitas pabrik Nitrogliserin yang sudah berdiri sebelumnya.
3. Visualisasi lokasi pabrik menggunakan peta dengan skala yang lebih besar untuk memperlihatkan lokasi pabrik secara garis besar.
4. Tangki penyimpanan dapat menggunakan floating roof sebagai alternatif penggunaan relief valve untuk gas inert.
5. Silo harusnya dilengkapi dengan bucket elevator sebagai alat pengumpan umpan masuk.
6. Penulisan pendingin pada *flow diagram* harusnya dituliskan *chilled water*.
7. Penempatan indikator LC pada reaktor terlalu rendah, harusmya diatas baffle karena penempatan indikator pada baffle dapat merusak indikator.
8. Menimbang proses yang dilakukan beresiko tinggi, seharusnya dapat ditargetkan marjin keuntungan yang lebih tinggi.

Daftar Pertanyaan :

1. Tuliskan reaksi yang terjadi pada reaktor?

   Jawab:

   $$C_3H_5(OH)_{3\,(l)} + 3HNO_{3\,(l)} \underset{\text{1 atm, 15 °C}}{\overset{H_2SO_4}{\rightleftharpoons}} C_3H_5(ONO_2)_{3\,(l)} + 3H_2O_{\,(l)}$$

2. Apa fungsi H_2SO_4 dalam reaksi?

   Jawab:

   Fungsi H_2SO_4 dalam reaksi adalah sebagai agen dehidrasi untuk mengurangi *byproduct* pada reaksi berupa H_2O.

3. Berapa perbandingan asam nitrat dengan gliserol? Kalau diekses, jelaskan alasannya?

   Jawab:

   Perbandingan gliserol dan asam nitrat yang digunakan dalam reaksi dibuat ekses dengan perbandingan 1:5 untuk mendapatkan konversi sebesar 98% menurut jurnal *The Kinetic Parameters And Safe Operating Conditions Of Nitroglycerine Manufacture In The CSTR Of Biazzi Process.*

4. Kenapa pada proses pemisahan menggunakan dekanter vertikal?

   Jawab:

   Dekanter vertikal digunakan karena selisih massa jenis yang kecil antara senyawa yang akan dipisahkan. Perbedaan antar fase akan lebih terlihat menggunakan dekanter vertikal dibandingkan horizontal karena luas permukaan interface yang lebih kecil.

5. Jelaskan cara menentukan harga jual?

   Jawab:

   Pertama menentukan harga dasar. Dimana harga dasar adalah biaya produksi dibagi dengan kapasitas produksi. Lalu, harga jual di dapat dengan cara harga dasar ditambah dengan keuntungan.

6. Pada grafik ekonomi disebutkan 0,3Ra, jelaskan maksudnya?

   Jawab:

   0,3Ra merupakan jumlah dana minimum yang dibutuhkan untuk menunjang operasional pabrik seperti biaya pemeliharaan alat proses, karyawan dan administrasi apabila pabrik tidak berproduksi atau penjualan nol.

7. Pembelian bahan baku menggunakan truk tangki, mengapa tidak menggunakan pipa?

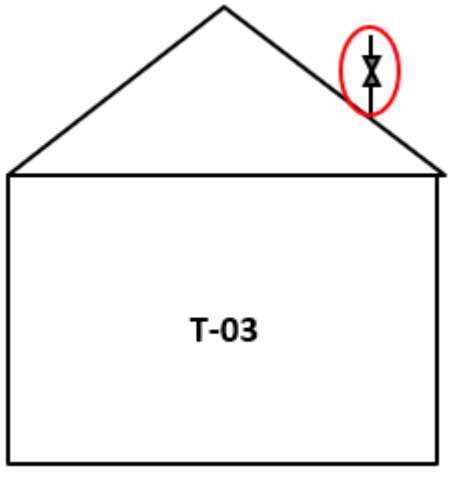
   Jawab:

   Dipilih pembelian bahan baku menggunakan truk tangki dikarenakan bahan HNO_3 dan H_2SO_4 adalah senyawa yang berbahaya untuk lingkungan. Jika metode penyaluran menggunakan pipa dipilih, ditakutkan dapat terjadi kebocoran pipa bawah tanah yang dapat mencemari lingkungan sekitar atau bahkan penduduk sekitar sehingga keruagian yang akan dialami besar.

8. Pada bagian kanan atas di tangki itu apa namanya? Dan apa kegunaannya?

   Jawab:

   Alat ini merupakan *relief valve*, kegunaannya adalah untuk mengatur tekanan didalam tangki, agar tangki tidak kelebihan tekanan dan kekurangan tekanan pada saat pengosongan dan pengisian tangki.



9. Mengapa menggunakan head torrispherical pada tangki penyimpanan HNO_3 dan H_2SO_4?

   Jawab:

   Karena dilihat dari sifat bahan, HNO_3 lebih volatil dari H_2SO_4 sehingga jika menggunakan tutup torisperical maka tekanan terbagi ke sekeliling tutup dan tidak terpusat di ujung tutup seperti pada tutup conical

10. Apa saja dasar pemilihan lokasi pabrik di Cikarang?

    Jawab:

    Alasan pemilihan di Cikarang sebagai lokasi Pabrik Nitrogliserin yaitu;

    - Relatif dekat dengan sumber bahan baku, karena bahan baku diperoleh di daerah Jabodetabek.
    - Relatif dekat dengan pelabuhan berhubung pangsa pasar Nitrogliserin ini adalah pasar ekspor

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Seiring berkembangnya ekonomi global, Indonesia juga harus mampu bersaing di pasar dunia. Salah satu sektor industri yang mampu mendorong ekonomi Indonesia untuk bersaing dalam persaingan ekonomi global adalah industri pertambangan. Pada tahun 2019, dengan banyaknya sentimen – sentimen dari perang dagang antara Republik Rakyat Cina (RRC) dan Amerika Serikat (AS), sektor pertambangan mengalami kenaikkan, oleh karena konsumsi listrik sektor industri Cina dan AS pada saat itu melejit dan menaikkan harga batu bara. Dampak dari ini adalak sector industry pertambangan yang mengalami kenaikkan. Dapat dibuktikan dari perusahaan – perusahaan yang bergerak di sektor tambang di Indonesia, harga sahamnya melonjak naik dari tahun 2019 - 2021. Dari laporan keuangan PT. ANTAM Tbk, yang merupakan perushaan BUMN yang bergerak di sektor pertambangan, harga saham awal tahun 2018 sebesar Rp 635 per lembar dan sampai akhir tahun 2021 harga sahamPT. ANTAM Tbk sudah mencapai Rp 2.280 per lembar yang berarti telah terjadi kenaikkan sebesar 359%. Tak hanya itu, Kementerian ESDM juga mencatat sektor pertambangan menyumbang sebesar 53,4% Pendapatan Negara Bukan Pajak (PNBP) pada tahun 2018 (BPS, 2021)

Salah satu bahan yang menjadi sorotan dalam eksplorasi adalah Nitrogliserin. Dimana Nitrologliserin merupakan bahan baku peledak yang digunakan untuk mengeksplorasi lahan tambang. Nitrogliserin merupakan senyawa kimia yang mempunyai prospek besar yang dapat dikembangkan secara komersial karena dapat digunakan dalam berbagai bidang. Nitrogliserin dapat digunakan sebagai bahan obat-obatan dan sebagai bahan peledak. Sebagai bahan obat dapat digunakan untuk meredahkan rasa sakit maupun mengurangi frekuensi serangan angina pectoris. Sedangkan jika digunakan sebagai bahan peledak, Nitrogliserin

berguna sebagai bahan baku peledak pada pertambangan untuk membuka lahan tambang. Nitrogliserin dapat diproduksi dengan cara menitrasi gliserol, dimana Asam campuran yang berupa HNO_3 dan H_2SO_4 merupakan bahan aku penitrasi.

I.2. Prospek Pasar

I.4.1.1 Data Ekspor-Impor

Permintaan pasar untuk Nitrogliserin dapat ditentukan dari permintaan pasar *proppelant powder*. Data impor Nitrogliserin di Indonesia diperoleh dari Biro Pusat Statistik

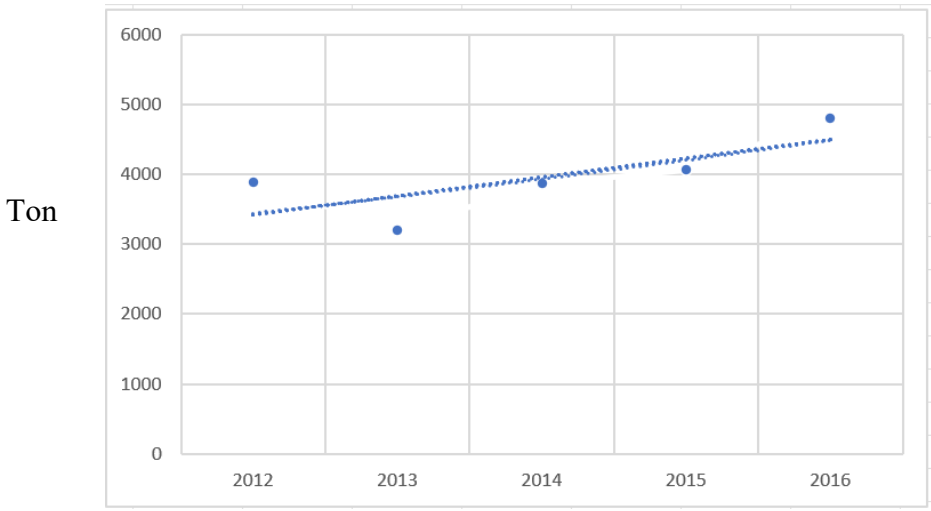
Tabel I.1. Data Impor Nitrogliserin

Tahun	Nitrogliserin (ton/th)
2012	19
2013	66
2014	245
2015	119
2016	308

Indonesia belum memiliki data ekspor Nitrogliserin karena belum adanya pabrik nitrogliserin sendiri. Untuk memenuhi pasar luar negeri, maka diperlukan riset untuk mengetahui permintaan pasar di dunia dengan melihat data impor di beberapa negara - negara yang diperoleh dari *Observatory of Economic Complexity* (OEC).

Tabel I.2. Data Impor Nitrogliserin Negara – Negara di Dunia

Tahun	Impor (Ton)								
	Amerika	Perancis	Jerman	China	Korsel	Jepang	Thailand	Filipina	Total
2012	3553	1060	1703	2074	493	468	514	146	10011
2013	3749	1744	1540	1569	615	348	514	92	10172
2014	3981	1292	1430	1757	677	424	603	166	10330
2015	4238	1125	1642	1786	599	718	726	120	10954
2016	3468	2062	1524	1663	848	1154	697	135	11551



Gambar I.1. Data Kebutuhan Nitrogliserin dari Negara – Negara di Dunia Setiap Tahun

Data impor Nitrogliserin di dunia akan memnentukan potensi ekspor Pabrik Nitrogliserin yang akan dibentuk. Selain berkontribusi untuk memenuhi pasokan bahan baku *Propellant Powder* untuk perusahaan tambang di Indonesia, aktifitas ekspor juga akan meningkatkan Pendapatan Domestik Bruto (PDB) sehingga mampu meningkatkan pertumbuhan ekonomi

Dari gambar 1.1 diperoleh persamaa y = 270,4x - 540619 dengan nilai regresi 0,558. Apabila pabrik direncanakan didirikan pada tahun 2025, maka diperoleh kapasitas (y):

y = 270,4x - 540619

y = 6941 ton/tahun

Dari perhitungan diatas, pabrik nitrogliserin akan dirancang dengan kapasitas 8000 ton/tahun.

I.4.1.2 Sasaran Pasar

Nitrogliserin merupakan bahan yang umum digunakan dalam bahan peledak ataupun sebagai propelan. Penggunaan bahan propelan dapat ditemukan pada proses pembuatan amunisi. Produksi amunisi di Indonesia dilakukan oleh PT Pindad yang berlokasi di Malang, Jawa Timur.

Sedangkan untuk penggunaan peledak berbahan dasar nitrogliserin dapat digunakan di proses penambangan mineral. Peledak digunakan untuk memperkecil ukuran batuan agar proses ekskavasi menjadi lebih mudah.

I.3. Lokasi Pabrik

Dalam menentukan lokasi pabrik, diperlukan pertimbangan atas beberapa faktor yaitu pengadaan bahan, distribusi produk dan sarana pendukung. Lokasi pabrik harus memiliki akses transportasi yang baik yang dapat mendukung proses pengadaan bahan dan distribusi produk. Selain itu, lokasi pabrik yang dekat dengan kedua aspek diatas dapat memberikan keuntungan ekonomi karena biaya transportasi dapat ditekan sekecil mungkin.

Sarana pendukung seperti air dan listrik digunakan secara kontinyu pada proses produksi sehingga keberadaannya sangat krusial saat penentuan lokasi pabrik. Ketika kebutuhan sarana pendukung dasar tidak dapat terpenuhi maka biaya produksi akan meningkat.

Dengan mempertimbangkan ketiga faktor diatas, pabrik direncanakan untuk didirikan di Jababeka, Kab. Bekasi, Jawa Barat. Dipilih lokasi tersebut karena lokasi yang berada di Kawasan industri sehingga memiliki akses transportasi dan sarana perlistrikan yang baik. Selain itu, lokasi yang berada di dekat sungai memberikan akses yang memadai untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik.



Gambar I.2. Lokasi Pabrik

I.3.1. Faktor primer

1. Ketersediaan Bahan Baku

Penyediaan bahan baku merupakan hal yang paling penting dalam mengoperasikan pabrik. Pabrik yang akan beroperasi berada dekat dengan sumber bahan baku supaya mengurangi biaya transportasi. Bahan baku yang digunakan untuk produksi Nitrogliserin adalah Gliserol, Asam Nitrat, dan Asam Sulfaat sebagai *dehydrating agent* yang diperoleh dari PT. Cisadane Raya Chemical, Karawaci, Jawa Barat, PT. Multi Nitrotama Kimia, Cikampek, Jawa Barat, dan PT. Indonesian Acid Industry, Bekasi, Jawa Barat

2. Pemasaran

Pemasaran yang tepat adalah hal yang penting brikutnya yang menjadi pertimbangan dalam membangun sebuah industri. Keuntungan sebuah pabrik sangat mengandalkan prospek pasar, dimana dapat ditentukan dari tempat yang menjadi lahan dibangunnya industri. Produk nitrogliserin ini dirancang untuk dijual secara ekspor maka lokasi pabrik berada di daerah industri Jababeka sehingga pengadaan transportasi dapat

mudah dilakukan melalui jalur darat dan laut. Nitrogliserin rencananya akan diekspor ke Negara – Negara tetangga yang mengimpor cukup banyak Nitrolgliserin untuk kebutuhan pertambangan dan dunia medis. Nilai jual yang lebih tinggi menjadi faktor kunci memperoleh keuntungan untuk Pabrik Nitrogliserin ini

3. Sarana Transportasi

Untuk meminimalisir biaya produksi, bahan baku diperoleh dari produsen yang berletak disekitar pabrik. Bahan baku gliserin didapatkan dari PT. Cisadane Raya Chemicals, Karawaci, Tangerang. Sedangkan Asam Sulfat diperoleh dari PT Kanindo Success Chemical, Jakarta dan Asam Nitrat diperoleh dari PT Nitrotama Kimia, Cikampek, Jawa Barat.

Sarana transportasi untuk pengadaan bahan dan pemasaran produk menggunakan transportasi darat dan laut sehingga penentuan lokasi pabrik direncanakan dekat dengan jalan raya. Untuk transportasi ke luar pulau menggunakan jalur laut yang dapat ditempuh dengan jalur darat terlebih dahulu.

4. Utilitas

a. Kebutuhan Air

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pengoperasian pabrik kimia. Air dibutuhkan sebagai air proses maupun air untuk kebutuhan rumah tangga pabrik. Air yang digunakan pada pabrik ini diperoleh dari saluran irigasi yang terdapat di sekitar pabrik. Air yang diperoleh akan diolah terlebih dahulu agar memenuhi persyaratan sesuai kebutuhan.

b. Kebutuhan Listrik

Listrik dibutuhkan dalam pabrik untuk mengoperasikan alat-alat proses misalnya pompa maupun sarana pendukung seperti computer. Kebutuhan listrik pada pabrik ini didapatkan dari PT. Cikarang Listrindo.

c. Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar dibutuhkan untuk pengoperasian generator yang digunakan sebagai sumber listrik cadangan apabila sumber listrik yang berasal dari sumber yang sama yaitu PT. Cikarang Listrindo.

d. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Pemenuhan tenaga kerja dan tenaga ahli akan diambil dari lulusan – lulusan perguruan tinggi di Indonesia. Dimana ada sebagian tenaga ahli diambil dari perusahaaan swasta lokal maupun asing dan juga kerjasama bersama pemerintah. Tenaga kerja juga akan diambil dari lokasi sekitar yaitu sekitaran Bekasi guna meningkatkan mutu kehidupan dan memerpluas lapangan pekerjaan bagi masyarakat sekitar

I.3.2. Faktor sekunder

1. Kebijakan Pemerintah

Kawasan Industri Cikarang dipilih sebagai lokasi pabrik, alasannya lokasi ini merupakan lokasi yang telah memadai secara sarana sebagai sebuah kawasan Industri sejak tahun 1992. Mulai dari perlindungan terhadap banjir, pengadaan listrik yang sudah seragam yang berasal dari PT. Cikarang Listrindo. Kawasan ini juga telah menjadi bagian dari otonomi daerah yang dimana telah mendapat dukungan dari pemerintah.

2. Tanah dan Iklim

Iklim di Cikarang menjadi pemilihan tempat yang utama, dimana rerata suhu di Cikarang sepanjang tahun 2021 berkisar antara 25^{o} – 30^{o}C berdasarkan informasi dari BPS Kabupaten Bekasi dimana data dikoleksi oleh BMKG. Suhu ini terbilang aman untuk Produk Nitrogliserin yang sensitif terhadap kenaikkan suhu yang tinggi. Tanah di daerah Cikarang juga relatif datar dimana hanya memiliki kemiringan 0 – 2%, sehingga pembangunan kawasan pabrik lebih mudah

3. Keadaan Lingkungan Masyarakat

Seperti yang sudah dijelaskan, kawasan Industri di Cikarang terutama kawasan Industri Jababeka merupakan kawasan yang telah dibangun sejak 1992, dimana fasilitas – fasilitas untuk menunjang keberlangsungan hidup para karyawan sudah terjamin. Mulai dari fasilitas kesehatan, fasilitas ibadah, dan toko – toko serta warung makan yang memudahkan para karyawan untuk menunjang kehidupan mereka.

Oleh karena itu, lokasi pemiihan Pabrik di daerah Cikarang sangatlah tepat, maka alamat lengkapnya di jalan Kawasan Industri Jababeka VII , Wangunharja, Kec. Cikarang Utara, Kabupaten Bekasi, Jawa Barat 17530

I.4. Tinjauan Pustaka

I.4.1. Proses Produksi

Nitrogliserin atau *Nobel's blasting oil*, adalah trinitro ester dari trivalent alkohol, yaitu gliserin atau gliserol. Meski nama dari nitrogliserin sendiri kurang tepat karena senyawa tersebut tidak terdapat senyawa kelompok nitro dan tidak ada hubungan antara nitrogen dan gugus karbon. Meskipun begitu, nama Nitrogliserin tetap digunakan sebagai nama pasar.

Nitrogliserin terbentuk dengan mereaksikan gliserin dengan asam nitrat, yang merupakan reaksi nitrasi antara alkohol dengan asam kuat dengan reaksi sebagai berikut:

$$C_3H_5(OH)_{3\,(l)} + 3HNO_{3\,(l)} \xrightleftharpoons{H_2SO_4} C_3H_5(ONO_2)_{3\,(l)} + 3H_2O_{\,(l)}$$

Gambar I.3. Reaksi Gliserol dengan HNO_3

(Naoum, 1998)

Reaksi antara Gliserol dan Asam Nitrat membentuk Nitrogliserin adalah reaksi reversible, dimana kesetimbangan reaksi harus digeser ke arah kanan agar produk dari Nitrogliserin dapat terbentuk. Konversi kesetimbangan dapat dicapai dan membentuk Nitrogliserin dengan meningkatkan rasio mol antara Gliserol dan Asam campuran antara HNO_3 dan H_2SO_4 dari 1/2 hingga 1/7 (Astuti, 2016). H_2SO_4 berperan sebagai katalis atau *dehydrating agent*, agar menyerap air yang terkandung pada reaktan dan hasil reaksi agar HNO_3 dapat bereaksi dengan Gliserol membentuk Nitrogliserin (Department of Army Technical Manual, 1984). Dengan rasio mol antara Gliserol dan asam campuran 1/5, konsentrasi HNO_3 dalam asam campuran kisaran 49 - 52%, dan suhu operasi dipertahankan pada suhu 15^0C menggunakan pendingin, konversi Nitrogliserin mencapai 98% hingga 99%

(Kai – tai, 2008)

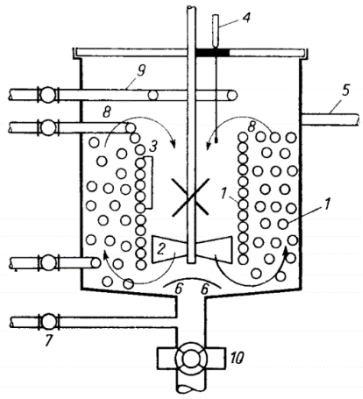
Manufaktur nitrogliserin adalah salah satu proses yang paling berbahaya dalam industri eksplosif, dikarenakan nitrogliserin yang sensitif terhadap guncangan dan gesekan juga kecenderungan untuk meledak. Maka dari itu, suhu reaksi disarankan tidak melebihi 25^0C untuk meminimalisir terjadinya ledakan. Suhu yang umum digunakan pada reaksi nitrasi gliserol adalh pada 10^0C hinnga 20^0C.

Dikarenakan banyak keraguan akan keamanan dari manufaktur nitrogliserin secara kontinyu, proses manufaktur nitrogliserin secara kontinyu yang aman dan efisien baru terbentuk setelah Schmid menemukan proses Schmid pada tahun 1927 dan proses Biazzi pada tahun 1935

I.4.2. Tinjauan Berbagai Proses

a. Proses Schmid

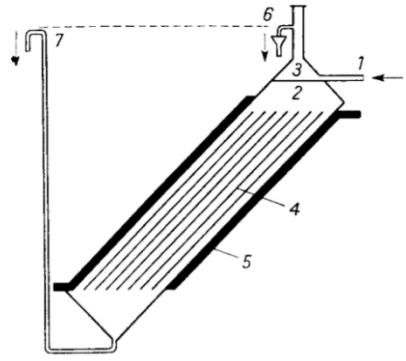
Proses manufaktur nitrogliserin secara kontinyu ditemukan oleh Schmid yang melibatkan tak hanya proses nitrasi secara kontinyu namun juga proses separasinya. Proses Schmid menggunakan reaktor alir tangka berpengaduk (RATB) yang beroperasi pada suhu 18 ^{o}C, dimana rasio glycerin dan asam campuran, yang terdiri dari asam nitrat dan asam sulfat, adalah 1:5 dengan konsentrasi H_2SO_4 pada asam campuran sebesar 50%. Pendiginan pada reactor menggunakan *coil* dengan medium pendingin larutan garam ($CaCl_2$) bersuhu 10^{o}C.



Gambar I.4 Skema RATB Pada Proses Schmid

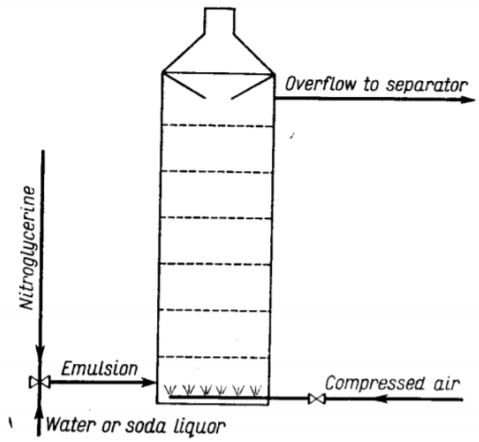
Pada RATB, asam campuran masuk dari bagian bawah dan gliserin masuk dari atas. Emulsi nitroglycerin akan terbentuk pada reactor yang akan dikeluarkan secara kontinyu melalui pipa overflow menuju separator. Proses separasi atau pemisahan nitrogliserin menggunakan prinsip perbedaan densitas. Lapisan asam sisa akan terbentuk pada bagian bawah sedangkan nitroglycerin pada bagian atas.

(Weaver, 1989)

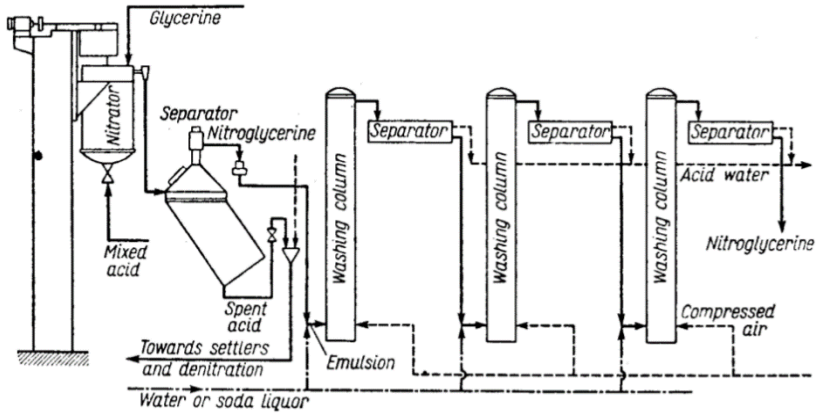


Gambar I.5 Skema Separator Proses Schmid

Nitroglycerin yang keluar dari separator akan dicampurkan dengan larutan sodium karbonat atau air yang akan membentuk emulsi ketika diumpankan ke *washing tower* untuk proses pencucian. Output dari *washing tower* akan diumpankan ke separator. Proses pencucian dan separasi ini dilakukan minimal dua kali menggunakan dua menara yang menggunakan air dan sodium karbonat sebagai agen pencuci di masing-masing menara.



Gambar I.6 Skema *Washing Column* Pada Proses Schmid



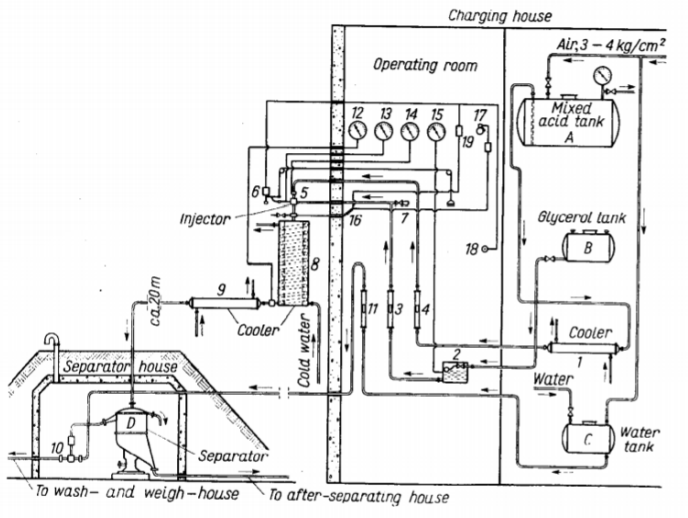
Gambar I.7 Skema Proses Schmid

b. Proses NAB Nitro Injektor (Nilssen and Brunnberg Process)

Metode terbaru dari proses pembuatan nitrogliserin adalah menggunakan sebuah injektor untuk menitrasi gliserol dan memisahkan produk nitrogliserin menggunakan *centrifuge.* Aliran asam penitrasi diinjeksikan ke dalam injector beserta campuran gliserin dan udara. Nitrogliserin dan sisa asam penitrasi akan membentuk emulsi yang kemudian akan dipisahkan menggunakan alat pemisah *Centrifuge.* Hasil dari purifikasi nitrogliserin tersebut kemudian dilanjutkan menuju tahap pencucian.

Pada proses ini, fraksi HNO3 yang digunakan pada asam campuran berkisar pada 26,5% - 27,5% dan kadar air didalam nitrator dijaga sekitar 9,5% - 10% untuk mencegah terjadinya reaksi yang tidak sempurna. Temperatur bahan baku yang digunakan saat proses nitrasi adalah gliserin pada 45-50^{o}C dan asam campuran pada 0^{o}C. Rendahnya temperatur asam campuran akan menurunkan suhu pada nitrator sebelum digunakannya pendingin

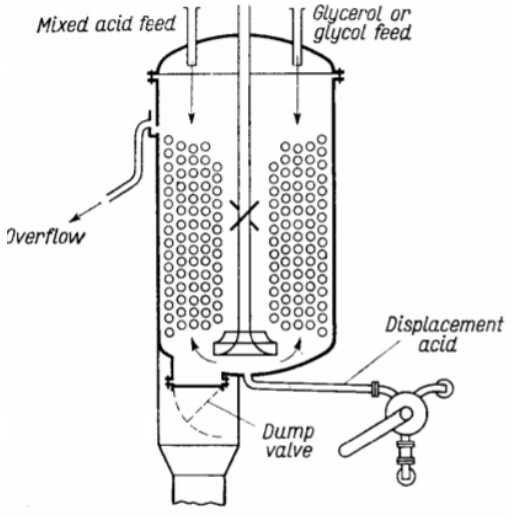
(Urbanski, 1965)



Gambar I.8 Skema Proses NAB

c. Proses Biazzi

Proses Biazzi merupakan proses produksi nitrogliserin yang paling lumrah digunakan, karena suhu operasi yang tidak terlalu tinggi dan prosesnya yang sederhana. Salah satu pabrik nitrogliserin pertama yang mengadaptasi proses Biazzi terletak di daerah Schelubusch, Jerman, yang berkapasitas sebesar 800 – 1000 kg Nitrogliserin untuk reaktor nitrasi bervolume 250 l. Reaksi nitrasi terjadi pada sebuah nitrator yang berupa RATB (Reaktor alir tangka berpengaduk) yang memiliki kecepatan pengadukan sebesar 600 rpm dan beroperasi pada suhu 10 - 15°C. Coil pendingin digunakan untuk mempertahankan suhu operasi. Medium pendingin yang digunakan adalah air dingin, larutan garam ($CaCl_2$), freon atau *Chilled Water* dengan suhu sekitar 0 - 10°C.

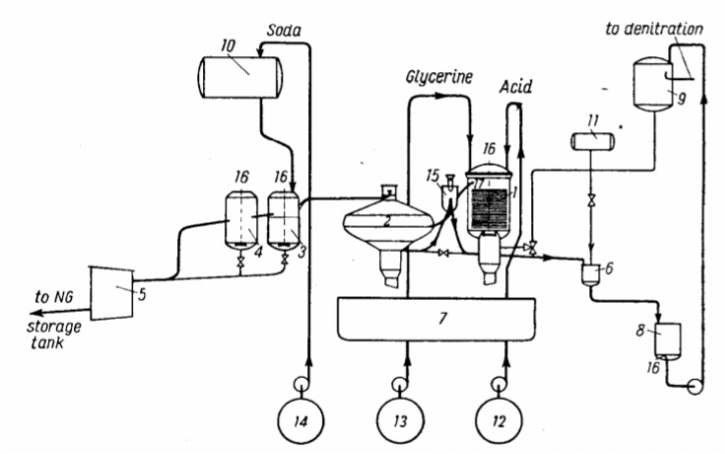


Gambar I.9 Skema RATB Pada Proses Biazzi

Purifikasi produk nitrogliserin menggunakan Decanter untuk memisahkan anatara Nitrolgiserin dan Sisa asam berdasarkan prinsip beda densitas. Dimana Nitrolgiserin akan terpisah sebagai layer atas pada Decanter dan sisa asam akan terpisah sebagai layer bawah.

Langkah selanjutnya adalah melakukan penetralan dengan Neutralizer yakni mecampur Nitrogliserin yang masih bersifat asam dengan Natrium Karbonat (Na_2CO_3). Meskipun NaOH lazim digunakan sebagai penetralan zat asam, namun dalam hal ini, NaOH mampu meningkatkan suhu pencampuran yang dapat menyebabkan Nitrogliserin menjadi tidak stabil sehingga Natrium Carbonat digunakan lebih cocok digunakan untuk menetralkan PH produk Nitrogliserin yang keluar dari reaktor dan juga memecah emulsi anatara produk Nitrogliserin dan sisa reaktan yang ada yaitu Gliserol. Langkah ini yang juga merupakan salah satu perbedaan proses Biazzi dengan proses yang lain yaitu tidak digunakannya air sebagai agen penetralan.

(Urbanski, 1965)



Gambar I.10 Skema Proses Biazzi

I.4.3. Pemilihan Proses

a. Tinjauan Ekonomi

Nilai potensial ekonomi untuk ketiga proses kurang lebih sama karena menggunakan bahan – bahan yang sama, rincian potensial ekonomi dari reaksi nitrogliserin adalah sebagai berikut:

EP=Value of Product-Raw Material Cost

Reaksi Nitrasi gliserin:

$$C_3H_5(OH)_{3\,(l)} + 3HNO_{3\,(l)} \xrightleftharpoons{H_2SO_4} C_3H_5(ONO_2)_{3\,(l)} + 3H_2O_{\,(l)}$$

Tabel 1.3 Data Harga Bahan Baku

Komponen	BM (kg/kmol)	Harga (US$/kg)	BM x Harga (US$/kgmol)
$C_3H_5(OH)_3$	92,093	0,3	27,6
HNO_3	63,012	0,35	22,05
H_2O	18,00	0	0
$C_3H_2(ONO_2)_3$	227,09	0,9	205,128

(alibaba.com)

Maka perhitungan potensial ekonomi sebagai berikut:

EP = (*Value of Product*) – (*Raw Material Cost*)

= (205,128) – (27,6 + 22,05)

= US$ 155,478/kgmol

Dari perhitungan Economic Potential (EP), keuntungan yang diperoleh dari pabrik nitrogliserin adalah sebesar US$ 155,478/ kmol

b. Tinjauan Teknis

Tabel I.4 Pemilihan Proses

Pertimbangan	Schmid-Meissner	NAB	Biazzi
Fase reaksi	Cair ***	Cair ***	Cair ***
Suhu (^oC) s	18^oC ***	40-50^oC *	10 - 15^oC ***
Tekanan (atm)	1 atm ***	Vakum *	1 atm ***
Jenis reaktor	RATB ***	Injektor **	RATB ***
Katalis	H_2SO_4 ***	H_2SO_4 ***	H_2SO_4 ***
Potensial ekonomi (US$/kgmol)	155,478 ***	155,478 ***	155,478 ***
Safety	Sedang **	Rendah *	Tinggi ***
TOTAL	20	14	21

Keterangan:

* buruk

** baik

*** sangat baik

Dari ketiga proses pembuatan nitrogliserin, diperoleh bahwa proses yang paling menguntungkan adalah proses Biazzi dengan angka 21. Meskipun hamper sama dengan proses Schmid-Meissner, namun proses Biazzi lebih aman karena sejatinya proses Biazzi merupakan penyempurnaan dari proses Schmid-Meissner, dimana jumlah nitrogliserin yang terbentuk lebih sedikit dalam kurun waktu tertentu sehingga proses memiliki tingkat safety yang lebih baik karena laju alir dari glycerol yang

lebih sedikit sehingga kemungkiinan terdekomposisi Nitrogliserin dan ledakan lebih kecil.

1. Tinjauan Termodinamika

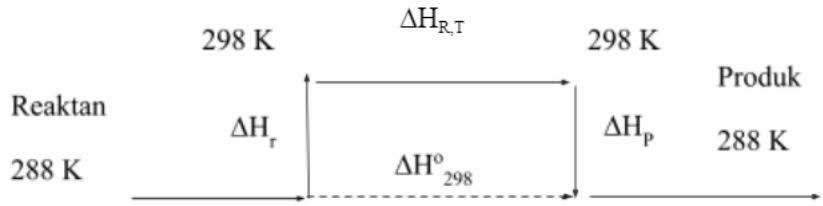
Reaksi:

$$C_3H_5(OH)_{3(l)} + 3HNO_{3(l)} \overset{H_2SO_4}{\rightleftharpoons} C_3H_5(ONO)_{2(l)} + 3H_2O_{(l)}$$

$$A + B \rightleftharpoons C + D$$

Kondisi Operasi: T = 15°C

= 288 K



Gambar I.11 Skema Hukum Hess dari reaksi pembentukan Nitrogliserin

Tabel 1.5 Harga ΔH°f dan ΔG° masing-masing komponen (Yaws, 1999)

Komponen	ΔH°f (kj/mol)	ΔG° (kj/mol)
$C_3H_5(OH)_3$	-582,8	-448,49
HNO_3	-135,1	-74,70
H_2O	-241,8	-228,60
$C_3H_2(ONO_2)_3$		-288,90

(Yaws,1999 dan Taylor,1947)

Untuk mencari nilai dari ΔH^{o}_{298} menggunakan nilai dari panas pembentukan masing – masing komponen, sesuai dengan persamaan berikut:

ΔH^{o}_{298} $= \Delta H^{o}f_{produk} - \Delta H^{o}f_{reaktan}$

$= (\Delta H^{o}f\ C_3H_2(ONO_2)_3 + 3.\ \Delta H^{o}f\ H_2O) - (\Delta H^{o}f\ C_3H_5(OH)_3 + 3.\ \Delta H^{o}f\ HNO_3)$

$= [(-372,4 + 3(-241,8)) - (-582,8 + 3(-135,1)]$

$= -109,7$ kJ/mol

Nilai ΔH^{o}_{298} yang diperoleh sebesar -109,7 kJ/mol sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi bersifat Eksotermis.

Konstanta kesetimbangan reaksi (K) dari reaksi pembentukan Nitrogliserin dengan menggunakan nilai tetapan R = 8314 kJ/mol

Persamaan Kapasitas Panas $Cp = A + B.T + CT^2 + DT^3$

Tabel 1.6 Harga Kapasitas Panas Masing-Masing Komponen

Komponen	A	B	C	D
$C_3H_5(OH)_3$	132,145	8,6007E-01	-1,9745E-04	1,8068E-06
HNO_3	214,478	-7,6762E-01	1,4970E-03	-3,0208E-07
H_2O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
$C_3H_2(ONO_2)_3$	290	1,29	-1,75E-03	5,21E-07

(Yaws, 1999)

Data kapasitas panas tersebut nilai panas reaksi reaktan, data diatas nilai Cp tiap komponen pada suhu reaksi 15°C adalah sebagai berikut:

$C_3H_5(OH)_3$ = 4126,54 J/mol

HNO_3 = 1104,93 J/mol

H_2O = 756,82 J/mol

$C_3H_2(ONO_2)_3$ = 5308,28 J/mol

Untuk menghitung panas reaksi dari reaktan atau $\Delta H°_r$, menggunakan nilai panas jenis dari masing – masing produk dan reaktan, sesuai dengan persamaan berikut yang didapat dari Smith & Van Ness (2001):

$$\Delta Hr = \int_{288}^{298} CpdT\ Reaktan$$

= [Cp $C_3H_5(OH)_3$+3. Cp HNO_3]

= 7441.333475 J/mol

Mencari nilai panas reaksi produk, ΔH_p.

$$\Delta Hp = \int_{298}^{288} CpdT Produk$$

= [Cp $C_3H_2(ONO_2)_3$ + 3. H_2O]

= -7578.73621 J/mol

Mencari nilai panas reaksi, $\Delta H_{R,T}$ pada suhu 15°C (288 K)

$\Delta Hr,t = \Delta H_p + \Delta Hr + \Delta H_{°298}$

= 7441.333475 J/mol –-7578.73621 J/mol – 109.7 J/mol

= -247.1027349 J/mol

Menentukan harga energi bebas Gibbs pada suhu 298 K, untuk menentukan spontanitas dari reaksi pembentukan nitrogliserin dengan persamaan berikut:

$\Delta G°_{298} = \Delta G°_{Produk} - \Delta G°_{Reaktan}$

= ($\Delta G^{o}\ C_3H_2(ONO_2)_3$ + 3. $\Delta G^{o}\ H_2O$) – ($\Delta G^{o}\ C_3H_5(OH)_3$ + 3. $\Delta G^{o}\ HNO_3$)

= (-288,90+ 3. -228,60) – (-448,49 + 3. -74,70) (kJ/mol)

= -1132.7 kJ/mol

Menentukan nilai konstanta keseimbangan (K) pada suhu reaksi 15^{o}C (288 K)

ΔG^{o}_{298} = -RTlnK_{298K}

K =Exp-(ΔGRT)

K =Exp-(-1132.78314 x 298)

K =1,000457

Mencari nilai K pada suhu 288 K menggunakan perbandingan persamaan ΔG^{o}, dengan K1 adalah K pada suhu 298 K dan K2 adalah K pada suhu reaksi yaitu 288 K.

$$\ln ln \frac{K2}{K1} = -\frac{\Delta HR.T}{R}\left(\frac{1}{T2} - \frac{1}{T1}\right)$$

$$\frac{K2}{K1} = EXP - \{\frac{\Delta HR.T}{R}\left(\frac{1}{T2} - \frac{1}{T1}\right)\}$$

$$\frac{K2}{K1} = EXP - \{\frac{-247.1027349}{8314}\left(\frac{1}{288} - \frac{1}{298}\right)\}$$

$$\frac{K2}{K1} = 1,000002$$

$$K2 = 1,000002x\ K1$$

$$K2 = 1,000002\ x\ 1,000457$$

$$K2 = 1.000459$$

Maka dari nilai konstanta kesetimbangan K pada suhu reaksi 15^{o}C (288 K) dapat dinyatakan bahwa reaksi bersifat reversible.

Menghitung nilai ΔG^{o} pada suhu operasi 288 K

$\Delta G^{o}_{288K} = -RT\ln K_{288K}$

$= -8314$ kJ/kmol. K x 288 K x ln 1,000459

$= -1101.4387$ kJ/mol

Dapat disimpulkan bahwa dengan besar nilai ΔG^{o} pada suhu 288 K (15^{o}C) bernilai negatif sehingga reaksi bersifat spontan

2. Tinjauan Kinetika

Reaksi pembuatan nitrogliserin merupakan reaksi antara asam nitrat dan gliserol dengan menggunakan bantuan katalis asam sulfat (H_2SO_4). Proses nitrasi gliserin menjadi nitrogliserin merupakan reaksi eksotermis.

Reaksi yang terjadi:

$$C_3H_5(OH)_{3(l)} + 3HNO_{3(l)} \xleftrightarrow{H_2SO_4} C_3H_5(ONO)_{2(l)} + 3H_2O_{(l)}$$

Dari segi kinetika, kecepatan reaksi akan bertambah dengan adanya kenaikan suhu. Hal ini ditunjukkan oleh hubungan persamaan Arhenius:

$$K = Ae^{-(\frac{EA}{RT})}$$

Dimana :

k = Konstanta kecepatan reaksi

A = Faktor tumbukan tingkat pencampuran zat-zat yang bereaksi

E = Energi aktivasi

R = Tetapan gas umum

T = Suhu mutlak

Dari penelitian yang dilakukan oleh Kai-Tai Lu (2008), nilai k dengan konsentrasi masuk Gliserol dan asam nitrat adalah 2,3002 mol/l dan 9,0829 mol/l sebesar 0,3273 mol/men.

BAB II
PROSES PRODUKSI

II.1. Proses Pendahuluan

II.1.1. Spesifikasi Bahan Baku.

1. Spesifikasi bahan

(a). Bahan Baku

Bahan baku diambil dari perusahaan PT. Cisadane Raya Chemicals, Karawaci, Tangerang, PT. PT Kanindo Success Chemical, Jakarta dan dari PT Nitrotama Kimia, Cikampek, Jawa Barat yang mempunyai spesifikasi bahan sebagai berikut:

1) Gliserol

Rumus Molekul	: $C_3H_8O_3$
Komposisi	: 99,7%
Kondisi bahan baku	: 30^oC, 1 atm
Sifat fisis :	
Fase (30^oC, 1atm)	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Boiling point, (K)	: 563,15
Melting Point, (K)	: 291,33
Densitas pada 25^oC (kg/m3)	: 1,257
Kapasitas Panas pada 25^oC	: 137,20 kJ/kmol
Viskositas pada 25^oC	: 0,9296 kg/m s
Hazard identification	: stabil dan tidak beracun
Sifat kimia :	
Berat molekul	: 92,09 g/gmol
Solubilitas air	: 100kg/100 kg H_2O

2) Asam Nitrat

Sifat kimia :

Rumus molekul : HNO_3

Berat molekul : 28,016 g/gmol

Komposisi : 63%

Sifat fisis :

Wujud : Cair

Boiling point, (K) : 356

Melting Point, (K) : 231

Densitas pada 25°C (kg/m3) : 1,4923

Kapasitas Panas pada 25°C : 110,68 kJ/kmol

Viskositas pada 25°C : 0,00082 kg/m s

Hazard identification : reaktif, korosif

Kelarutan dalam air : 100kg/100 kg H_2O

Panas pelarutan : -33,3 kJ/gmol

Sumber: (Union Acid and Chemical Co., India)

(b). Bahan Pendukung

1) Asam Sulfat

Sifat kimia :

Rumus molekul : H_2SO_4

Berat molekul : 98,079 gr/mol

Komposisi : 98% (2% Air)

Sifat fisis :

Wujud : Cair, Jernih tidak berwarna

Boiling point, (K) : 610

Melting Point, (K) : 283

Densitas pada 25°C (kg/m3) : 1,833

Kapasitas Panas pada 25°C : 120,5721 kJ/kmol

Viskositas pada 25°C : 0,02659 kg/m s

Hazard identification : reaktif, korosif

Kelarutan dalam air : 100kg/100 kg H_2O

Panas kelarutan : -97,5 kJ/gmol

Sumber: (PT. Indonesian Acid Industry)

2) Natrium Karbonat

Sifat kimia :

Rumus molekul : Na_2CO_3

Berat molekul : 105,988 g/gmol

Komposisi : 100% (Padatan)

Sifat fisis :

Wujud : Padatan (*Powder*), warna putih

Melting Point, (K) : 852

Densitas pada 25°C (kg/m3) : 2,54

Kapasitas Panas pada 25°C : 112,3 J/mol K

Hazard identification : stabil, beracun bila dikonsumsi

Kelarutan dalam air (20°C) : 44,35 kg / 100 kg H_2O

Panas pelarutan : 5,57 kcal/gmol

Sumber: (Weifang Yuza Chemical Ltd.)

(c). Produk

1) Nitrogliserin

Sifat kimia :

Rumus molekul : $C_3H_5(ONO_2)_3$

Berat molekul : 227 kg/kgmol

Komposisi : 100%

Sifat fisis :

Wujud : Cair, Jernih tidak berwarna

Boiling point, (K) : 610

Melting Point, (K) : 283

Densitas pada 25°C (kg/m3) : 1,833

Kapasitas Panas pada 25°C : 120,5721 kJ/kmol

Viskositas pada 25°C : 0,02659 kg/m s

Hazard identification : reaktif, korosif

Kelarutan dalam air : 100kg/100 kg H_2O

Panas kelarutan : -97,5 kJ/gmol

Sumber: (PT. Indonesian Acid Industry)

II.1.2. Deskripsi Proses

Proses pada industri kimia umumnya dapat disederhanakan menjadi tiga tahapan penting, yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap reaksi, dan tahap pemurnian produk.

1. Tahap persiapan bahan baku

   Bahan baku utama adalah gliserol yang berfase cair di simpan dalam tangki penyimpanan bahan baku berbentuk silider vertical dengan suhu 30^oC dan tekanan 1 atm. Cairan gliserol dari tangki penyimpanan bahan baku (T-03) dialirkan terlebih dahulu menuju *Cooler* untuk didinginkan ke suhu reaksi yaitu 15^oC baru kemudian dialirkan oleh pompa menuju reaktor. Dua bahan baku lainnya adalah Asam Sulfat dan Asam Nitrat yang disimpan pada tangki penyimpanan bahan baku (T -01 dan T – 02). Asam Nitrat dan Asam Sulfat kemudian di pompa menuju *Mixer* (M -01) berpendingin untuk mendinginkan bahan baku asam campuran kemudian dialirkan menuju Reaktor (R – 01)

2. Tahap reaksi

   Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Tangki Alir Berpengaduk atau *continuous stirred tank reactor (*CSTR*)* dengan Asam Sulfat berperan sebagai agen dehidrogenasi untuk menyerap air yang terbentuk saat terjadinya reaksi. Umpan memasuki reaktor pada suhu 15^oC dan tekanan 1 atm. Produk hasil dari reaktor terdiri dari Nitrogliserin, air dan sisa asam yang tidak habis bereaksi. Reaksi membutuhkan pendingin agar temperatur reaktor tetap stabil. Pendinginan dilakukan dengan menggunakan air pendingin *chilled water* untuk menjaga suhu reaktor tetap pada suhu reaksi

Reaksi yang terjadi dalam reaktor:

$$C_3H_5(OH)_{(l)} + 3HNO_{3(l)} \overset{H_2SO_4}{\rightleftharpoons} C_3H_5(ONO)_{2(l)} + 3H_2O_{(l)}$$

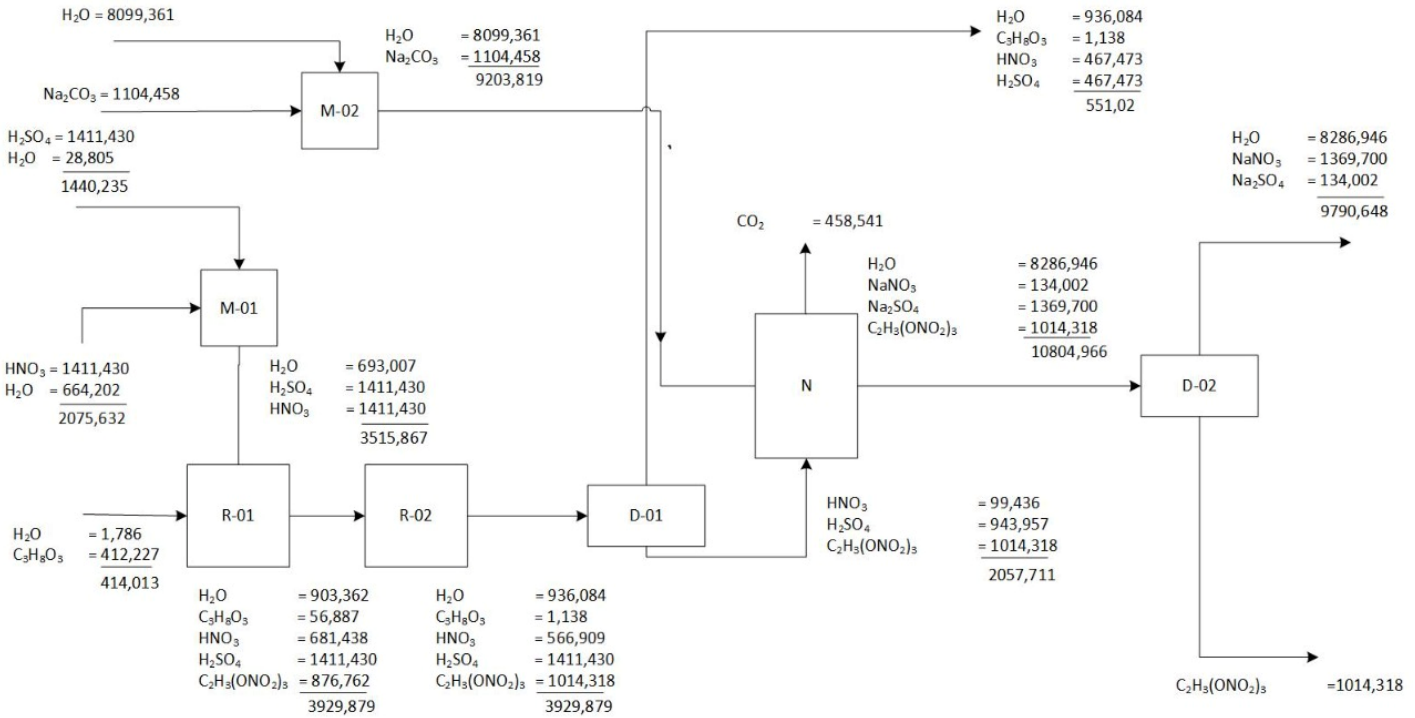
3. Tahap pemurnian produk

Produk yaitu Nitrogliserin berada dalam fasa cair. Sebagai langkah pemurnian produk awal, Nitrogliserin dialirkan ke Decanter (D – 01) untuk dipisahkan dengan Gliserol sisa yang masih terkandung. Kemudian, produk dialirkan menuju Neutralizer (N-01) guna menetralkan sisa asam campuran yang belum habis bereaksi. Reaksi penetralan yang terjadi menggunakan Natrium Karbonat (Na_2CO_3). Berikutnya, hasil keluarannya dialirkan menuju Dekanter (D – 02) untuk memisahkan zat hasil penetralan yang terbentuk pada saat reaksi. Nitrogliserin kemudian dialirkan menuju tangka penyimpanan produk (T – 04) dan suhunya dijaga pada suhu 25^oC.

II.2. Diagram alir

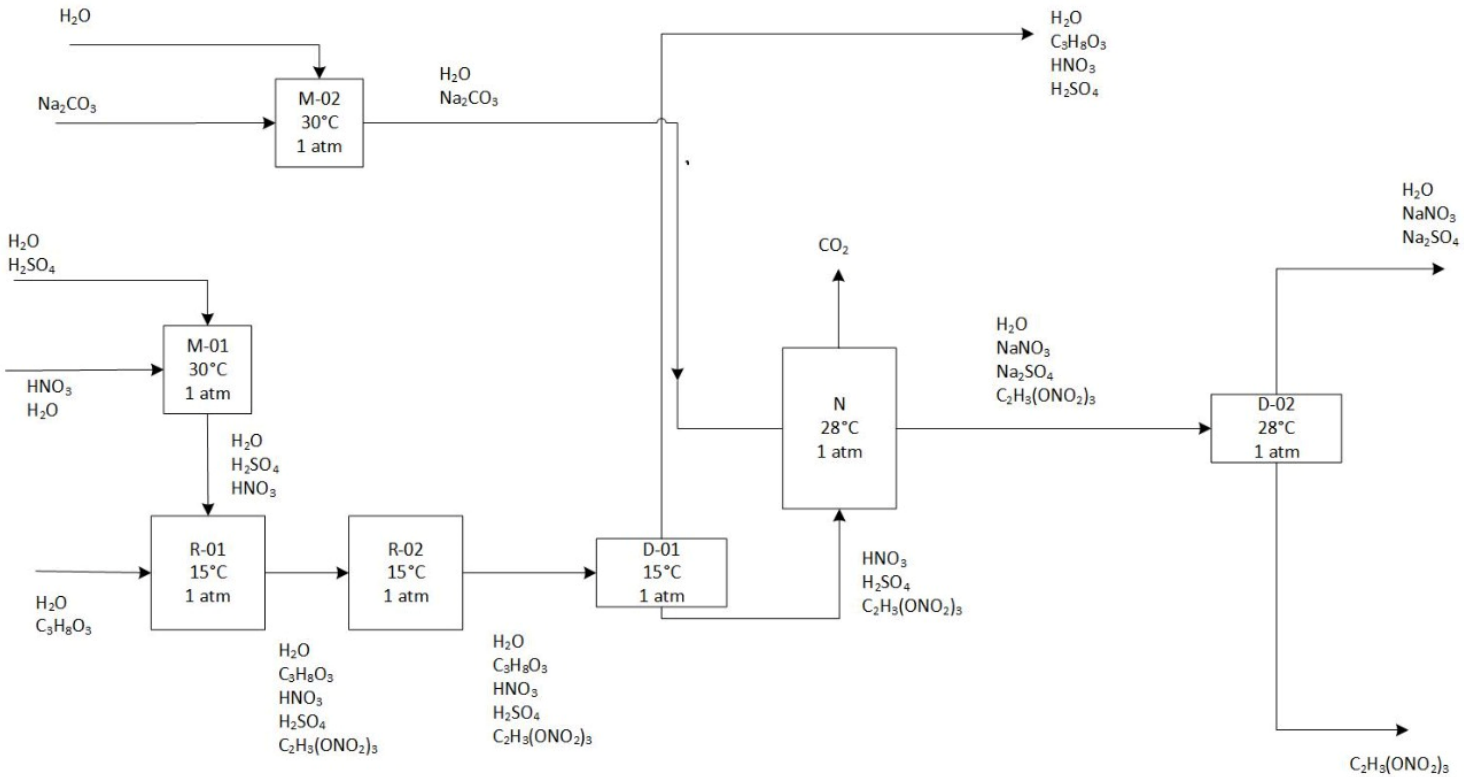
Diagram alir Kuantitatif dan kualitatif ditunjukkan pada Gambar II.1 dan Gambar II.2.

II.2.1. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar II.1 Diagram Alir Kuantitatif

II.2.2. Diagram Alir Kualitatif



Gambar II.2 Diagram Alir Kualitatif

II.3. Tata Letak

II.3.1. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat peralatan dan penyimpanan bahan baku serta produk, juga tempat karyawan bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat adalah sebagai berikut:

1. Peluasan 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 mengolah bahan baku sendiri.

2. Kuantitas, kualitas, dan letak bangunan

   Kuantitas, kualitas, dan tata letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik, meliputi kekuatan fisik maupun kelengkapan. Contohnya insulasi, instalasi, dan ventilasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja serta perawatan.

3. 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.

4. Faktor keamanan

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

II.3.2. Tata Letak Alat

Penentuan tata letak alat harus memperhatikan beberapa hal, diantaranya adalah sebagai berikut:

1. Letak peralatan berada dalam lokasi yang memadai sehingga memberikan ruang gerak yang cukup dalam pemasangan, perawatan, ataupun perbaikan alat-alat proses.
2. Tata letak perlatan dilakukan berdasarkan urutan prosesnya, sehingga diperoleh efisiensi secara teknis dan ekonomis serta memudahkan dalam control, pengawasan, dan keluasan gerak operator.
3. Peralatan pabrik disusun sedemikian rupa, terutama untuk alat-alat yang beresiko tinggi diberi jarak yang cukup sehingga memudahkan dalam penanggulagan bahaya baik berupa kecelakaan kerja maupun kebakaran.
4. Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari area proses sehingga dapat menjamin operasi berjalan dengan lancar dan aman.
5. Penempatan alat pabrik harus mempertimbangkan adanya penambahan unit baru sehingga tidak menimbulkan kesulitan di masa yang akan datang.



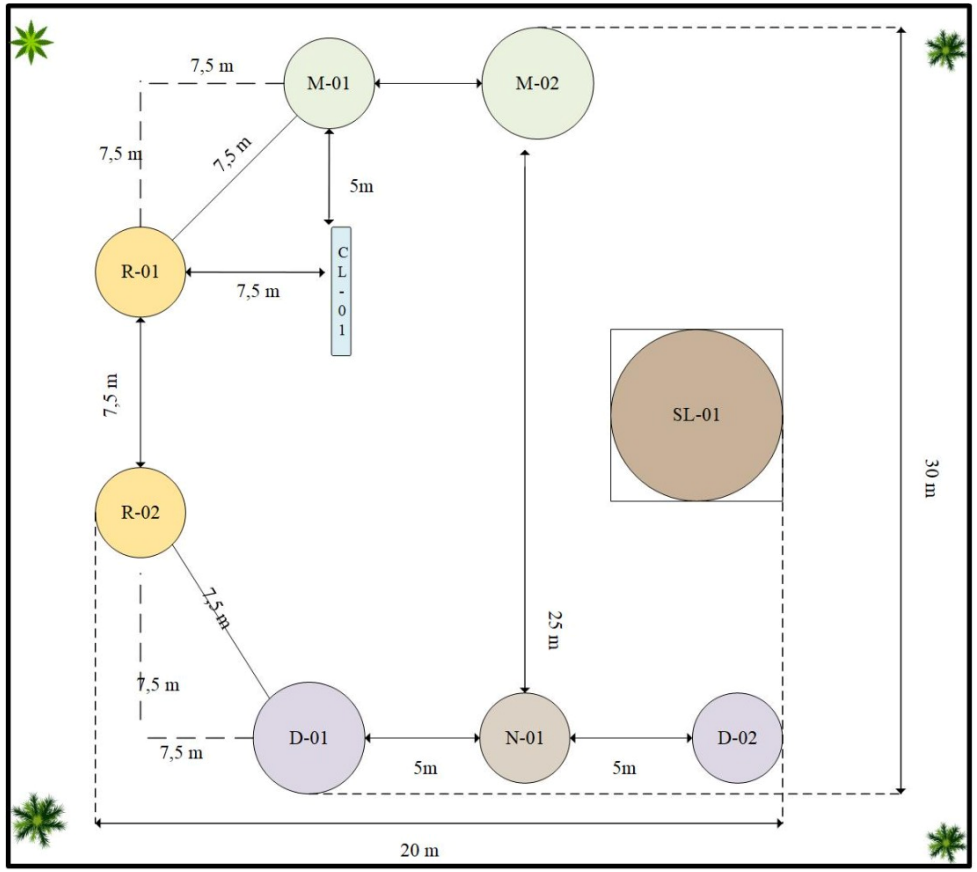
Gambar II.3 Layout Pabrik Nitrogliserin

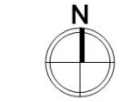
Keterangan:

= Jalan = Jembatan TU-03 = Tangki Gliserol

= Selokan Besar = Selokan Kecil BU-01 = Bak Penmpung Air

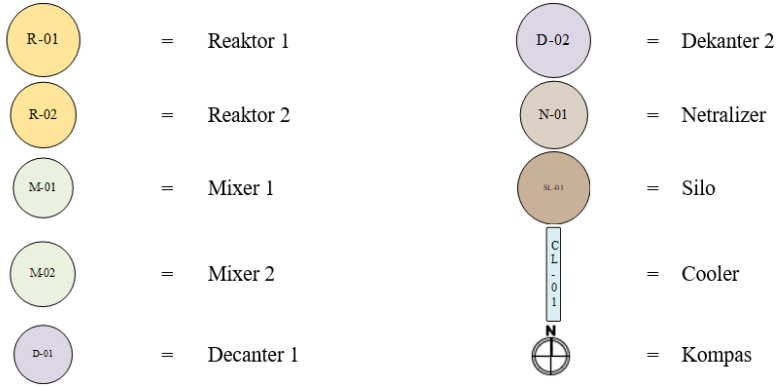
BU-02 = Bak Sanitasi N = Kompas = Pohon





SKALA 1:100

Keterangan:



Gambar II.8 Layout Alat

II.4 Spesifikasi alat proses

II.4.1 Spesifikasi Alat Utama

1. **Reaktor – 1 (R-01)**

Fungsi : Mereaksikan bahan baku gliserol dengan Asam campuran untuk membentuk produk Ntirogliserin

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi

Suhu masuk	: 15^{o}C
Tekanan masuk	: 1 atm
Konversi	: 86,2%

Dimensi Alat

Diameter luar	: 54 in
Diamter dalam	: 54 in
Tebal Head	: 0.19 in
Tingi Head	: 0.28 in
Tebal dinding reactor	: 0,19 in
Tinggi dinding reactor	: 1,22 m
Tinggi total reactor	: 1,78 m
Material	: *Stainless Steel*

Pengaduk Reaktor

Jenis	: *Three Bladed Mixing Propeller*
Jumlad blade	: 3 buah
Jumlah baffle	: 4 buah
Diameter pengaduk	: 0,45 m
Lebar blade	: 0,11 m
Lebar baffle	: 0,11 m
Kecepatan pengaduk	: 320 rpm
Daya oengaduk	: 40 Hp

Pendingin

Jenis	: *Chilled Water*
Media pendingin	: Koil
Kebutuhan pendingin	: 12795.1 kg/jam
Luas transfer panas	: 23,27 m^2
Diamter lilitan koil	:1,09 m
Panjang pipa koil	: 83.61 m
Jumlah lilitan koil	: 25
Jarak anatar lilitan koil	: 1,07 m
Harga	: $ 35.257

2. **Reaktor – 2 (R-02)**

Fungsi : Mereaksikan bahan baku gliserol dengan Asam campuran untuk membentuk produk Ntirogliserin

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi

Suhu masuk	: 15^oC
Tekanan masuk	: 1 atm
Konversi	: 98%

Dimensi Alat

Diameter luar	: 38 in
Diamter dalam	: 38 in
Tebal Head	: 0.19 in
Tingi Head	: 0.22 in
Tebal dinding reactor	: 0,19 in
Tinggi dinding reactor	: 0,91 m
Tinggi total reactor	: 1,35 m
Material	: *Stainless Steel*

Pengaduk Reaktor

Jenis	: *Three Bladed Mixing Propeller*
Jumlad blade	: 3 buah
Jumlah baffle	: 4 buah
Diameter pengaduk	: 0,32 m
Lebar blade	: 0,08 m
Lebar baffle	: 0,08 m
Kecepatan pengaduk	: 320 rpm
Daya oengaduk	: 7,5 Hp

Pendingin

Jenis	: *Chilled Water*
Media pendingin	: Jaket
Kebutuhan pendingin	: 1466,6 kg/jam
Luas transfer panas	: 2,68 m^2
Tebal jaket	: 0,19 in
Diameter jaket	: 38,75 in

Harga : $ 35.257

3. **Dekanter – 1 (D-01)**

Fungsi : Memisahkan fase berat berupa $C_3H_5(ONO_2)_3$, HNO_3 (sebagian) dan H_2SO4 (sebagian) dengan $C_3H_5(OH)_3$, H_2O, HNO_3 (sebagian) dan H_2SO4 (sebagian)

Tipe : *Dekanter Vertical*

Kondisi Operasi

Suhu masuk	: 15^oC
Tekanan masuk	: 1 atm
Kecepatan pengendapan	: 0,00091 m/s
Waktu pemisahan	: 10 menit

Dimensi dekanter

Diameter dekanter	: 0,76 m

Tinggi dekanter : 1,51 m

Tebal shell : 0.19 in

Tingi head : 0.24 in

Diameter Pipa

Pipa umpan : 1,66 in

Pipa fase barat : 1,66 in

Pipa fase ringan : 1,66 in

Tinggi Pipa

Pipa umpan : 1,53 m

Pipa Fase berat : 1 m

Pipa fase Ringan : 1,80 m

Material : *Stainless Steel*

4. Netralizer - 1 (N-01)

Fungsi : Menatralkan asam campuran (HNO_3 dan H_2SO_4) dengan larutan Na_2CO_3

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi

Suhu masuk : 28^oC

Tekanan masuk : 1 atm

Dimensi Alat

Diameter luar : 72 in

Diamter dalam : 72 in

Tebal Head : 0.25 in

Tingi Head : 0.36 in

Tebal dinding reactor : 0,19 in

Tinggi dinding reactor : 1,68 m

Tinggi total reactor : 2,40 m

Material	: *Stainless Steel*
Pengaduk Reaktor	
Jenis	: *Three Bladed Mixing Propeller*
Diameter pengaduk	: 0,56 m
Lebar blade	: 0,14 m
Lebar baffle	: 0,05 m
Kecepatan pengaduk	: 155 rpm
Daya oengaduk	: 60 Hp
Pendingin	
Jenis	: *Chilled Water*
Media pendingin	: Jaket
Kebutuhan pendingin	: 226,9 kg/jam
Tebal jaket	: 0,19 in
Diameter jaker	: 72,75 in
Harga	: $ 45.863

5. Dekanter – 2 (D-02)

Fungsi : Memisahkan fase berat berupa $C_3H_5(ONO_2)_3$, dengan $C_3H_5(OH)_3$, H_2O, Na_2SO_4 dan $NaNO_3$

Tipe : *Dekanter Vertical*

Kondisi Operasi	
Suhu masuk	: 28^oC
Tekanan masuk	: 1 atm
Kecepatan pengendapan	: 0,0261 m/s
Waktu pemisahan	: 10 menit
Dimensi dekanter	
Diameter dekanter	: 0,35 m
Tinggi dekanter	: 0,69 m
Tebal shell	: 0.19 in

Tingi head : 0.11 in

Diameter Pipa

Pipa umpan : 2,88 in

Pipa fase barat : 1,05 in

Pipa fase ringan : 3,50 in

Tinggi Pipa

Pipa umpan : 0,79 m

Pipa Fase berat : 0,46 m

Pipa fase Ringan : 0,82 m

Material : *Stainless Steel*

6. Mixer – 1 (M -01)

Fungsi : Mencampurkan asam sulfat (H_2SO_4) dan asam nitrat (HNO_3) sebagai bahan baku asam campuran sebelum masuk ke Reaktor-1 (R-01) dengan laju alir 3515,87 kg/jam

Tipe : Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi

Suhu masuk : 30^oC

Tekanan masuk : 1 atm

Waktu tinggal : 30 menit

Dimensi mixer

Diameter mixer : 1,36 m

Tinggi mixer : 1,36 m

Tebal head : 0,19 in

Tingi head atas : 0.16 m

Tinggi head bawah : 0,16 m

Tebal dinding mixer : 0,19 in

Tinggi total mixer : 1,6 m

Material : *Stainless Steel*

Pengaduk Mixer

Jenis	: *Three Bladed Mixing Propeller*
Jumlah Blade	: 3 buah
Jumlah baffle	: 4 buah
Diameter pengaduk	: 0,4572 m
Tinggi pengaduk	: 0,0914 m
Lebat blade	: 0,11 m
Lebar baffle	: 0,11 m
Kecpatan pengaduk	: 155 rps
Power pengaduk	: 40 Hp

Pendingin

Jenis	: Jaket pendingin
Media pendingin	: *Chilled Water*
Kebutuhan pendingin	: 374,5 kg/jam
Luas transfer panas	: 0,89 in
Tebal jaket	: 0,19 in
Diameter jaket	: 54,75 in

Harga : $ 24.439

7. Mixer – 2 (M -02)

Fungsi : Melarutkan sodium karbonat (Na_2CO_3) dalam air sebanyak 8099,4 kg/jam

Tipe : Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi

Suhu masuk	: 30^oC
Tekanan masuk	: 1 atm
Waktu tinggal	: 30 menit

Dimensi mixer		
	Diameter luar	: 2,4 m
	Diameter dalam	: 2.4 m
	Tebal head	: 0,25 in
	Tingi head atas	: 0.48 m
	Tinggi head bawah	: 0,48 m
	Tebal dinding mixer	: 0,19 in
	Tinggi total mixer	: 3,2 m
	Material	: *Stainless Steel*
Pengaduk Mixer		
	Jenis	: *Three Bladed Mixing Propeller*
	Jumlah Blade	: 3 buah
	Jumlah baffle	: 4 buah
	Diameter pengaduk	: 0,81 m
	Tinggi pengaduk	: 0,16 m
	Lebat blade	: 0,2 m
	Lebar baffle	: 0,2 m
	Kecpatan pengaduk	: 1,67 rps
	Power pengaduk	: 15 Hp
Pendingin		
	Jenis	: Jaket pendingin
	Media pendingin	: *Chilled Water*
	Kebutuhan pendingin	: 11155,4 kg/jam
	Luas transfer panas	: 022,17 in
	Tebal jaket	: 0,19 in
	Diameter jaket	: 96,75 in
Harga		: $ 212.196

II.4.2 Spesifikasi alat penukar panas

1. Cooler -1 (CLU -01)

Fungsi : Menurunkan suhu bahan baku ($C_3H_5(OH)_3$) dari suhu 30ºC ke 15ºC menggunakan air pendingin

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

Suhu masuk	: 30 ºC
Suhu keluar	: 15ºC
Tekanan	: 1 atm
Pressure drop	: 0,9487 psia

Dimensi Alat

Diameter	: ID Annulus = 2,5 in ID tube = 1,4 in
Panjang	: 2,43 m
Jumlah hairpin	: 3
Luas transfer panas	: 1,94 m^2
Bahan Konstruksi	: *Stainless steel*

Pendingin

Media pendingin	: *Chilled Water*
Suhu masuk	: 6 ºC
Suhu keluar	: 9 ºC
Massa pendingin	: 2214,1 kg/jam

Harga : $ 1.292

II.4.3 Spesifikasi alat penyimpan

1. Tangki Bahan Baku (T-01)

Fungsi	: Menyimpan larutan asam nitrat 68%
Tipe	: Tangki Silinder Vertical dengan *Torispherical Head*
Bahan	: *Stainless Steel SA-167*
Kapasitas	: 350,26 m^3
Jumlah bahan	: 697412,3 kg
Waktu tinggal	: 14 hari
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30 ^oC
Tekanan	: 1 atm
Dimensi tangki	
Diameter	: 6,1 m
Tinggi tangki	: 15,09 m
Bahan konstruksi	: *Carbon Steel SA-285 grade A*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 97.539

2. Tangki Bahan Baku (T-02)

Fungsi	: Menyimpan larutan sulfat 98%
Tipe	: Tangki Silinder Vertical dengan *Torispherical Head*
Bahan	: *Stainless Steel SA-167*
Kapasitas	: 266,01 m^3
Jumlah bahan	: 483918,74 kg
Waktu tinggal	: 14 hari

Kondisi Operasi

Suhu	: 30 ºC
Tekanan	: 1 atm

Dimensi Alat

Diameter	: 6,1 m
Tinggi head	: 7,18 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 81.606

3. Tangki Bahan Baku (T-03)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku glierol 99,5%
Tipe	: Tangki Silinder Vertical dengan *Conical Head*
Bahan	: *Stainless Steel SA-167*
Kapasitas	: 109,75 m^3
Jumlah bahan	: 139108,269 kg
Waktu tinggal	: 14 hari

Kondisi Operasi

Suhu	: 30 ºC
Tekanan	: 1 atm

Dimensi Alat

Diameter	: 4,6 m
Tinggi head	: 7,8 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 45.863

4. Tangki Penyimpanan Produk (T-04)

Fungsi	: Menyimpan produk nitrogliserin 100%
Tipe	: Tangki Silinder Vertical dengan *Torispherical Head*
Bahan	: *Stainless Steel SA-167*
Kapasitas	: 547,73 m^3
Jumlah bahan	: 730306,136 kg
Waktu tinggal	: 14 hari
Kondisi Operasi	
Suhu	: 25 ^oC
Tekanan	: 1 atm
Dimensi Alat	
Diameter	: 6,1 m
Tinggi head	: 12,03 m
Jumlah	: 2 unit
Pendingin	
Jenis	: Jaket
Media Pendingin	: *Chilled Water*
Kebutuhan pendingin	: 49211,11 kg/jam
Tebal jaket	: 0,19 in
Jari-jari jaket	: 120,38 in
Harga	: $ 130.483

II.4.4 Spesifikasi alat transportasi

1. Pompa 1 (P-01)

Fungsi	: Memompa bahan HNO_3 68% dari tangki pembelian menuju tangki penyimpanan-1 (T-01)
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 317 gpm
Head pompa	: 15 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 70%
Daya motor	: 10 HP
Efisiensi motor	: 82%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 3.687

2. Pompa 2 (P-02)

Fungsi	: Memompa bahan HNO_3 dari tangki penyimpanan - 1 (T-01) ke mixer - 1 (M-01)
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 6,85 gpm
Head pompa	: 5,7 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 40%
Daya motor	: 1,5 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 670

3. Pompa 3 (P-03)

Fungsi	: Memompa bahan H_2SO_4 98% dari tangki pembelian menuju tangki penyimpanan - 2 (T-02)
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 317 gpm
Head pompa	: 14,38 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 70%
Daya motor	: 15 HP
Efisiensi motor	: 85%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 3.687

4. Pompa 4 (P-04)

Fungsi	: Memompa bahan H_2SO_4 dari tangki pembelian menuju Mixer - 1 (M-01)
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 3,62 gpm
Head pompa	: 5,1 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 40%
Daya motor	: 1 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 670

5. Pompa 5 (P-05)

Fungsi	: Memompa bahan $C_3H_5(OH)_3$ 99.5% dari tangki pembelian menuju tangki penyimpanan - 3 (T-03)
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 317 gpm
Head pompa	: 13,37 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 70%
Daya motor	: 10 HP
Efisiensi motor	: 84%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 3.687

6. Pompa 6 (P-06)

Fungsi	: Memompa bahan $C_3H_5(OH)_3$ dari tangki penyimpanan - 3 (T-03) ke reaktor - 1 (R-01)
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 1,45 gpm
Head pompa	: 9,05 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 40%
Daya motor	: 0,5 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 670

7. Pompa 7 (P-07)

Fungsi	: Memompa bahan H_2SO_4 dan HNO_3 dari Mixer - 1 (M-01) menuju Reaktor
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 10 gpm
Head pompa	: 1,74 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 40%
Daya motor	: 0,75 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 737

8. Pompa 8 (P-08)

Fungsi	: Memompa larutan berupa Gliserol ($C_3H_5(OH)_3$), Asam Sulfat (H_2SO4), Asam Nitrat (HNO_3) dan Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Reaktor - 1 menuju Reaktor - 2
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 11 gpm
Head pompa	: 6,35 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 42%
Daya motor	: 3 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 737

9. Pompa 9 (P-09)

Fungsi	: Memompa larutan berupa Gliserol ($C_3H_5(OH)_3$), Asam Sulfat (H_2SO4), Asam Nitrat (HNO_3) dan Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Reaktor - 2 ke Dekanter – 1
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 11 gpm
Head pompa	: 4,13 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 40%
Daya motor	: 3 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 737

10. Pompa 10 (P-10)

Fungsi	: Memompa larutan berupa Asam Sulfat (H_2SO4), Asam Nitrat (HNO_3) dan Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Dekanter - 1 ke Netralizer
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 5,3 gpm
Head pompa	: 3 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 40%
Daya motor	: 1 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*

Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 1.341

11. Pompa 11 (P-11)

Fungsi	: Memompa larutan berupa Sodium Karbonat (Na_2CO_3) dari Mixer - 2 ke Netralizer
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 27,1 gpm
Head pompa	: 2,38 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 50%
Daya motor	: 2 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 1.240

12. Pompa 12 (P-12)

Fungsi	: Memompa larutan berupa Sodium Sulfat (Na_2SO_4), Sodium Nitrat ($NaNO_3$), Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dan Air (H_2O) dari Netralizer ke Decanter - 2
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 37,1 gpm
Head pompa	: 2,34 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 60%
Daya motor	: 2 HP
Efisiensi motor	: 80%

Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 1.341

13. Pompa 13 (P-13)

Fungsi	: Memompa larutan berupa Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Decanter - 2 ke Tangki Penyimpanan – 4
Tipe	: *Centrifugal Pump – Single Stage*
Kapasitas	: 2,79 gpm
Head pompa	: 14,1 m
Kecepatan putar	: 3500 rpm
Efisiensi pompa	: 40%
Daya motor	: 2 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*
Jumlah	: 1 unit
Harga	: $ 670

14. Pneumatic Conveyor (PC-01)

Fungsi	: Mengangkut padatan Sodium Karbonat (Na2CO3) dari Silo menuju Mixer
Dimensi	
Diameter	: 0,052 m
Kecepetan aliran	: 5,76 m/s
Panjang	: 7,5 m
Daya	: 10 HP
Jumlah unit	: 1
Harga	: $ 34.343

BAB III

NERACA MASSA DAN ENERGI

III.1. Neraca massa

III.1.1. Neraca massa Alat.

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

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
HNO_3	1411,430	0	1411,430
H_2SO_4	0	1411,430	1411,430
H_2O	664,202	28,805	693,007
Total	2076, 632	1440,236	3515,867

Tabel III.2 Neraca Massa Reaktor-1 (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
$C_3H_5(OH)_3$	0	412,227	56,887
HNO_3	1411,430	0	681,438
H_2SO_4	1411,430	0	1411,430
$C_2H_5(ONO_2)_3$	0	0	876,762
H_2O	693,007	1,786	903,362
Total	3515,867	414,013	3929,879

Tabel III.3 Neraca Massa Reaktor-2 (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
$C_3H_5(OH)_3$	56,887	1,138
HNO_3	681,438	566,909
H_2SO_4	1411,430	1411,430
$C_2H_5(ONO_2)_3$	876,762	1014,318
H_2O	903,362	936,084
Total	3929,879	3929,879

Tabel III.4 Neraca Massa Dekanter-1 (D-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
$C_3H_5(OH)_3$	1,138	1,138	0
HNO_3	566,909	467,473	99,436
H_2SO_4	1411,430	467,473	943,957
$C_2H_5(ONO_2)_3$	1014,318	0	1014,318
H_2O	936,084	936,084	0
Total	3929,879	1872,168	2057,711

Tabel III.5 Neraca Massa Mixer -2 (M-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
Na_2CO_3	1104,458	0	1104,458
H_2O	0	8099,361	8099,361
Total	1104,458	8099,361	9203,819

Tabel III.6 Neraca Massa Netralizer-1 (N-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	Arus 8	Arus 11	Arus 12	Arus 13
HNO_3	99,436	0	0	0
H_2SO_4	943,957	0	0	0
$C_2H_5(ONO_2)_3$	1014,318	0	0	1014,318
Na_2CO_3	0	1104,458	0	0
H_2O	0	8099,361	0	8286,946
CO_2	0	0	456,564	0
Na_2SO_4	0	0	0	1369,7
$NaNO_3$	0	0	0	134,002
Total	2057,711	9203,819	456,564	10804,966

Tabel III.7 Neraca Massa Dekanter-2(D-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
$C_2H_5(ONO_2)_3$	1014,318	0	1014,318
H_2O	8286,946	8286,946	0
Na_2SO_4	1369,7	1369,7	0
$NaNO_3$	134,002	134,002	0
Total	10804,966	9790,648	1014,318

III.2 Neraca Energi

Tabel III.8 Neraca Energi Reaktor-1 (R-01)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	18489,909	2551,607
HNO_3	24754,484	11951,465
H_2O	29212,812	37982,174
$C_3H_2(ONO_2)_3$	-	20502,662
Q reaksi	407460,733	-
Q pendingin	-	406930,03
Total	479917,938	479917,938

Tabel III.9 Neraca Energi Reaktor-2 (R-02)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	2551,607	51,032
HNO_3	11951,465	9942,787
H_2O	37982,174	3381,732
$C_3H_2(ONO_2)_3$	20502,662	276055,662
Q reaksi	134,382	-
Q pendingin	-	49725,045
Total	51510556	51510556

Tabel III.10 Neraca Energi Netralizer (N-01)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
HNO_3	525,126	-
$C_3H_2(ONO_2)_3$	7149,943	7149,943
H_2O	101939,020	104299,975
H_2SO4	7584,648	-
Na_2CO_3	5926,818	-
Na_2SO_4	-	6587,822
$NaNO_3$	-	38,441
CO_2	-	2556,867
Q reaksi	1921,443	
Q pendingin	-	9527,686
Total	125046,998	125046,998

Tabel III.11 Neraca Energi Menara Mixer-1 (M-01)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
H_2SO_4	10103,820	10103,820
HNO_3	12410,948	12410,948
H_2O	14533,894	14533,894
Q pelarutan	85883,236	-
Q pendingin	-	5095,952
Total	122931,898	122931,898

Tabel III.12 Neraca Energi Mixer - 1 (M-02)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
Na_2CO_3	9878,013	9878,013
H_2O	169861,594	169861,594
Q pelarutan	242869,106	-
Q pendingin	-	242869,106
Total	422608,713	422608,713

Tabel III.13 Neraca Energi Cooler-1 (CL-01)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	27946,8435	-
H_2O	112,5169	-
Q pendingin	-	28059.3604
Total	28059.3604	28059.3604

BAB IV

UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung keberlangsungan proses produksi pada pabrik dimana keberadaanya sangat penting untuk menjalankan pabrik baik dari tahap awal hingga tahap akhir. Penyediaan utilitas dapat dilakukan secara tidak langsung yang diperoleh dengan membeli ke perusahaan-perusahaan yang menjualnya.

Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik nitrogliserin antara lain:

1. Unit pengolahan air yang terdiri dari
    a) Air pendingin
    b) Air hidran
    c) Air sanitasi
    d) Air Proses
2. Unit penyedia Air Pendingin
3. Unit penyedia listrik
4. Unit penyedia bahan bakar

IV.1 Unit Penyediaan Air

Air diperoleh langsung dari sungai Citarum yang berada di Jawa Barat. Air tersebut diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya dengan memenuhi syarat-syarat yang telah ditentukan.

Berikut data kualitas air dari sungai Citarum:

- pH = 6 - 9
- Konduktivitas = 100 - 400 µS
- TOC (Total Organic Carbon) = 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

Syarat air yang digunakan:

a. Air pendingin, air hydran dan servis
   - Tidak mengandung bahan organik yang dapat mengganggu proses pertukaran panas dalam sistem pendingin maupun komposisi air karena bereaksi akibat perubahan suhu air.
   - Tidak korosif
   - Mampu membawa panas sebagai panas sensibel
   - Stabil dalam proses pendinginan
   - Jenih (Bebas partikel padat seperti batu, kerikil, maupun pasir).

b. Air sanitasi
   - Kesadahan rendah
   - Bebas bakteri pathogen dan non-patogen
   - Bebas partikel padat
   - Netral, pH sekitar 7
   - Jernih tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau
   - Tidak mengandung logam berat dan zat organik.

Kebutuhan Air

Tabel IV.1 Kebutuhan air

No.	**Jenis Kebutuhan**	**Jumlah (Kg/jam)**
1.	Air Pendingin	
	a. Cooler (CL-01)	2.214
	b. Reaktor (R – 01)	12.795
	c. Reaktor (R – 02)	1.467
	d. Netralizer (N-01)	227
	e. Tangki Penyimpanan Produk (T -04)	4921
	Total	**21624**

Tabel IV.1 (Lanjutan) Kebutuhan air

No	Jenis Kebutuhan	Jumlah (Kg/jam)
2.	Air Hidran	130.38
3.	Air Proses	8100
4.	Air Sanitasi	
	a. Air untuk kantor	655
	b. Kebutuhan lain-lain Labotarium (10% dari air kantor) Bengkel (10% dari air kantor) Poliklinik (10% dari air kantor) Masjid (10% dari air kantor) Kantin (10% dari air kantor)	207.5
	Total Air Make Up	**9264.74**
	Total Kebutuhan Air	**30.802**

Maka, total air yang dibutuhkan pada unit penyedia air sebesar 30.802 kg/jam.

IV.2 Media Pendingin

Penentuan kebutuhan air pendingin atau *chilled water* sebagai pendingin didasarkan pada kebutuhan pendingin untuk menjaga suhu tetap pada suhu 15^{o}C di Reaktor (R – 01) dan untuk mendinginkan bahan baku Gliserol ke suhu 15^{o}C di Cooler (CL-01). Pendingin dari (CL-01) kemudian disirkulasikan kembali sebagai pendingin pada Reaktor (R-01),

Tabel IV.2 Kebutuhan *Chilled Water*

No.	Jenis Kebutuhan	Jumlah (Kg/jam)
1.	*Chilled Water* sebagai pendingin	
	a. Reaktor (R-01)	2.214
	b. Reaktor (R-02)	12.795
	c. *Cooler* (CL-01)	1.467
	d. Netralizer (N-01)	227
	e. Tangki Penyimpanan Produk (T -04)	4.921
	Total	**21.624**

Maka, total *Chilled water* yang dibutuhkan untuk pendinginan sebesar 21.624 kg/jam

IV.3 Listrik

Listrik diperlukan untuk menggerakkan motor penggerak alat proses dan utilitas. Kebutuhan listrik total sebesar 444 kWatt dan daya listrik

dipenuhi oleh Perusahaan PT. Cikarang Listrindo. Jika terjadi pemadaman atau hal lainnya, digunakan generator berkapasitas 444 kWatt sebagai cadangan.

IV.4 Bahan Bakar

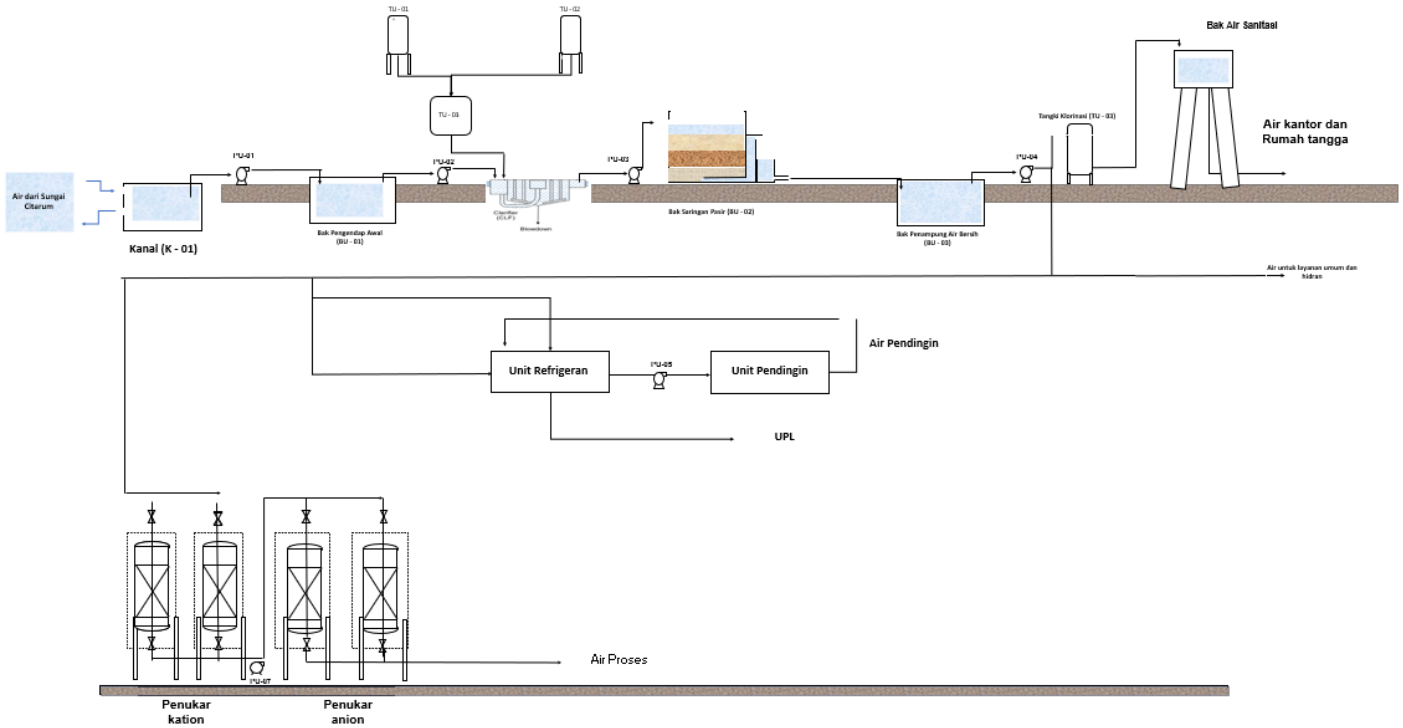
Bahan bakar diperoleh dari PT. Pertamina terdekat dengan kebutuhan solar untuk bahan bakar generator diperlukan sebesar 9,3695 m^3/tahun.

IV.5 Udara Tekan

Unit ini digunakan untuk menjalankan instrumentasi seperti menggerakkan *control valve* serta pembersihan peralatan pabrik. Udara instrumen bersumber dari udara di lingkungan pabrik dengan menaikan tekanannya dengan menggunakan dan distribusikan melalui pipa-pipa. Udara tekan digunakan untuk memenuhi instrumen kendali sebanyak 23 buah dengan kebutuhan setiap instrumen pengendali sebesar 2 m^3/jam.

UTILITAS

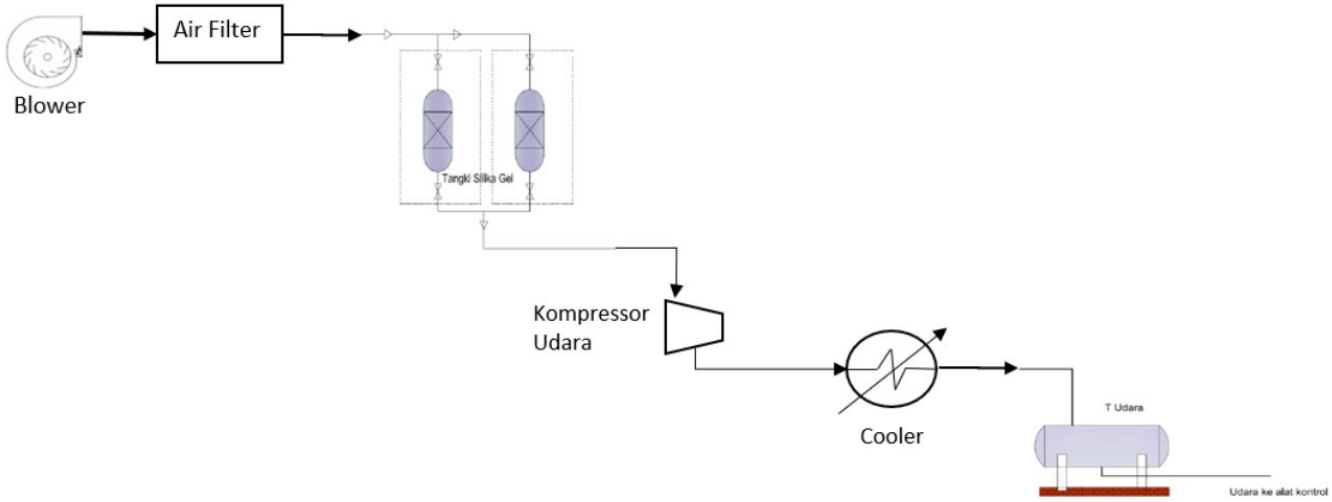
UNIT PENGOLAHAN AIR



Gambar IV.1 Diagram alir unit pengolahan air pada pabrik Nitrogliserin

UTILITAS

UNIT UDARA TEKAN



Gambar IV.2 Diagram alir unit udara tekan

IV. 6 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel IV.3 Spesifikasi Alat Utilitas Utama

Kode Alat	Nama Alat	Fungsi	Jenis	P (atm)	T (oC)	Dimensi (m)	Bahan Konstruksi	Harga ($)	Jumlah
BU-01	Bak Pengendap Awal	Menampung air bersih dari unit pembelian (dari PT. Jababeka Infrastruktur)	Bak Persegi Panjang	1	30	P = 4,4894 L = 2,2447 T = 4	Beton Bertulang	10480318	1
BU-02	Bak Saringan Pasir	Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga	Bak Persegi Panjang	1	30	P = 2,5172 L = 1,2586 T = 4	Beton Bertulang	2021688	1
BU-03	Bak Penampung Air Bersih	Menampung pemanas Dowtherm A	Tangki Silinder Horizontal	1	30	D = 1,00 L = 2,99	*Carbon Steel SA 283 Grade A*	20942	1

BU-04	Bak Air kantor dan Rumah Tangga	Menampung air untuk disalurkan meunju kantor dan RT	Tangki Silinder Horizontal	1	30	D = 1,12 L = 3,37	Beton Bertulang	5235	1
TU-01	Tangki Air Kapur	Menampung air kapur untuk disalurkan menuju flokulator	Tangki Silinder Tegak	1	30	D = 1,592 H = 3,184	*Carbon Steel*	31413	1
TU-02	Tangki Air Tawas	Menampung air tawas untuk disalurkan menuju flokulator	Tangki Silinder Horizontal	1	30	D = 1,157 H = 3,770	*Carbon Steel SA 283 Grade A*	20942	1
CLF-01	Clarifier	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid	Tangki Silinder Tegak Beratap Torispherical Head	1	30	D = 4,572 H = 7,315	*Carbon Steel SA 283 Grade A*	57591	1
TU-03	Tangki Klorinasi	Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri	Tangki Silinder Vertikal	2	30	D = 0,814 H = 1,628	*Carbon Steel SA 283 Grade A*	6492	2

KE-01	Kation Exchanger	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif (Na+, Ca2+, Ba) yang ada dalam air	Tangki Silinder Tegak	1	30	D = 0,9 T = 1,4	Carbon Steel	2931,95	1
TU-04	Tangki Flokulator	Mencampurkan flokulan unutk disalurkan menuju clarifier	Tangki Berpengaduk	1	30	D = 0,83 L = 1,8 T = 1,2	*Stainless steel SA-336 Type 316*	6492	1
AE-01	Anion Exchanger	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih	Tangki Silinder Tegak	1	30	D = 0,9 T = 1,4	*Carbon Steel*	2931,95	1
TU-05	Tangki H_2SO_4	Melarutkan H_2SO_4 untuk regenerasi penukar kation	Tangki Silinder Tegak	1	30	D = 1,83 T = 0,92	*Carbon Steel SA-283*	3455	1
TU-06	Tangki NaOH	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion	Tangki Silinder Tegak	1	30	D = 1,37 T = 0,62	*Carbon Steel SA-283*	1780	1

KE-01	Kation Exchanger	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif (Na+, Ca2+, Ba) yang ada dalam air	Tangki Silinder Tegak	1	30	D = 0,9 T = 1,4	Carbon Steel	2931,95	1
TU-04	Tangki Flokulator	Mencampurkan flokulan unutk disalurkan menuju clarifier	Tangki Berpengaduk	1	30	D = 0,83 L = 1,8 T = 1,2	*Stainless steel SA-336 Type 316*	6492	1
AE-01	Anion Exchanger	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih	Tangki Silinder Tegak	1	30	D = 0,9 T = 1,4	*Carbon Steel*	2931,95	1
TU-05	Tangki H_2SO_4	Melarutkan H_2SO_4 untuk regenerasi penukar kation	Tangki Silinder Tegak	1	30	D = 1,83 T = 0,92	*Carbon Steel SA-283*	3455	1
TU-06	Tangki NaOH	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion	Tangki Silinder Tegak	1	30	D = 1,37 T = 0,62	*Carbon Steel SA-283*	1780	1

Tabel IV.4 Spesifikasi Alat Utilitas Penukar Panas

Kode Alat	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Bahan Konstruksi	Luas Transfer Panas (m^2)	Dimensi		Harga ($)	Jumlah
VPU-01	Vaporizer Utilitas	Mendinginkan air dari suhu 30ºC menjadi 6ºC dengan media pendingin NH_3 suhu 0ºC, sekaligus menguapkan Ammonia	*Shell and Tube Heat Exchanger*	*Carbon Steel*	80,5	Shell: IDs = 12 in Np = 1	Tube: OD = 1,5 in ID = 1,17 in BWG = 8 Nt = 92 Pitch = 0,75 in L = 24 ft	44189	1
CDU-01	Condenser Utilitas	Mengembunkan uap yang keluar dari Kompressor	*Shell and Tube Heat Exchanger*	*Carbon Steel*	67,1	Shell: IDs = 12 in Np = 1	Tube: OD = 1,25 in ID = 0,92 in BWG = 8 Nt = 212 Pitch = 0,75 in L = 24 ft	40000	1

CLU-01	Cooler Utilitas	Menurunkan suhu udara tekan	*Double Pipe Heat Exchanger*	*Carbon Steel*	1,56	Inner Pipe: OD = 1,66 in ID = 1,38 in	Annulus: OD = 2,88 in ID = 2,469 in Hairpin = 1 L = 8 ft	1292	1

Tabel IV.5 Spesifikasi Alat Transportasi Pada Alat Utilitas

Kode Alat	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Q (m^3/jam)	Head Pump (m)	Daya (HP)	Bahan Konstruksi	Harga	Jumlah
PU-01	Pompa Utilitas 1	Memompa air sungai (H_2O) dari Kanal (K-01) menuju Bak Pengendap Awal (BU-01)	*Centrifugal Pump*	9,2186	8,4907	1,5	*Commercial Steel*	978	2
PU-02	Pompa Utilitas 2	Memompa air (H_2O) dari (BU-01) ke Clarifier (CLF-01)	*Centrifugal Pump*	9,2186	1,9497	1,5	*Commercial Steel*	978	2

PU-03	Pompa Utilitas 3	Memompa air (H_2O) dari Clarifier (CLF - 01) menuju Bak Saringan Pasir (BU - 02)	*Centrifugal Pump*	9,2186	47,382	1,5	*Commercial Steel*	978	2
PU-04	Pompa Utilitas 4	Memompa air (H_2O) dari Bak Air Bersih (BU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-01), Unit Refrigeran dan Kation Exchanger (KE-01)	*Centrifugal Pump*	9,2186	6,6429	2	*Commercial Steel*	1239	2
PU-05	Pompa Utilitas 5	Memompa air (H_2O) dari Unit Refrigerasi menuju alat - alat dengan kebutuhan proses pendinginan	*Centrifugal Pump*	21,718	11.0414	2	*Commercial Steel*	1239	2
PU-06	Pompa Utilitas 6	Memompa air proses (H_2O) dari KE -01 ke AE – 01 dan M-01	*Centrifugal Pump*	8.1327	2.7151	1	*Commercial Steel*	880	2

KU-01	Kompressor Udara	Menekan udara dari 1 atm sampai 4 atm	*Centrifugal Compressor*	46	-	20	*Carbon Steel*	22827	1
K-01	Kompressor Refrigeran	Meningkatkan tekanan ammonia dari Vaporizer Utilitas (VPU-01) pada tekanan 2.96 atm menjadi 15.79 atm	*Centrifugal Compressor*		-	100	*Carbon Steel*	75602	1
BL-01	Blower Udara	Mengalirkan dan menaikkan tekanan udara dari lingkungan ke Tangki Silika (TS-01)	*Centrifugal Blower*	46	-	3	*Carbon Steel*	2617	1

Tabel IV.6 Spesifikasi Tambahan Pada Utilitas

Kode Alat	Nama Alat	Fungsi	Jenis	Daya (kW)	Harga ($)	Jumlah
G-01	Generator	Membangkitkan listrik sebagai cadangan energi listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum.	Generator berbahan bakar solar	444	100.000,00	1

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

V.1. Bentuk Badan Usaha

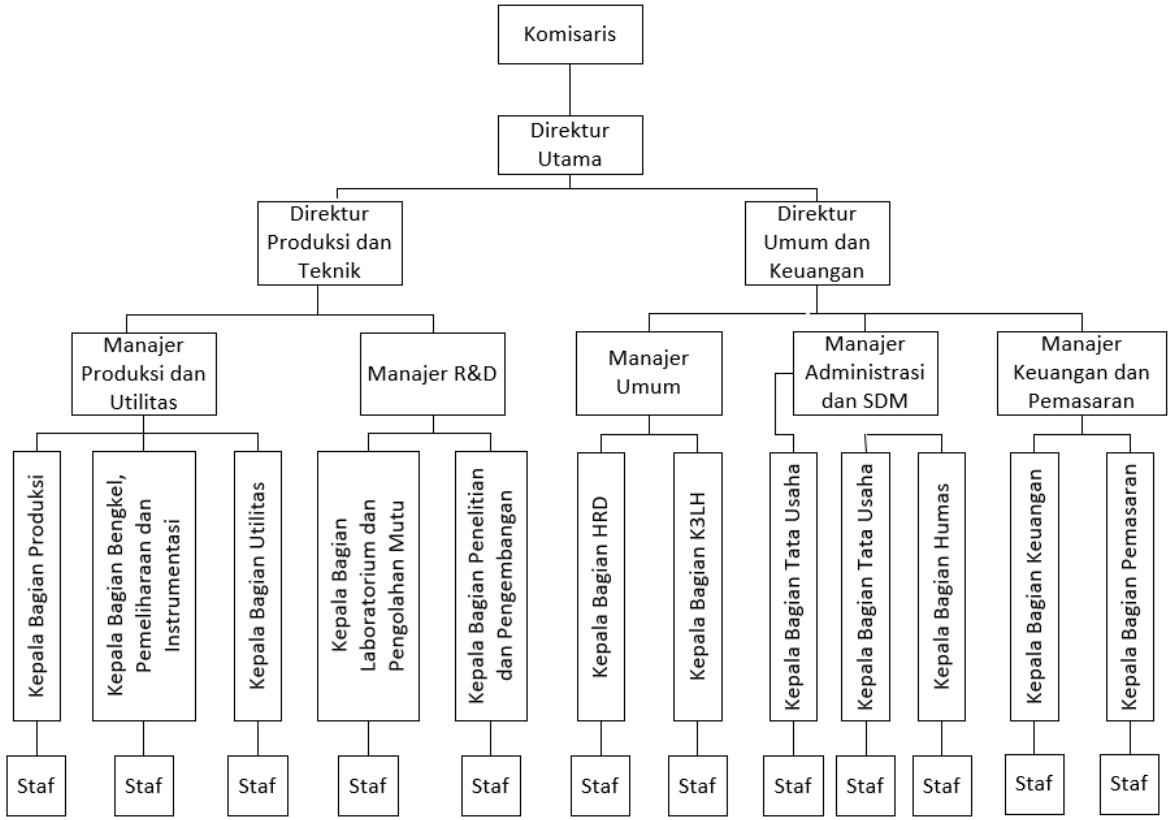
Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik berdasarkan aturan Kementerian Perindustrian dan Kementerian Hukum dan HAM Republik Indonesia. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh dewan direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dibantu oleh direktur lainnya.

Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham (Komisaris). Direktur dipilih oleh secara aklamasi oleh dewan komisaris. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu oleh akuntan dan auditor secara external bila dalam perusahaan terdapat sesuatu yang berjalan tidak sesuai keputusan. 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 (dewan komisaris) 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.

V.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kesukesan suatau perusahaan adalah adalah struktur organisasi yang ada di dalamnya karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi, yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem garis dan staff. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Berikut Merupakan struktur organisasi perusahaan :



Gambar V.1. Struktur Organisasi Perusahaan

Keterangan :

- Departement Produksi dan Utilitas
  1. Bagian Proses
  2. Bagian Utilitas
  3. Bagian Bengkel, Pemeliharaan dan Instrumentasi
- Departement Penelitian dan Pengembangan (R&D)
  4. Bagian Laboratorium dan Pengolahan Mutu
  5. Bagian Penelitian dan Pengembangan
- Departement Administrasi dan SDM
  6. Bagian Tata Usaha
  7. Bagian Hubungan Masyarakat
  8. Bagian Hukum dan Keamanan
- Departement Keuangan dan Pemasaran
  9. Bagian Keuangan
  10. Bagian Pemasaran
- Departement Umum
  11. Bagian HRD
  12. Bagian K3LH

Masing- masing bagian mempunyai tugas dan wewenang yang berbeda- beda sesuai dengan bidangnya. Adapun tugas masing-masing menurut UU Ketenagakerjaan No. 40 Tahun 2017 adalah sebagai berikut :

1. Dewan Komisaris

   Dewan komsaris bertugas untuk melakukan pengawasan atas kebijakan perusahaan, jalannya perushaan pada umumnya serta memberikan nasihat kepada dewan direksi.

2. Direktur Utama

Direktur Utama bertugas memimpin dan mengorganisir jalannya perusahaan secara keseluruhan dan berkewajiban penuh atas pengurusan perseroan sesuai dengan kepentingan perseroan dan bertanggung jawab kepada dewan komisaris perusahaan.

3. Direktur Produksi

Merupakan perpanjangan tangan dari direktur utama yang menaungi departemen yang bersifat teknis dalam perusahaan.

4. Direktur Keuangan

Merupakan perpanjangan tangan dari direktur utama yang menaungi departemen yang bersifat non-teknis dalam perusahaan.

5. Departemen Produksi

Departemen produksi dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi kepala bagian proses, utilitas, bengkel, pemeliharaan dan instrumentasi serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur produksi dan teknik. Tugas manager adalah memastikan departemen produksi berjalan sesuai desain, aman dan menghasilkan produk yang optimal.

6. Departemen Penelitian dan Pengembangan

Departemen penelitian dan pengembangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi kepala bagian pengembangan dan laboratorium serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur produksi dan teknik. Tugas manager melakukan pengambilan sample pada alat tertentu untuk mengetahui massa, suhu dan tekanan, menjamin kualitas produk akhir, melakukan uji coba produk untuk diterapkan.

7. Departemen Keuangan dan Pemasaran

Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi kepala bagian keuangan dan pemasaran serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur umum dan keuangan keuangan. Tugas manager adalah mengatur *cash flow* perusahaan, melakukan audit terhadap aset produk dan perusahaan serta mengurus pembelian dan penjualan seluruh barang atas nama perusahaan dan bertanggung jawab atas distribusi produk

8. Departemen Administrasi dan SDM

Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi kepala bagian tata usaha dan hubungan masyarakat serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur umum dan keuangan. Tugas manager adalah mengurus administrasi resmi perusahaan serta mewakili perusahaan di hadapan publik.

9. Departemen Umum

Departemen umum dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi kepala bagian HRD dan K3LH yang bertanggung jawab secara langsung kepada direktur keuangan. Tugas manager adalah kesehatan dan keselamatan seluruh karyawan serta peningkatan SDA

V.3. Jadwal Kerja Karyawan

Dalam kegiatan operasi, pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinyu setiap hari selama 330 hari dalam setahun. Pembagian jam kerja dibedakan berdasarkan status karyawan, yaitu karyawan shift dan non shift.

1. Karyawan Shift

Karyawan shift merupakan tenaga yang secara langsung menangani produksi. Kelompok kerja shift ini dibagi menjadi 3 shift sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok dimana setiap hari 3 kelompok bertugas dan 1 kelompok istirahat, dengan pengaturan shift sebagai berikut:

- Shift I (pagi) : jam 07.00 - 15.00 WIB
- Shift II (siang) : jam 15.00 - 23.00 WIB
- Shift III (malam) : jam 23.00 - 07.00 WIB

Tabel V.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	1	1
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	
Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		II	II	II		III	III	III		I	I	I		1I	1I
B	II		III	III	III		I	I	1		II	II	II		III
C	III	III		I	I	1		II	II	II		III	III	III	
D	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I

Keterangan :

1,2,3, dan seterusnya	: hari ke-
I, II , III	: Jam kerja
A,B,C,D	: Kelompok kerja (*Shift*)
■	: Libur

2. Karyawan Non-shift

Karyawan non-shift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas, staf seksi, dan semua karyawan bagian umum. Karyawan non shift bekerja selama 5 hari kerja dalam seminggu dan libur pada hari sabtu dan minggu serta hari-hari libur nasional. Sehingga total kerjanya 45 jam seminggu. Dengan peraturan sebagai berikut:

Senin – Kamis	: Jam 07.30 – 16.30 WIB
	Jam 12.00 – 13.00 WIB (istirahat)
Jumat	: Jam 07.30 - 17.00 WIB
	Jam 11.00 – 13.30 WIB (istirahat)

V.4. Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Diambil dari Tabel 21 Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, and R.E. West., “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Ed. 4th, 2003. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik nitrogliserin adalah 134 orang. Berikut Perincian jumlah karyawan

a. Karyawan Shift

Tabel V.2 Tenaga Kerja di Unit Produksi

No	Alat	Jumlah Alat	Koefisien	Jumlah Tenaga Kerja
1	Reaktor	2	0.5	1
2	Dekanter	2	0.5	1
3	Netralizer	1	0.5	0.5
4	Mixer	2	0.5	1
5	Tangki	5	0.2	1
6	Cooler	1	0.1	0.1
7	Silo	1	0.2	0.2
8	Pneumatic Conveyor	1	0.2	0.2
9	Pompa	1	0.2	2.6
			Jumlah	8
			Jumlah Tenaga Kerja Bagian Produksi	32

Tabel V.3. Tenaga Kerja di Unit Utilitas

No	Alat	Jumlah Alat	Koefisien	Jumlah Tenaga Kerja
1	Pompa Utilitas	6	0.2	1.2
2	Bak Penampungan Air	4	0.2	0.8
3	Tangki	10	0.2	2
4	Clarifier	1	0.2	0.2
5	Refrigerant	1	0.5	0.5
6	Blower	1	0.2	0.2
7	Kompressor	1	0.2	0.2
8	KE + AE	2	0.2	0.4
9	Generator	1	0.2	0.2
Jumlah				6
Jumlah Tenaga Kerja Bagian Produksi				20

Total Karyawan shift = 72

Tabel V.4. Tenaga Kerja Keamanan

No	Bagian	Jumlah	Jumlah Regu	Total
1	Satpam	4	4	16
Jumlah				16

b. Karyawan Non -Shift

Jumlah total pekerja shift perhari terdapat 3 shift dengan 1 regu shift libur maka jumlah total pekerja adalah 75 pekerja

Tabel V. 5 Jumlah Tenaga Kerja Non-shift

No	Jabatan	Jumlah Orang
1	Komisaris	1
2	Sekretaris Komisaris	1
A	Direktur	
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris Direktur Utama	1
3	Direktur Produksi dan Teknik	1
4	Direktur Umum dan Keuangan	1
5	Sekretaris Direktur	2
B	Kepala Departemen	
1	Manajer Produksi dan Utilitas	1
2	Manajer Umum	1
3	Manajer Administrasi dan SDM	1
4	Manajer Keuangan dan Pemasaran	1
5	Manajer R&D	1
C	Kepala Bagian	
1	Kabag Produksi	1
2	Kabag Utilitas	1
3	Kabag Bengkel, Pemeliharaan dan Instrumentasi	1
4	Kabag Laboratorium dan Pengolahan Mutu	1
5	Kabag Penelitian dan Pengembangan	1
6	Kabag Tata Usaha	1
7	Kabag Hukum dan Keamanan	1
8	Kabag Keuangan	1

Total Karyawan = Karyawan Shift + Karyawan non Shift

= 72 + 62 = 134

V.5. Penggajian karyawan

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

- Jabatan atau golongan
- Tingkat Pendidikan
- Pengalaman kerja, keahlian, dan masa kerja

Segi penggajian karyawan diberikan setiap awal bulan dan jumlah yang dibayarkan sesuai dengan jabatan/golongan ditambah dengan tunjangan-tunjangan yang menjadi haknya.

Tabel V.6. Penggajian karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji total (Rp)
1	Dir. Komisaris	1	60.000.000	60.000.000
2	Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
3	Sek. Dir. Utama	1	25.000.000	25.000.000
4	Direktur	2	40.000.000	80.000.000
5	Sek. Direktur	2	20.000.000	40.000.000
6	Kepala Bagian	5	17.000.000	85.000.000
7	Kepala Seksi	12	14.000.000	168.000.000
8	Staff	24	7.000.000	168.000.000
9	Operator	56	6.600.000	369.600.000
10	Laboran	4	7.000.000	28.000.000
14	Dokter	2	9.000.000	18.000.000
15	Perawat	4	4.800.000	18.000.000
17	Keamanan	16	4.800.000	68.800.000
19	Driver	4	4.800.000	17.200.000
Total		134		1.195.600.000

V.6. Fasilitas dan Jaminan Sosial

Untuk meningkatkan kesejahteraan pimpinan dan karyawan perusahaan maka selain memberi gaji bulanan, perusahaan juga memberi fasilitas dan jaminan sebagai berikut :

a. Tunjangan suami/istri sebesar 25% dari gaji pokok.

b. Tunjangan anak sebesar 2% dari gaji pokok

c. Cuti selama 12 hari per tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji

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

a. Fasilitas air bersih
b. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang tempat tinggalnya jauh dari lokasi.
c. Memberi pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat pelindung keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun.
d. Fasilitas peribadatan masjid di lingkungan perusahaan.
e. Memberi asuransi kepada karyawan berupa asuransi kecelakaan, asuransi kesehatan, dan asuransi hari tua.
f. Memberi uang bonus tiap tahun dan besarannya sesuai degan keuntungan kerusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya.
g. Fasilitas kesehatan bagi karyawan dan keluarganya.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Penentuan harga alat bersumber dari buku "Chemical Enginering Cost Estimation" penulis R. S. Aries dan R. D. Newton (1955) dan "Plant Design aned Economics for Chemical Enginers" ed-4 penulis M.S. Peter dan K. D. Timerhaus (1991) dengan mengambil harga indeks dari tahun 2009 sampai 2021 yaitu sebesar 620,224. Lalu, membandingkan harga alat yang didapatkan dari *matche.com*. Kurs Dollar Januari 2022, US$ 1 = 14.091 (Sumber: https://bi.go.id)

Harga jual produk Nitrogliserin sebesar 8$ /Kg. Untuk mengetahui kelayakan pabrik ini, maka dilakukan evaluasi ekonomi.

VI.1. Modal Investasi

1. *Fixed Capital Investment* (FCI)

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

Tabel VI.1. *Fixed Capital Investment*

Komponen	Biaya ($)	Biaya (Rp)
Direct Plant Cost	$ 7.545.310	Rp 106.320.957.244
Engineering and Construction	$ 1.509.062	Rp 21.264.191.449
Contractor Fee	$ 1.886.327	Rp 3.827.554.461
Contingency Cost	$ 2.263.593	Rp 31.896.287.173
Total	$ 13.204.292	Rp 163.308.990.327

2. *Working Capital Investment* (WCI)

Working Capital Investment adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu, terdiri dari:

Tabel VI.2. *Working Capital Investment*

Komponen	Biaya	Biaya
Raw Material Inventory	Rp 11.373.578.772	$ 807.152
In Process Inventory	Rp 263.127.497	$ 18.673
Product Iinventory	Rp 17.541.833.148	$ 1.244.896
Available Cash	Rp 17. 541.833.148	$ 1. 244.896
Extended Credit	Rp 35.083.666.296	$ 2.489.793
Total	Rp 81.804.038.861	$ 5.805.410

VI.2. Biaya Produksi

1. *Manufacturing Cost* (MC)

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

   Perusahaan mengambil kebijakan jam kerja sebagai berikut:

   - Dalam 1 tahun pabrik beroperasi selama 24 jam
   - Dalam 1 tahun pabrik beroperasi 330 hari

Tabel VI.3. Manufacturing Cost

Komponen	Biaya	Biaya
Payroll overhead	Rp 2.869.440.000	$ 203.636
Laboratory	Rp 2.869.440.000	$ 203.636
Plant overhead	Rp11.477.760.000	$ 814.545
Packaging and Shipping	Rp 9.018.240.000	$ 640.000
Total	Rp 26.234.880.000	$ 1.861.818

2. *General Expense* (GE)

   General Expense adalah pengeluaran umum pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti biaya administrasi, sales, finance, research.

Tabel VI.4. *General Expense*

Komponen	Biaya	Biaya
Administrasi	Rp 7.353.390.876	$ 521.850
Sales	Rp 17.157.912.043	$ 1.217.650
Finance	Rp 9.804.521.168	$ 695.800
Research	Rp 9.804.521.168	$ 695.800
Total	Rp 44.120.345.254	$ 3.131.101

VI.3. Harga Jual

Harga jual produk ditentukan dari harga dasar dan keuntungan yang diinginkan. Harga dasar produk Nitrogliserin Rp 31.828 /Kg. Keuntungan yang diinginkan sebesar 25% sehingga di peroleh harga jual produk Nitrogliserin yaitu Rp 42.013 /Kg.

VI.4. Analisa Keuntungan

Keuntungan sebelum pajak = $ 5.782.354

Keuntungan setelah pajak = $ 4.625.883

VI.5. Analisa Kelayakan

1. *Return on investment*

   Return on investment merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

   - ROI sebelum pajak = 46,3%
   - ROI setelah pajak = 37,3%

2. *Pay out time*

   POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun.

   - POT sebelum pajak = 1,76 Tahun
   - POT setelah pajak = 2,11 Tahun

3. *Break event Point*

   Break event Point adalah kondisi dimana pabrik berada dititik impas yaitu tidak mendapat keuntungan dan juga tidak menderita kerugian, saat pabrik berhasil menjual Sebagian produk dari kapasitas produksinya. Diperoleh BEP pada 40,61% kapasitas produksi.

4. *Shut-Down Point* (SDP)

   Shut-Down Point adalah kondisi dimana jika hasil penjualan produk pada (%) kapasitas yang dimaksud hanya dapat mengembalikan biaya *Fix Capital Investment* dan tidak mampu membayar pengeluaran lain, sehingga lebih baik pabrik ditutup, diperoleh SDP terjadi pada 15,6% kapasitas produksi.

5. *Discounted Cash Flow* (DCF)

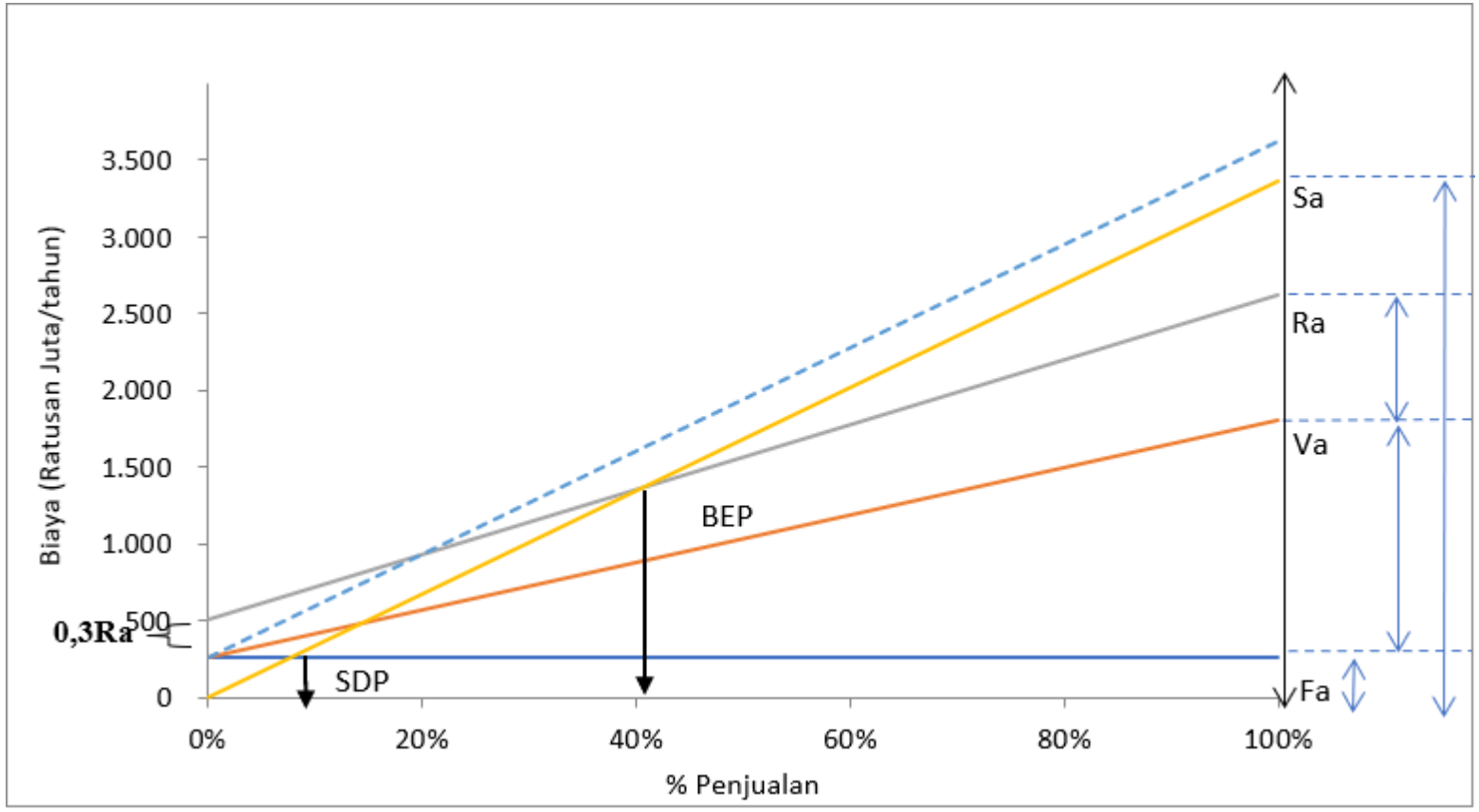
   Discounted Cash Flow merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik. Dengan cara trial and error, diperoleh nilai DFCR sebesar 36,88%.

Tabel VI.5. Parameter kelayakan ekonomi

Parameter Kelayakan	**Perhitungan**	**Standar Kelayakan (*Aries and Newton*, 1954)**
Profit		
Profit sebelum pajak	5.385.813 $	
Profit sesudah pajak	4.308.650 $	
***Return of Investment* (ROI)**		
ROI sebelum pajak	49,8%	*Industrial Chemical* min 11% *low risk* – min 44% *high risk*
ROI sesudah pajak	39,9%	
***Pay Out Time* (POT)**		
POT sebelum pajak	1,67 tahun	*Industrial Chemical* min 2th *high risk* – max 5th *low risk*
POT sesudah pajak	2,003 tahun	
Break Event Point (BEP)	40,61%	BEP 40%-60%
Shut Down Point (SDP)	15,6 %	
Discounted Cash Flow Rate (DCFR)	36,88%	Bunga bank 10%, layak didirikan

Ditinjau dari aspek teknis yang meliputi pengadaan alat-alat produksi penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi dan berdasarkan evaluasi ekonomi pabrik nitrogliserin masuk kedalam kategori *high risk* dengan parameter diatas.

Grafik nilai BEP dan SDP dapat dilihat pada gambar VI.I dibawah ini:



Gambar VI.1. Grafik BEP dan SDP

Keterangan:

Fa = Biaya Tetap (*Fixed Cost*)

Va = Biaya Variabel (*Variabel Cost*)

Ra = Biaya mengambang (*Regular Cost*)

Sa = Penjualan (*Sales*)

BEP = Titik impas (*Break Event Point*)

SDP = *Shut-Down Point*

= Regular Cost (Ra)

= Garis bantu

= Fixed Cost (Fa)

= Variable Cost (Va)

= Sales (Sa)

BAB VII

KESIMPULAN

Berdasarkan Prarancangan pabrik kimia Nitrogliserin dari Gliserol dan Asam Campuran dengan kapasitas 8.000 ton/tahun. Dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Ditinjau dari teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi, dan tenaga kerja, maka pabrik Nitrogliserin dengan kapasitas produksi 8.000 ton/tahun beroperasi selama 24 jam selama 330 hari selama satu tahun dengan jumlah tenaga kerja sebanyak 134 orang.
2. Ditinjau dari segi ekonomi, Pabrik Nitrogliserin memerlukan *Fixed Capital Investment* (FCI) sebesar Rp 163.308.990.327 dan $ 13.204.292, *Working Capital* (WC) sebesar Rp 81.804.038.861 Analisis ekonomi pabrik Nitrogliserin menunjukan nilai *return of investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 49,89% dan *return of investment* (ROI) sesudah pajak sebesar 39,91%. Nilai *pay out time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,67 tahun dan *pay out time* (POT) sesudah pajak sebesar 2,003 tahun. *break event point* (BEP) 40,6% kapasitas produksi dan *shut-down point* (SDP) 15,57% sebesar kapasitas produksi. *Discounted cash flow* (DCF) sebesar 36,88%. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut, maka pabrik Nitrogliserin layak untuk dikaji lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

Anonim., Source Manufactures, Suppliers, Exporters and Importers, http://alibaba.com diakses 13 November 2020

Anonim., https://www.bps.go.id/ diakses pada November 2020

Anonim., matche.com, “Equipment Cost”, diakses pada Januari 2022

Anonim., www.chemengonline.com, "Annual Plant Cost Index", diakses pada Januari 2022

Annual Report Chandra Asri 2019, http://chandra-asri.com, diakses pada 20 desember 2020.

Annual Report Praxair 2019, http://www.investor.linde.com. diakses pada 20 desember 2020

Aries, Robert S., and Robert D. Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.

Badan Pusat Statistik, 2020, http://www.bps.go.id, diakses pada12 November 2020.

Brownell, L. E., and Young, E. H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley & Sons, Inc., New York.

Kern, Donald Q., 1983, “*Transport Processes and Unit Operation”* 3rd ed., Prentice-Hall International, Inc., New Jersey.

Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.

Laporan Tahunan 2019, http://www.pertamina.com, diakses pada 20 desember 2020

Ludwig, Ernest E., 1999, *Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol.1,2,3*”, 3rd ed., Gulf Publishing Co., Texas.

.

Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook:Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals.* The McGraw-Hill Companies Inc

Perancangan Reaktor-1 (R-01)

Kondisi Operasi Reaktor

Suhu: 15 ^{o}C
Tekanan: 1 atm
Waktu Reaksi: 14 detik [Kai-Tai, Lu (2009)]
Konversi: 0.98

Neraca Massa Reaktor

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m³)	Fraksi Massa	*p*.xi
$C_3H_5(OH)_3$	92	4.4807	412.2271	1264	0.1049	132.5881
HNO_3	63	22.4036	1411.4297	1521	0.3592	546.2724
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	0	0	1600	0	0
H_2O	18	38.5996	694.7925	999.06	0.1768	176.6312
H_2SO4	98	14.4023	1411.4297	1836	0.3592	659.4058
Total		79.8863	3929.8789	Densitas Campuran		1514.8975

q_0 = massa total/densitas campuran
= 2.5942 m³/jam
= 0.0432 m³/menit
= 43.2359 lit/menit = 2594.155 lit/jam
FA_0 = 4.4807 kmol/jam = 74.6788 mol/menit
FB_0 = 22.4036 kmol/jam
CA_0 = FA_0/q_0
= 1.7272 kmol/m³
= 1.7272 mol/lit
CB_0 = FB_0/q_0
= 8.6362 kmol/m³
= 8.6362 mol/lit
M (Rasio Mol) = CB_0/CA_0
5
CA = CA_0-(1-XA)
= 0.0345 mol/lit
CB = CB_0-3CA_0.XA
= CA_0(M-3XA)
= 3.5581 mol/lit

Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

Nilai konstansta laju reaksi (k) dan laju reaksi (-rA) didapat dari jurnal penelitian Lu Kei Tai tahun 2007 yang berjudul "The Kinetic Parameters and Safe Operating Conditions of Nitroglycerine Manufacture in The CSTR of Biazzi Process" dengan nilai (-rA) dan k sebagai berikut:

$$\ln k = \ln A + \frac{-E_a}{RT} = \left(\frac{-E_a}{R}\right)\left(\frac{1}{T}\right) + \ln A$$

A	=	1.11E+01	
Ea	=	122	kj/mol
T	=	288	K
R	=	0.082	lit.atm/Kmol
ln k	=	-2.7590	
k	=	0.0634	lit/mol.menit

$$C_3H_5(OH)_3 + 3HNO_3 \longleftrightarrow C_3H_5(ONO)_2 + 3H_2O$$

$$-rA = KCa^mCb^n$$

m	=	0.935	
n	=	1.117	
-rA	=	0.0112	mol/lit.menit

Optimasi Konversi dan Jumlah Reaktor

Perhitungan Satu Reaktor

Neraca Massa Komponen Gliserol Reaktor 1:

Tidak ada akumulasi yang terjadi

$$R_{in} - R_{out} - R_{gen} = R_{acc}$$

$$Fa_0 - Fa - ra_1.V_1 = 0$$

$$Fa_0 - Fa_0(1\text{-}Xa_1) - ra_1.V_1 = 0$$

$$Fa_0Xa_1 - ra_1.V_1 = 0$$

$$Fa_0Xa_1 = ra_1.V_1$$

$$V_1 = \frac{Fa_0Xa_1}{-ra_1}$$

X_{a1}	=	0.98	
V_1	=	6509.6929	liter
	=	6.5097	m^3

$$t = \frac{Volume\ (V)}{Laju\ Alir\ (q)}$$

t = 150.5622 menit
= 9033.7296 detik
=

Perhitungan Dua Reaktor

Neraca Massa Komponen Gliserol Reaktor 2:

Tidak ada akumulasi yang terjadi

$$R_{in} - R_{out} - R_{gen} = R_{acc}$$

$$Fa_0 - Fa - ra_2.V_2 = 0$$

$$Fa_0(1\text{-}Xa_1) - Fa_0(1\text{-}Xa_2) - ra_2.V_2 = 0$$

$$Fa_0(Xa_2\text{-}Xa_1) - ra_2.V_2 = 0$$

$$Fa_0(Xa_2\text{-}Xa_1) = ra_2.V_2$$

$$V_2 = \frac{Fa_0(Xa_2 - Xa_1)}{-ra_2}$$

Persamaan Dua Reaktor Seri

$$V_1 = V_2$$

$$\frac{FAo\ XA1}{k.\ C_A^{0,935}.C_B^{1,117}} = \frac{FAo\ (XA2 - XA1)}{k.\ C_A^{0,935}.C_B^{1,117}}$$

$$\frac{XA1}{k\ CA0(1-XA1)^{0,935}.(CBo - 3CAo.XA1)^{1,117}} = \frac{(XA2 - XA1)}{k\ CA0(1-XA2)^{0,935}.(CBo - 3CAo.XA2)^{1,117}}$$

$$\frac{XA1}{(1\ -\ XA1)^{0,935}.(M\ -\ 3XA1)^{1,117}} = \frac{(XA2 - XA1)}{(1\ -\ XA2)^{0,935}.(M\ -\ 3XA2)^{1,117}}$$

X_{a2} = 0.862

X_{a1} = 0.98

V_2 = 783.8202 liter

t	=	18.1289	menit
	=	629.7530	detik
t dua Reaktor	=	1259.5060	detik
	=	36.2578	menit

Perhitungan Tiga Reaktor

Persamaan Tiga Reaktor Seri

Persamaan (1)

$$V_1 = V_2$$

$$\frac{XA1}{k\ CA0(1-XA1)^{0,935}.(CBo-3CAo.XA1)^{1,117}} = \frac{(XA2-XA1)}{k\ CA0(1-XA2)^{0,935}.(CBo-3CAo.XA2)^{1,117}}$$

$$\frac{XA1}{(1-XA1)^{0,935}.(M-3XA1)^{1,117}} = \frac{(XA2-XA1)}{(1-XA2)^{0,935}.(M-3XA2)^{1,117}}$$

Persamaan (2)

$$V_1 = V_3$$

$$\frac{XA1}{(1-XA1)^{0,935}.(M-3XA1)^{1,117}} = \frac{(XA3-XA2)}{(1-XA3)^{0,935}.(M-3XA3)^{1,117}}$$

$$XA2 = XA3 - \frac{XA1.(1-XA3)^{0,935}.(M-3XA3)^{1,117}}{(1-XA1)^{0,935}.(M-3XA1)^{1,117}}$$

Substitusi Persamaan (2) ke Persamaan (1)

$$\frac{XA1}{(1-XA1)^{0,935}(M-3XA1)^{1,117}} = \frac{(XA3-\frac{XA1.(1-XA3)^{0,935}.(M-3XA3)^{1,117}}{(1-XA1)^{0,935}.(M-3XA1)^{1,117}}-XA1)}{\left(1-\left(XA3-\frac{XA1.(1-XA3)^{0,935}.(M-3XA3)^{1,117}}{(1-XA1)^{0,935}.(M-3XA1)^{1,117}}\right)\right)^{0,935} x(M-3\left(XA3-\frac{XA1.(1-XA3)^{0,935}.(M-3XA3)^{1,117}}{(1-XA1)^{0,935}.(M-3XA1)^{1,117}}\right))^{1,117}}$$

Dengan menggunakan Trial dan Error didapatkan:

X_{a1} = 0.767

X_{a2} = 0.923

X_{a3} = 0.98

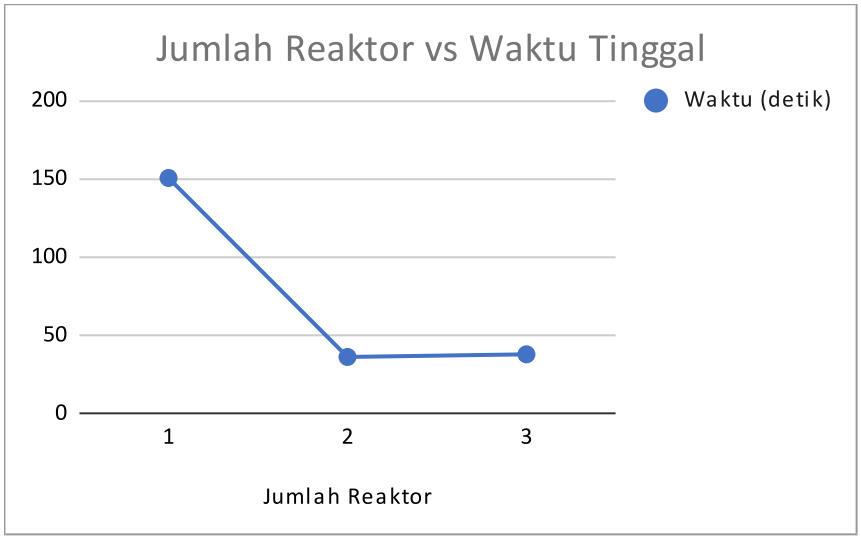
V_3 = 546.6472 liter

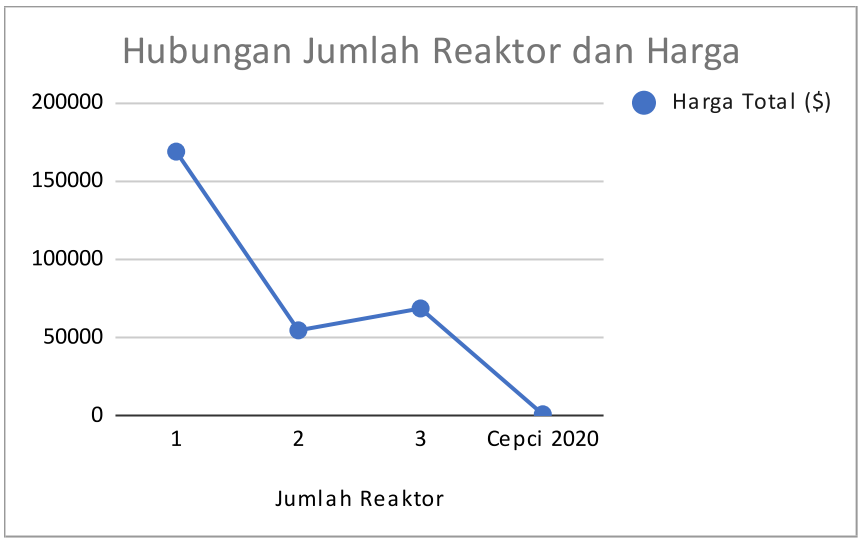
t = 12.6434 menit
= 758.6015 detik

t tiga Reaktor = 2275.8046 detik
= 37.9301 menit

Tabel Data Konversi, Volume dan jumlah Reaktor Hasil Optimasi

Jumlah Reaktor	X_{a1}	X_{a2}	X_{a3}	Volume (liter)	Harga Reaktor per Unit	Harga Reaktor Total	Waktu Tinggal (menit)
1	0.98			6509.6929	168790.52	168790.52	150.56
2	0.862	0.98		783.8202	27321.09	54642.18	36.26
3	0.767	0.923	0.98	546.6472	22871.06	68613.19	37.93





Dari tabel dan grafik diatas dapat disimpulkan bahwa penggunaan satu Reaktor merupakan konfigurasi yang optimum dengan biaya yang paling murah serta waktu tinggal paling rendah

Neraca Massa Reaktor-1 (R-01)

Konversi pada Reaktor-1 (R-01) = 0.862

Umpan masuk Reaktor-1 (R-01)

Komponen	BM (gram/mol)	Fao	m
		(kmol/jam)	(kg/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	92	4.4807	412.2271
HNO_3	63	22.4036	1411.4297
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	0	0
H_2O	18	38.5996	694.7925
H_2SO_4	98	14.4023	1411.4297
Total		79.8863	3929.8789

Hasil keluar Reaktor-1 (R-01)

Komponen	BM (gram/mol)	Fao	m
		(kmol/jam)	(kg/jam)
C3H5(OH)3	92	0.6183	56.8873
HNO3	63	10.8165	681.4382
C3H5(ONO)2	227	3.8624	876.7622
H2O	18	50.1867	903.3615
H2SO4	98	14.4023	1411.4297
Total		79.8863	3929.8789

Neraca Panas Reaktor

Suhu Reaksi = 15 ^{0}C = 288 K

Suhu Referensi = 25 ^{0}C = 298 K

Data Panas Reaksi dan Kapasitas Panas

Senyawa	ΔHf (kJ/mol)	Cp (kJ/kmol.K))
$C_3H_5(OH)_3$	-582.8	132.15 + 8.60E-01 T – 1,97E-4 T2 + 1,81E-6 T3
HNO_3	-135.1	214.48 - 7.68E-01 T + 1,50E-3 T2 - 3.02E-7 T3
H_2O	-241.8	92.05 - 4.00E-02 T – 2.11E-4 T2 + 5.35E-7 T3
$C_3H_2(ONO_2)_3$	-372.4	290 + 1.29E+00 T – 1,75E-3 T2 + 5.21E-7 T3

Menghitung Entalpi Masuk

$$\Delta H_{Reaktan} = \int_{288}^{298} Cp.dT_{\ Reaktan}$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = \int_{288}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = 132.15\,(298-288) + \frac{0.86}{2}(298^2-288^2) - \frac{1{,}97.10^{-4}}{3}(298^3-288^3) + \frac{1{,}81.10^{-6}}{4}(298^4-288^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = 4126.54\ \text{kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = \int_{288}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 214.48\,(298-288) - \frac{0.768}{2}(298^2-288^2) + \frac{1{,}50.10^{-3}}{3}(298^3-288^3) - \frac{3.02.10^{-7}}{4}(298^4-288^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 1104.93\ \text{kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{H_2O} = \int_{288}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{H_2O} = 92.05\,(298-288) - \frac{0.04}{2}(298^2-288^2) - \frac{2.11.10^{-4}}{3}(298^3-288^3) + \frac{5.35.10^{-7}}{4}(298^4-288^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 756.82\ \text{kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = \int_{288}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = 290\,(298-288) + \frac{1.29}{2}(298^2-288^2) - \frac{1.75.10^{-3}}{3}(298^3-288^3) + \frac{5.21.10^{-7}}{4}(298^4-288^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = 5308.29\ \text{kJ/kgmol}$$

Maka panas yang masuk Reaktor yaitu:

$$Q\ masuk = n\ .\ \int_{288}^{298} Cp.dT_{\ Reaktan}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut:

Data Panas Masuk Reaktor 1 (R-01)

Senyawa	Input (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	4.4807	4126.540	18489.909
HNO_3	22.4036	1104.931	24754.484
H_2O	38.5996	756.817	29212.812
Total	65.4840	5988.288	72457.206

Menghitung Entalpi Keluar

$$\Delta H_{Produk} = \int_{298}^{288} Cp.dT_{\ Produk}$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = \int_{298}^{288} Cp.dT$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = 132.15\,(288-298) + \frac{0.86}{2}(288^2-298^2) - \frac{1{,}97\,.10^{-4}}{3}(288^3-298^3) + \frac{1.81\,.10^{-6}}{4}(288^4-298^4)\Big]_{298}^{288}$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = -4126.54 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = \int_{298}^{288} Cp.dT$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 214.48\,(288-298) - \frac{0.768}{2}(288^2-298^2) + \frac{1.50\,.10^{-3}}{3}(288^3-298^3) - \frac{3.02\,.10^{-7}}{4}(288^4-298^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = -1104.93 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{H_2O} = \int_{298}^{288} Cp.dT$$

$$\Delta H_{H_2O} = 92.05\,(288-298) - \frac{0.04}{2}(288^2-298^2) - \frac{2.11\,.10^{-4}}{3}(288^3-298^3) + \frac{5.35\,.10^{-7}}{4}(288^4-298^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = -756.82 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = \int_{298}^{288} Cp.dT$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = 290\,(288-298) + \frac{1.29}{2}(288^2-298^2) - \frac{1.75\,.10^{-3}}{3}(288^3-298^3) + \frac{5.21\,.10^{-7}}{4}(288^4-298^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = -5308.29 \text{ kJ/kgmol}$$

Maka panas yang keluar Reaktor yaitu:

$$Q\ keluar = n\ .\ \int_{298}^{288} Cp.dT_{Produk}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut:

Data Panas Keluar Reaktor 1 (R-01)

Senyawa	Output (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Output (kJ/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	0.6183	-4126.540	-2551.607
HNO_3	10.8165	-1104.931	-11951.465
H_2O	50.1867	-756.817	-37982.174
$C_3H_2(ONO_2)_3$	3.8624	-5308.286	-20502.662
Total	65.4840	-11296.574	-72987.909

Menghitung ΔH_{298} Pada Reaktor 1 (R-01)

ΔH_{298} $= \Delta Hf\ produk - \Delta Hf\ reaktan$

$= (\Delta Hf\ C_3H_2(ONO_2)_3 + 3.\Delta Hf\ H_2O) - (\Delta Hf\ C_3H_5(OH)_3 + 3.\Delta Hf\ HNO_3)$

$= [\ (-372.4 + 3.(-241.8)) - (-582.8\ + 3.(-135.1))\ ]$ kJ/mol

$= -109.7$ kJ/mol $= -109700$ kJ/kgmol

Menghitung ΔH_{288} Pada Reaktor 1 (R-01)

ΔH_{288} $= \Delta H\ produk + \Delta H_{298} + \Delta H\ reaktan$

$= (\ \int_{298}^{288} Cp.dT_{produk}) + \Delta H_{298} + (\ \int_{288}^{298} Cp.dT_{reaktan}\ )$

$= [\ (-11296.57) + (-109700) + (5988.29)\ ]$ kJ/kgmol

$= -115008.29$ kJ/kgmol

maka sistem melepas panas (eksotermis)

Menghitung Panas Reaksi (Qr) Pada Reaktor 1 (R-01)

Qr $= \Delta H_{298}.\ FAo\ .\ XA_1$

$=$ -109700 kJ/kgmol. 4.5405 kgmol/jam . 0,862

$=$ - 429356.0367 kJ/jam

$=$ -407460.7326 BTU/jam

Menghitung Panas Reaksi (Qr) Pada Reaktor 1 (R-01)

$Qs = Qin + Qout + Qr$

Qs = 45125.547 kJ/jam - 45663.341 kJ/jam - 429356.0367 kJ/jam

Qs = -429893.8307 kJ/jam

Beban panas yang bernilai negatif menandakan bahwa Reaktor membutuhkan pendingin untuk tetap menjaga suhu reaksinya

Neraca Panas Adiabatis

Jika Reaktor 1 (R-01) dibuat adiabatis tanpa pendingin, maka Q bebas (Qs) = 0

$$- \Delta H_R \cdot (-r_A) . V = nt \cdot cp \cdot dT/dt$$

$$nt \cdot cp \cdot dT/dt = nt \left(\frac{nA}{nt} cpA + \frac{nB}{nt} cpB + \frac{nD}{nt} cpD\right) \cdot dT/dt$$

$$= [n_{A0}.(1-XA1).cpA + n_{B0}-n_{A0}.XA1.cpB + n_{D0}+n_{A0}.XA1.cpD]. dT/dt$$

$$= n_{A0}[(1 - XA1). cpA + (M - XA1). cpB + (P + XA1). cpD + R. cpI)] . dT/dt$$

Dengan : $M = n_{B0}/ n_{A0} = 5$

$P = n_{D0}/ n_{A0} = 0,4138$

Misal nt . cp =Z

Maka, $dT/dt = \frac{- \Delta HR .(-rA).V}{z}$

Penyelesaian persamaan differensial dengan numerik metode Euler

$T_i = T_{i-1} + \Delta t .(dT/dt)_{i-1}$

Tabel kenaikkan suhu neraca panas adiabatis

Waktu (menit)	Suhu (K)	dt			Z
		$C_3H_5(OH)_3$	HNO_3	H_2O	
0	288				
1	288.3316	251.4349	344.1356	2498.9002	3094.4708
2	288.6633	251.6802	344.0812	2498.8916	3094.6530
3	288.9949	251.9258	344.0271	2498.8831	3094.8360
4	289.3265	252.1714	343.9735	2498.8748	3095.0198
5	289.6581	252.4173	343.9204	2498.8666	3095.2043
6	289.9896	252.6633	343.8677	2498.8585	3095.3895
7	290.3211	252.9095	343.8154	2498.8506	3095.5755
8	290.6527	253.1559	343.7635	2498.8427	3095.7622
9	290.9842	253.4025	343.7121	2498.8350	3095.9496
10	291.3156	253.6492	343.6612	2498.8275	3096.1378
11	291.6471	253.8961	343.6106	2498.8200	3096.3268
12	291.9785	254.1432	343.5606	2498.8127	3096.5164
13	292.3099	254.3904	343.5109	2498.8055	3096.7068
18.1289	292.6413	254.6378	343.4617	2498.7984	3096.8980

Maka berdasarkan perhitungan diatas suhu keluar Reaktor sangat tinggi apabila dibuat tanpa pendingin, sehingga untuk mempertahankan agar sesuai dengan suhu operasi yaitu 15^0C diperlukan pendingin.

Rancangan Reaktor

Diameter Reaktor

Untuk Reaktor dengan tekanan operasi 1 atm, maka digunakan Reaktor dengan Head tipe Torispherical
(Brownel and Young, 1958 page 85)

Volume cairan dalam Reaktor (VL)	=	783.8202	liter
	=	0.7838	m^3
	=	207.0634	Gal
Volume Reaktor dengan faktor keamanan 20% (VR)	=	940.5842	liter
	=	0.9406	m^3
	=	248.4761	gal

Volume yang digunakan adalah 329 gallon dengan ID = 42 in berdasarkan buku
Pressure Vessels: The ASME Code Simplified oleh J. Phillip Ellenberger Table A.1

Volume Perancangan	=	329	gal
		1245.400	liter
		1.245	m^3
ID	=	48	inch
	=	1.2192	m
	=	4.00	ft

Kemudian diipilih ID = H karena Reaktor berbentuk vessel kecil dengan tutup
(Brownel and Young, 1958 page 43)

Karena ID = H, maka didapat:

H	=	48	inch
	=	1.2192	meter
	=	4	ft

Ketinggian Cairan dalam Reaktor

Perhitungan Volume atas (Head)

$$V_{Head} = \frac{\pi . ID^2}{4} x \frac{ID}{6}$$

Vhead = 0.23711 m^3

(Brownel and Young., 1958 page 80)

Volume Reaktor = Volume Shell + Volume Bottom + Volume Head

Volume Shell + Bottom = Volume Reaktor - Volume Head

= 0.7838 m^3

Perhitungan luas permukaan dan penampang Reaktor untuk Reaktor berbentuk silinder tegak;

Luas permukaan Reaktor = $\pi . ID . H$

= 7235 in^2

= 4.66744873 m^2

Luas penampang Reaktor = $\frac{\pi}{4} . ID^2$

= 1.1669 m2

Perhitungan tinggi cairan pada reakor yaitu;

Volume shell + bottom = Luas penampang Reaktor x Tinggi cairan

0.7838 m^3 = 1.1669 m^2 x Tinggi cairan

TInggi cairan = 0.6717 meter

= 2.2038 ft

Tekanan perancangan Reaktor

Tekanan operasi = 1 atm

= 14.7 *psia*

Tekanan hidrostatis = *p* x H cairan

= 1336.4977 kg/m^3 x 3.4165 ft

= 1.8 psia

Tekanan desain (Pabs) = 14,7 psia + 1,9 psia

= 16.5 psia

Tekanan perancangan dibuat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka :

Tekanan Perancangan = 1,2 x Pabs

= 1,2 x 16,6 psia

= 19.773 psia

Tebal dinding Reaktor

Pemilihan bahan pembuatan Reaktor didasarkan atas bahan baku yang direaksikan, dalam hal ini Reaktor digunakan untuk merekasikan Asam campuran yang bersifat korosif. Sehingga dipilih Reaktor dengan bahan Stainless Steel SA-167 tipe 305 karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik, dengan allowable stress (f) yaitu 18750 (Brownel and Young., 1958 page 342).

$$t = \frac{0.885\ .\ P\ .\ r}{f\ .\ E - 0{,}1P} + C$$

Keterangan:

t = Tebal dinding shell (in)
P = Tekanan perancangan (psia)
r = Jari - jari Reaktor (in)
f = *Allowable stress*
E = Efisiensi sambungan
C = Faktor korosi = 0.125 in

(Brownel and Young., 1958 page 258 pers 14.34).

t = ts = Tebal dinding shell (in)
ts = 0.153 in

Maka diambil Tebal Dinding Reaktor standar yaitu 3/16 in atau 0,1875 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)

Maka Nilai Diameter Luar Reaktor (OD), yaitu :

$$OD = ID + 2\ .\ tshell$$

OD = 48 Inch + 2 (0.1875) inch
= 48.38 Inch

Maka diambil Diameter Luar Reaktor (OD) standar yaitu 54 in

(Brownel and Young., 1958 page 89 Tab 5.6).

OD Standar = 54 in
= 1.3716 m

Koreksi ID

ID = OD standar - 2 x tshell standar
= 54 in - 2 x 0.1875 in
= 53.625 in
= 1.3621 m
= 4.4688 ft

Untuk nilai OD = 54 in maka nilai rc, icr, dan t adalah :

r = 54 in
icr = 3.25 in
t = 0.1875 in

Tebal dan Tinggi Head Reaktor

Menentukan tebal dinding head:

$$t_{head} = \frac{P \,.\, r \,.\, W}{2 \,.\, f \,.\, E - 0,2 \,.\, P} + C$$

Dimana :

thead = tebal head (in)
W = stress intensification factor
f = allowable strees
E = Efisiensi Sambungan
C = corrosion allowance (in) = 0.125 in
P = Tekanan design (psia)

Dengan;

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

W = 2.827

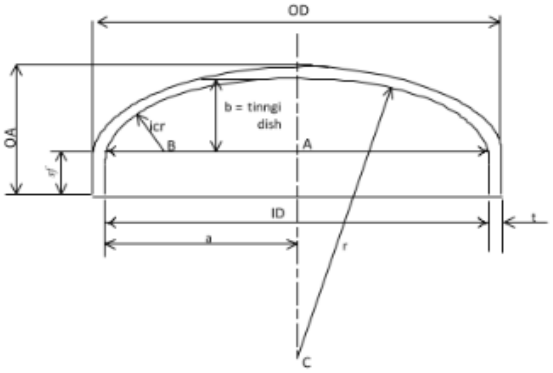
Maka,

thead = 0.1697 in

Maka diambil thead standar yaitu 3/16 in = 0,1875 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)

Menentukan tinggi head (OA) :
Untuk thead = 0,1875 in maka nilai sf adalah :
sf = 1.5-2 in
Maka diambil sf = 1.75 in



Dimensi head yaitu;

a = *ID*/2
= 26.813 in

b = rc - AC
= 9.0515 In

AB = *(ID/2) -icr*
= 23.563 in

BC = *rc -icr*
= 50.75 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

= 44.94854 in

Maka tinggi head adalah:

OA = *thead + b + sf*
= 10.9712 in
= 0.9143 ft
= 0.2787 m

Menghitung Tinggi Total Reaktor

Tinggi Total = Tinggi Shell + 2. Tinggi Head

Maka:

HTotal = HShell + 2.HHead

HTotal = 1.2192 m + 2 x 0.2787 m
= 1.7765 m

Jadi tinggi total (HTotal) Reaktor 1 (R-01) yaitu 1.7765 m

Perancangan Pendingin Reaktor-1



Berdasarkan perhitungan neraca panas adiabatis suhu keluar Reaktor sangat tinggi apabila dibuat tanpa pendingin, sehingga untuk mempertahankan agar sesuai dengan suhu operasi yaitu 15^{0}C diperlukan pendingin. Pendingin yang digunakan yaitu air pendingin karena suhu keluaran cukup tinggi sehingga diperlukan pendingin yang dapat menurunkan panas secara maksimal.

$$T_{rata\text{-}rata} = \frac{14 + 6}{2}$$
$$= 10\ ^0C$$

Data pendingin air pada suhu 10^{0}C adalah sebagai berikut:

Cp	=	1.0031	BTU/lb.^{0}F
	=	1.8056	BTU/lb.^{0}C
ρ	=	8.3425	lb/gal
	=	999.65	kg/m^3
	=	0.9996	kg/l
	=	62.41	lb/ft^3
μ	=	1.3	cP

Kebutuhan air pendingin:
Diketahui panas beban (Qs) dari perhitungan sebelumnya adalah sebesar 429893.8307 kj/jam
atau sama dengan 407460.7326 Btu/jam

$$M = \frac{\text{Panas Beban (Qs)}}{\text{Cp. } \Delta T}$$

$$= \frac{407460.7326 \text{ BTU/jam}}{1.8056 \text{ BTU/lb.C} \times 14 \ ^0\text{C}}$$

$$= 28208.4381 \text{ lbm/jam}$$

$$= 12795.1323 \text{ kg/jam}$$

Koefisien Transfer Panas :

Campuran memiliki viskositas lebih dari 1 maka dapat disebut sebagai Heavy Organics. Sehingga dari Tabel 8 Kern page 840 diperoleh data Overall Heat Transfer yaitu 10 – 40 BTU/ft². jam. ^{0}F

Karena campuran memiliki viskositas yang tinggi maka ditetapkan harga UD maksimal yaitu 40 BTU/ft². Jam. ^{0}F

Maka:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{Ln} \dfrac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(15 - 14) - (15 - 6)}{\text{Ln} \dfrac{(15 - 14)}{(15 - 6)}}$$

$$= 4.7209 \ ^0\text{C}$$

$$= 40.4976 \ ^0\text{F}$$

Luas Transfer Panas

$$\text{Luas Transfer Panas (A)} = \frac{Qs}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{\text{BTU/jam}}{40 \times \text{BTU / hr.ft}^2\text{.°F} \times 40.498 \ ^0\text{F}}$$

$$= 251.5339 \text{ ft}^2$$

$$= 23.3683 \text{ m}^2$$

Diketahui dari perhitungan sebelumnya :

OD = 32 in = 2.67 ft

H cairan = 3,4 ft

Maka Luas Permukaan Reaktor adalah :

$$A_{reaktor} = Luas\ selimut + Luas\ Penampang\ Bawah\ Reaktor$$

$$= 3.14 \,.\, 2.67\ ft \,.\, 3.4\ ft + \frac{3{,}14}{2} \,.\, (2.67\ ft)^2$$

$$= 39.6973 \text{ ft}^2$$

$$= 3.6880 \text{ m}^2$$

Sehingga dapat disimpulkan bahwa Luas Transfer Panas (A) > Luas Permukaan Reaktor (Areakt).
Maka dipilih coil pendingin untuk mendinginkan.

Kecepetan Volumetrik Air Pendingin:

$$q_v = \frac{M}{\rho}$$

$$q_v = \frac{20330.3391 \frac{kg}{jam}}{1.3085 \frac{kg}{L}}$$

= 12799.6326 L/jam

= 12.7996 m³/jam = 0.0036 m³/detik

= 0.1256 ft³/detik

Diameter Coil Pipa

$$ID_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

$$ID_{opt} = 3{,}9 \cdot (0{,}1524 \frac{ft^3}{det})^{0{,}45} \cdot (81.69 \frac{lb}{ft^3})^{0{,}13}$$

$$ID_{opt} = 2{,}96 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 hal 844, Buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih pipa ukuran standart yaitu :

NPS	=	3	in
Schedule No.	=	40	
OD	=	3.5	in
	=	0.292	ft
ID	=	3.068	in
	=	0.078	ft
At	=	7.38	in²
Ao	=	0.917	ft²/ft

Panjang Pipa Coil

L = A/Ao

$$= \frac{168.5503 \text{ ft}^2}{0{,}917 \frac{ft^2}{ft}}$$

= 274.301 ft

= 83.607 m

Volume Coil

$$V_{coil} = \frac{1}{4}\pi \,.\, OD_{coil}{}^{2} \,.\, L$$

$$\mathrm{V_{coil}} = \frac{1}{4}.\,3{,}14\,.\,(0{,}291\ \mathrm{ft})^{2}.\,183.806\ \mathrm{ft}$$

= 18.3177 ft³

= 0.5187 m³

Volume Cairan Setelah Ditambah Coil

$$V_{Cairan\ Total} = V_{cairan\ awal} + V_{coil}$$

$$\mathrm{V_{Cairan\ Total}} = 0.4746\ \mathrm{m^3} + 0.3476\ \mathrm{m^3}$$

= 1.3025 m³

Tinggi Cairan Setelah Ditambah Coil

$V_{Cairan\ Total}$ = Luas Penampang Reaktor x Tinggi Cairan Ditambah Coil

1.3025 m³ = 1.1669 m² x Tinggi Cairan Ditambah Coil

Tinggi Cairan Ditambah Coil = 1.1163 m

Diameter Lengkungan Coil

$D_{Leng.coil}$ = 0.8 x ID Reaktor

= 0.8 x 1.3621 m

= 1.0897 m

= 3.5750 ft

Luas Perpindahan Panas per Coil

$$A' = Ao\,.\,\pi\,.\,D_{Leng.coil}$$

= 10.2938 ft²

= 0.95632 m²

Jumlah lengkungan Coil

Ncoil = A/A'

Ncoil = 24.4355

Maka jumlah lengkungan coil pada Reaktor 1 (R-01) adalah sebanyak 24.436 buah dibulatkan menjadi 25 buah

Jarak antar Coil

Jcoil = 1 x ODcoil

= 1. 0,552 ft

= 3.5 ft
= 42 Inch
= 1.0668 m

Tinggi Coil

Hcoil = Ncoil. IDcoil

= 2.3378 ft
= 0.7126 m

Merancang Pipa Inlet dan Outlet Reaktor

Umpan masuk berupa $C_3H_5(OH)_3$

Komponen	Input (kg/jam)	xi	*p* (kg/L)	*p*.xi (kg/L)
$C_3H_5(OH)_3$	412.2271	0.995	1.264	1.25768
H_2O	1.7856	0.005	0.99906	0.0049953
Total	414.0127	1	2.26306	1.2626753

Maka:

Kecepatan Massa = 414.0127 kg/jam
= 0.2535 lb/det
Rapat Massa = 1.2627 kg/l
= 78.8263 lb/ft3

$$q = \frac{Kecepatan\ Massa}{Rapat\ Massa}$$

$$= \frac{0.2571\ \frac{lb}{det}}{78.8263\ \frac{lb}{ft^3}}$$

= 0.0032 ft3/det

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9\ .\ q^{0{,}45}\ .\ \rho^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 3{,}9\ .\ (0.033\ \frac{ft^3}{det})^{0{,}45}\ .\ (78.8263\ \frac{lb}{ft^3})^{0{,}13}$$

= 0.5199 in

Dari Tabel 11 hal 844, Buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih pipa ukuran standart yaitu :

ID = 0.622 in
OD = 0.84 in

Umpan Masuk Berupa HNO_3

Komponen	Input (kg/jam)	xi	*p* (kg/L)	*p*.xi (kg/L)
HNO_3	1411.4297	0.98	1.521	1.49058
Total	1411.4297	0.98	1.521	1.49058

Maka:

Kecepatan Massa = 1411.4297 kg/jam
= 0.8644 lb/det
Rapat Massa = 1.4906 kg/l
= 93.0539 lb/ft³

$$q = \frac{\textbf{Kecepatan Massa}}{\textbf{Rapat Massa}}$$

$$= \frac{0.8759\ \frac{\text{lb}}{\text{det}}}{93.0539\ \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

= 0.0093 ft³/det

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9\ .\ q^{0{,}45}\ .\ \rho^{0{,}13}$$

$$\mathrm{D_{opt}} = 3{,}9\ .\ (0{,}0094\ \frac{\text{ft}^3}{\text{det}})^{0{,}45}\ .\ (93.0539\ \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})^{0{,}13}$$

= 0.8562 in

Dari Tabel 11 hal 844, Buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih pipa ukuran standart yaitu :

ID = 1.049 in
OD = 1.32 in

Umpan masuk berupa H_2SO4

Komponen	Input (kg/jam)	xi	*p* (kg/L)	*p*.xi (kg/L)
H_2SO4	1411.4297	0.98	1.836	1.79928
H_2O	28.8047	0.02	0.99906	0.0199812
Total	1440.2344	1	2.83506	1.8192612

Maka:

Kecepatan Massa	=	1440.2344	kg/jam
	=	0.8820	lb/det
Rapat Massa	=	1.8193	kg/l
	=	113.5728	lb/ft³

$$q = \frac{\textbf{\textit{Kecepatan Massa}}}{\textbf{\textit{Rapat Massa}}}$$

$$= \frac{0.8938 \ \frac{\text{lb}}{\text{det}}}{113.5728 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

= 0.0078 ft³/det

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9 \ . \ q^{0{,}45} \ . \ \rho^{0{,}13}$$

$$\text{D}_{\text{opt}} = 3{,}9 \ . \ (0.0079 \frac{\text{ft}^3}{\text{det}})^{0{,}45} \ . \ (113.5728 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})^{0{,}13}$$

= 0.8107 in

Dari Tabel 11 hal 844, Buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih pipa ukuran standart yaitu :

ID = 1.049 in

OD = 1.32 in

Keluaran Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	xi	*p* (kg/L)	*p*.xi (kg/L)
$C_3H_5(OH)_3$	56.8873	0.0002	1.264	0.0002
HNO_3	681.4382	0.1126	1.521	0.1713
$C_3H_5(ONO_2)_3$	876.7622	0.0559	1.6	0.0895
H_2O	903.3615	0.6510	0.99906	0.6504
H_2SO4	1411.4297	0.1803	1.836	0.3310
Total	3929.8789	1	7.22006	1.2424

Maka:

Kecepatan Massa	=	3929.8789	kg/jam
	=	2.4066	lb/det
Rapat Massa	=	1.2424	kg/l
	=	77.5602	lb/ft³

$$q = \frac{\textbf{Kecepatan Massa}}{\textbf{Rapat Massa}}$$

$$= \frac{2.0268 \ \frac{\text{lb}}{\text{det}}}{90.7294 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

= 0.0310 ft³/det

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9 \ . \ q^{0{,}45} \ . \ \rho^{0{,}13}$$

$$\mathrm{D_{opt}} = 3.9 \ . \ (0.0223 \frac{\text{ft}^3}{\text{det}})^{0{,}45} \ . \ (90.7294 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})^{0{,}13}$$

= 1.4388 in

Dari Tabel 11 hal 844, Buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih pipa ukuran standart yaitu :

ID = 1.38 in
OD = 1.66 in

Merancang Pengaduk Pada Reaktor

Tabel Data Viskositas

Komponen	BM (kg/kmol)	Input		μ (cP)	Xi	*p* (kg/L)
		Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)			
$C_3H_5(OH)_3$	92	4.4807	412.2271	1564.3589	0.1049	1.264
HNO_3	63	22.4036	1411.4297	0.9262	0.3592	1.521
H_2O	18	38.5996	694.7925	1.1661	0.1768	0.99906
H_2SO4	98	14.4023	1411.4297	35.5289	0.3592	1.836
Total		79.8863	3929.8789	1601.9802	1	5.6201

Menghitung Viskositas Campuran

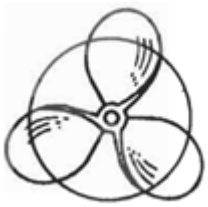
μ mix = μi . xi
= (0.9262 x 0.1262) + (74.9313 x 0.4322) + (0.00000292 x 0.0094) + (35.5289 x 0.4322)
= 177.3936 cP = 0.1774 kg/ms

p mix = *pi . xi*
= (1.264 x 0.1262) + (1.521 x 0.4322) + (0.99906 x 0.0094) + (1.836 x 0.4322)
= 1.6198 kg/L = 1619.8034 kg/m³

Pemilihan Jenis Pengaduk

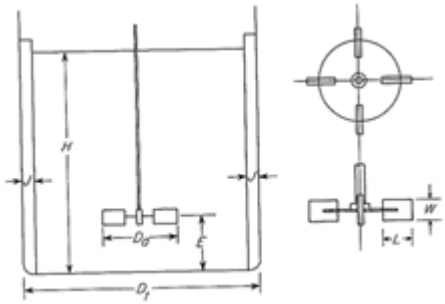
Dari buku *Chemical Process Equipmant Selection and Design* hal. 288 Fig 10.2 dipilih pengaduk jenis *Three Bladed Mixing Propeller* dengan alasan :

1. Pengaduk cocok digunakan pada larutan dengan viskositas < 3000 cP (Geankoplis., 19933 page 143).
2. Pengaduk dapat bekerja cepat yaitu dengan kecepatan hingga 1800 rpm.



Gambar 1. Three Bladed Mixing Propeller

Menghitung Dimensi Pengaduk



Gambar 2. Dimensi Reaktor dengan propeller dan Baffle

Keterangan:

Dt = Diameter Reaktor
Da = Diameter Propeller
W = Tinggi Propeller
L = Lebar Propeller
J = Lebar Baffle
E = Jarak Propeller dengan dasar Reaktor
H = Tinggi cairan setelah ditambah Reaktor

Diketahui Data:

$$\frac{D_a}{D_t}=\frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t}=1 \qquad \frac{J}{D_t}=\frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t}=\frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a}=\frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a}=\frac{1}{4}$$

Maka diperoleh hasil:

Diameter Propeller (Da) = $\frac{Dt}{3}$

= $\frac{53.625}{3}$

= 17.875 in = 0.4540 m = 1.4896 ft

Jarak Proppeler dari Dasar (E) = $\frac{Dt}{3}$

$\frac{53.625}{3}$

17.875 in = 0.4540 m = 1.4896 ft

Lebar Propeller (L) = $\frac{Da}{4}$

= $\frac{17.875 \text{ in}}{4}$

= 4.5 in = 0.1135 m = 0.3724 ft

Lebar Baffle (J) = $\frac{Dt}{12}$

= $\frac{53.625 \text{ in}}{12}$

= 4.5 in = 0.1135 m = 0.3724 ft

Tinggi Cairan (H) = 0.95 x Dt

= 0.95 x 53.625 in

= 50.9 in = 1.2940 m = 4.2453 ft

V_{Total} = Luas Penampang Reaktor x Tinggi Cairan dengan Pengaduk

= 3.6880 m x 0.7722 m

= 4.7722 m^3

Maka dapat disimpulkan bahwa volume Reaktor dengan adanya pengaduk menjadi 4.7722 m^3

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Blade = 3 buah

(McCabe and Smith 5ed., 1993 page 243)

Kecepatan Putar Pengaduk

Dari Table 8.2 Buku Chemical Reactor for Process Plant by Rase H.F., 1977 page 345 diketahui kecepatan putar untuk jenis The Three Blade.

Untuk menghitung kecepatan putar pengaduk dipakai persamaan :

$$\frac{\boldsymbol{WELH}}{\boldsymbol{2\,Da}} = \left(\frac{\boldsymbol{\pi\,.\,Da.\,N}}{\boldsymbol{600}}\right)^{\boldsymbol{2}}$$

Dimana:

WELH : *Water Equivalent Liquid Height (ft)*

WELH = $\frac{\rho\ campuran\ .\ tinggi\ cairan}{\rho\ air}$

= $\frac{1{,}6198\frac{kg}{L}.\ 2.53\ ft}{0{,}999\frac{kg}{L}}$

= 4.1019 ft

Maka:

$$\frac{\boldsymbol{WELH}}{\boldsymbol{2\,Da}} = \left(\frac{\boldsymbol{\pi\,.\,Da.\,N}}{\boldsymbol{600}}\right)^{\boldsymbol{2}}$$

N = $\frac{600}{3{,}14\ .\ 0.8889\ ft}\sqrt{\frac{4.1019\ ft}{(2\ .\ 0.8889\ ft\ )}}$

= 317.8530 rpm

Sehingga dipilih kecepatan pengadukan (N) yang sesuai standart yaitu 320 rpm atau 5.33 rps (Walas S. M., 1990 page 288)

$$\Sigma Propeller = \frac{WELH}{ID}$$

$$\Sigma Propeller = \frac{6.226\ ft}{2.469\ ft}$$

$\Sigma Propeller$ = 1.7170 ≈ 2

Maka digunakan pengaduk (*propeller*) berjumlah 2 buah

(Rase,H.F., 1977 page 338)

Tenaga Pengadukan

Menghitung Bilangan Reynold

$$\boldsymbol{NRe} = \frac{\boldsymbol{n\,.\,Da^2\rho}}{\boldsymbol{\mu}}$$

Dimana:

NRe : Bilangan Reynold
n : Kecepatan Putaran
Da : Diameter Propeller
p : Densitas Campuran
µ : Viskositas Campuran

(McCabe and Smith 5ed., 1993 page 249)

Maka:

$$NRe = \frac{5.33\ rps\ .\ (0.2709\ m)^2 .\ 1619.8034\ \frac{kg}{m^3}}{0.0479\ \frac{kg}{ms}}$$

= 10032.5470

Menentukan Power Number

Didapat Bilangan Reynold sebesar 10032.5470

Menggunakan Grafik pada Fig 8.8 Buku Chemical Reactor for Process Plant by Rase H.F., 1977 page 349 didapat Number Power (Np) yaitu 5,5

Menentukan Tenaga Pengadukan

Persamaan Tenaga Pengadukan (P) yaitu sebagai berikut:

$$P = Np\ .\ n^3 .\ Da^5 .\ \rho$$

(McCabe and Smith 5ed., 1993 p. 248)

Maka:

P = 5.5 x (5.33)³ x (0.4540 m)⁵ x 1514.9 kg/m³

= 24340.3269 Watt

= 32.6404 Hp

Jika Efisiensi Motor yang digunakan adalah 85%, maka:

$$P = \frac{32.6404\ Hp}{85\ \%}$$

= 38.4004 Hp

Jadi standar daya motor pengaduk yang digunakan sebesar 40 Hp

KESIMPULAN

Nama Alat	:	Reaktor - 1 (R-01)	
Fungsi	:	Mereaksikan bahan baku gliserol dengan Asam campuran untuk membentuk produk Ntirogliserin	
Jenis Alat	:	Reaktor Alir tangki Berpengaduk	
Kondisi Operasi			
Suhu	:	15	^{0}C
Tekanan	:	1	atm
Waktu Tinggal	:	18.13	menit
Konversi	:	98%	
Volume Cairan	:	0.78	m³
Volume Reaktor	:	1.25	m³
Tinggi Cairan	:	1.29	m
Ukuran Reator			
Diameter Luar	:	54	in
Diameter Dalam	:	53.63	in
Tebal Head	:	0.19	in
Tinggi Head	:	0.28	m
Tebal Dinding Reaktor	:	0.19	in
Tinggi Dinding Reaktor	:	1.22	m
Tinggi Total Reaktor	:	1.78	m
Material	:	Stainless Steel	
Pengaduk Reaktor	:		
Jenis	:	Three Bladed Mixing Propeller	
Jumlah Blade	:	3 buah	
Jumlah Baffle	:	4 buah	
Dimeter Pengaduk	:	0.45	m
Lebar Blade	:	0.11	m
Lebar Baffle	:	0.11	m
Kecepatan Pengaduk	:	320	rpm
Daya Pengaduk	:	40	Hp
Pendingin	:		
Jenis	:	Chilled Water	
Media Pendingin	:	Koil	
Kebutuhan Pendingin	:	12795.1	kg/jam
Luas Transfer Panas	:	23.37	m²
Diameter Lilitan Koil	:	1.09	m
Panjang Pipa Koil	:	83.61	m
Jumlah Lilitan Koil	:	25	
Jarak Antar Lilitan Koil	:	1.07	m

Perancangan Reaktor-2 (R-02)

Kondisi Operasi Reaktor

Suhu: 15 ^{0}C
Tekanan: 1 atm
Waktu Reaksi: 14 detik [Kai-Tai, Lu (2009)]
Konversi: 0.98

Neraca Massa Reaktor

Data umpan masuk Reaktor-2 (R-02)

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m^3)	Fraksi Massa	*p*.xi
$C_3H_5(OH)_3$	92	0.6183	56.8873	1264	0.0145	18.2972
HNO_3	63	10.8165	681.4382	1521	0.1734	263.7403
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	3.86239	876.7622	1600	0.2231	356.9625
H_2O	18	50.1867	903.3615	999.06	0.2299	229.6540
H_2SO4	98	14.4023	1411.4297	1836	0.3592	659.4058
Total		79.886	3929.88	Densitas Campuran		1528.0598

Data hasil Reaktor-2 (R-02)

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (Kmol/jam)	m (kg/jam)	p (kg/m^3)	Fraksi Massa	p.xi
$C_3H_5(OH)_3$	92	0.012367	1.137747	1264	0.0003	0.3659
HNO_3	63	8.998559	566.9092	1521	0.1443	219.4136
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	4.468362	1014.318	1600	0.2581	412.9667
H_2O	18	52.004671	936.0841	999.06	0.2382	237.9728
H_2SO4	98	14.402344	1411.430	1836	0.3592	659.4058
Total		79.886	3929.88	Densitas Campuran		1528.0598

Neraca Panas Reaktor-2 (R-02)

Suhu Reaksi = 15 ^{0}C = 288 K
Suhu Referensi = 25 ^{0}C = 298 K

Data Panas Reaksi dan Kapasitas Panas

Senyawa	ΔHf (kJ/mol)	Cp (kJ/kmol.K))
$C_3H_5(OH)_3$	-582.8	132.15 + 8.60E-01 T – 1,97E-4 T2 + 1,81E-6 T3
HNO_3	-135.1	214.48 - 7.68E-01 T + 1,50E-3 T2 - 3.02E-7 T3
H_2O	-241.8	92.05 - 4.00E-02 T – 2.11E-4 T2 + 5.35E-7 T3
$C_3H_2(ONO_2)_3$	-372.4	290 + 1.29E+00 T – 1,75E-3 T2 + 5.21E-7 T3

Menghitung Entalpi Masuk

$$\Delta H_{Reaktan} = \int_{288}^{298} Cp.dT_{\ Reaktan}$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = \int_{288}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = 132.15\,(298-288) + \frac{0.86}{2}(298^2 - 288^2) - \frac{1{,}97.10^{-4}}{3}(298^3 - 288^3) + \frac{1{,}81.10^{-6}}{4}(298^4 - 288^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = 4126.54 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = \int_{288}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 214.48\,(298-288) - \frac{0.768}{2}(298^2 - 288^2) + \frac{1{,}50.10^{-3}}{3}(298^3 - 288^3) - \frac{3.02.10^{-7}}{4}(298^4 - 288^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 1104.93 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{H_2O} = \int_{288}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{H_2O} = 92.05\,(298-288) - \frac{0.04}{2}(298^2 - 288^2) - \frac{2.11.10^{-4}}{3}(298^3 - 288^3) + \frac{5.35.10^{-7}}{4}(298^4 - 288^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 756.82 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = \int_{288}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = 290\,(298-288) + \frac{1.29}{2}(298^2 - 288^2) - \frac{1.75.10^{-3}}{3}(298^3 - 288^3) + \frac{5.21.10^{-7}}{4}(298^4 - 288^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = 5308.29 \text{ kJ/kgmol}$$

Maka panas yang masuk Reaktor yaitu:

$$Q\ masuk = n\ .\ \int_{288}^{298} Cp.dT_{\ Reaktan}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut:

Data Panas Masuk Reaktor-2 (R-02)

Senyawa	Input (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	0.6183	4126.540	2551.607
HNO_3	10.8165	1104.931	11951.465
$C_3H_2(ONO_2)_3$	3.8624	5308.286	20502.662
H_2O	50.1867	756.817	37982.174
Total	65.4840	11296.574	72987.909

Menghitung Entalpi Keluar

$$\Delta H_{Produk} = \int_{298}^{288} Cp.dT_{\ Produk}$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = \int_{298}^{288} Cp.dT$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = 132.15\,(288-298) + \frac{0.86}{2}(288^2-298^2) - \frac{1{,}97.10^{-4}}{3}(288^3-298^3) + \frac{1.81.10^{-6}}{4}(288^4-298^4)\Big]_{298}^{288}$$

$$\Delta H_{C_3H_5(OH)_3} = -4126.54 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = \int_{298}^{288} Cp.dT$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 214.48\,(288-298) - \frac{0.768}{2}(288^2-298^2) + \frac{1.50.10^{-3}}{3}(288^3-298^3) - \frac{3.02.10^{-7}}{4}(288^4-298^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = -1104.93 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{H_2O} = \int_{298}^{288} Cp.dT$$

$$\Delta H_{H_2O} = 92.05\,(288-298) - \frac{0.04}{2}(288^2-298^2) - \frac{2.11.10^{-4}}{3}(288^3-298^3) + \frac{5.35.10^{-7}}{4}(288^4-298^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = -756.82 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = \int_{298}^{288} Cp.dT$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = 290\,(288-298) + \frac{1.29}{2}(288^2-298^2) - \frac{1.75.10^{-3}}{3}(288^3-298^3) + \frac{5.21.10^{-7}}{4}(288^4-298^4)\Big]_{288}^{298}$$

$$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = -5308.29 \text{ kJ/kgmol}$$

Maka panas yang keluar Reaktor yaitu:

$$Q\ keluar = n\ .\ \int_{298}^{288} Cp.dT_{Produk}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut:

Data Panas Keluar Reaktor-2 (R-02)

Senyawa	Output (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Output (kJ/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	0.0124	-4126.540	-51.032
HNO_3	8.9986	-1104.931	-9942.787
H_2O	4.4684	-756.817	-3381.732
$C_3H_2(ONO_2)_3$	52.0047	-5308.286	-276055.662
Total	65.4840	-11296.574	-289431.213

Menghitung ΔH_{298} Pada Reaktor 2 (R-02)

$$\Delta H_{298} = \Delta Hf\ produk - \Delta Hf\ reaktan$$

$$= (\Delta Hf\ C_3H_2(ONO_2)_3 + 3.\Delta Hf\ H_2O) - (\Delta Hf\ C_3H_5(OH)_3 + 3.\Delta Hf\ HNO_3)$$

$$= [\ (-372.4 + 3.(-241.8)) - (-582.8\ + 3.(-135.1))\ ]\ kJ/mol$$

$$= -109.7\ kJ/mol = -109700\ kJ/kgmol$$

Menghitung ΔH_{288} Pada Reaktor 2 (R-02)

$$\Delta H_{288} = \Delta H\ produk + \Delta H_{298} + \Delta H\ reaktan$$

$$= \left(\int_{298}^{288} Cp.dT_{produk}\right) + \Delta H_{298} + \left(\int_{288}^{298} Cp.dT_{reaktan}\right)$$

$$= [\ (-11296.57) + (-109700) + (11296.57)\ ]\ kJ/kgmol$$

$$= -109700\ kJ/kgmol$$

maka sistem melepas panas (eksotermis)

Menghitung Panas Reaksi (Qr) Pada Reaktor 2 (R-02)

$$Qr = \Delta H_{288}.\ FAo\ .\ XA_2$$

$$= -109700\ kJ/kgmol\ .\ 0{,}00125\ kgmol/jam\ .\ 0{,}98$$

$$= -134{,}3825\ kJ/jam$$

Menghitung Panas Reaksi (Qr) Pada Reaktor 2 (R-02)

$$Qs = Qin + Qout + Qr$$

$$Qs = 45663{,}341\ kJ/jam + (-109700)\ kJ/jam + (-94804.004)\ kJ/jam$$

$$Qs = -49275.0455\ kJ/jam$$

Beban panas yang bernilai negatif menandakan bahwa Reaktor membutuhkan pendingin untuk tetap menjaga suhu reaksinya

Neraca Panas Adiabatis

Jika Reaktor 1 (R-01) dibuat adiabatis tanpa pendingin, maka Q bebas (Qs) = 0

Neraca panas adiabatis

$-\Delta H_R \cdot (-r_A) \cdot V = nt \cdot cp \cdot dT/dt$

$nt \cdot cp \cdot dT/dt = nt \left(\frac{nA}{nt} cpA + \frac{nB}{nt} + \frac{nD}{nt} cp \right) \cdot dT/dt$

$= [n_{A0}.(1\text{-}XA1).cpA + n_{B0}\text{-}n_{A0}.XA1.cpB + n_{C0} + + n_{D0}+n_{A0}.XA1.cpD]. dT/dt$

$= n_{A0} [(1 - XA1).cpA + (M - XA1).cpB + (P + XA1).cpD)] . dT/dt$

Dengan : $M = n_{B0}/ n_{A0} = 17{,}492$

$P = n_{D0}/ n_{A0} = 21{,}4873$

Misal nt . cp =Z

Maka, $\frac{dT}{dt} = \frac{-\Delta HR.(-rA).V}{Z}$

Penyelesaian persamaan differensial dengan numerik metode Euler

$T_i = T_{i-1} + \Delta t .(dT/dt)_{i-1}$

Tabel kenaikkan suhu neraca panas adiabatis

Waktu (menit)	Suhu (K)	dt			Z
		$C_3H_5(OH)_3$	HNO_3	H_2O	
0	288				
1	288.3163	251.4349	344.1356	2498.9002	3094.4708
2	288.6326	251.6689	344.0837	2498.8920	3094.6446
3	288.9489	251.9031	344.0321	2498.8839	3094.8191
4	289.2652	252.1374	343.9809	2498.8759	3094.9943
5	289.5815	252.3719	343.9302	2498.8681	3095.1701
6	289.8977	252.6065	343.8798	2498.8604	3095.3467
7	290.2139	252.8413	343.8298	2498.8527	3095.5238
8	290.5301	253.0762	343.7803	2498.8452	3095.7017
9	290.8463	253.3113	343.7311	2498.8379	3095.8803
10	291.1625	253.5466	343.6823	2498.8306	3096.0595
11	291.4786	253.7820	343.6339	2498.8234	3096.2394
12	291.7947	254.0176	343.5860	2498.8164	3096.4199
13	292.1109	254.2533	343.5384	2498.8095	3096.6012
13.9228	292.4026	254.4892	343.4912	2498.8026	3096.7831

Maka berdasarkan perhitungan diatas suhu keluar Reaktor sangat tinggi apabila dibuat tanpa pendingin, sehingga untuk mempertahankan agar sesuai dengan suhu operasi yaitu 15^0C diperlukan pendingin.

Rancangan Reaktor

Diameter Reaktor

Untuk Reaktor dengan tekanan operasi 1 atm, maka digunakan Reaktor dengan Head tipe Torispherical
(Brownel and Young, 1958 page 85)

Volume cairan dalam Reaktor (VL)	=	474.6473	liter
	=	0.4746	m^3
	=	125.3886	Gal
Volume Reaktor dengan faktor keamanan 20% (VR)	=	569.5768	liter
	=	0.5696	m^3
	=	150.4663	Gal

Volume yang digunakan adalah 158 gallon dengan ID = 36 in berdasarkan buku
Pressure Vessels: The ASME Code Simplified oleh J. Phillip Ellenberger Table A.1

Volume Perancangan	=	158	gal
		598.095	liter
		0.598	m^3
ID	=	36	in
	=	0.9144	m
	=	3	ft

Kemudian diipilih ID = H karena Reaktor berbentuk vessel kecil dengan tutup
(Brownel and Young, 1958 page 43)

Karena ID = H, maka didapat:

H	=	36	inch
	=	0.9144	meter
	=	3	ft

Ketinggian Cairan dalam Reaktor

Perhitungan Volume atah (Head)

$$V_{Head} = \frac{\pi . ID^2}{4} x \frac{ID}{6}$$

Vhead = 0.10003 m^3
(Brownel and Young., 1958 page 80)

Volume Reaktor = Volume Shell + Volume Bottom + Volume Head

Volume Shell + Bottom = Volume Reaktor - Volume Head

= 0.4746 m^3

Perhitungan luas permukaan dan penampang Reaktor untuk Reaktor berbentuk silinder tegak;

Luas permukaan Reaktor = $\pi . ID . H$

= 4069 in^2

= 2.6254 m^2

Luas penampang Reaktor = $\frac{\pi}{4} . ID^2$

= 0.6564 m^2

Perhitungan tinggi cairan pada reakor yaitu;

Volume shell + bottom = Luas penampang Reaktor x Tinggi cairan

0.4746 m^3 = 0.6564 m^2 x Tinggi cairan

TInggi cairan = 0.7232 meter

= 2.3725 ft

Tekanan perancangan Reaktor

Tekanan operasi = 1 atm

= 14.7 *psia*

Tekanan hidrostatis = *p* x H cairan

= 1336.4977 kg/m^3 x 3.4165 ft

= 1.8 psia

Tekanan desain (Pabs) = 14,7 psia + 1,9 psia

= 16.5 psia

Tekanan perancangan dibuat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka :

Tekanan Perancangan = 1,2 x Pabs

= 1.2 x 16,6

= 19.77 *psia*

Tebal dinding Reaktor

Pemilihan bahan pembuatan Reaktor didasarkan atas bahan baku yang direaksikan, dalam hal ini Reaktor digunakan untuk merekasikan Asam campuran yang bersifat korosif. Sehingga dipilih Reaktor dengan bahan Stainless Steel SA-167 tipe 305 karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik, dengan allowable stress (f) yaitu 18750 (Brownel and Young., 1958 page 342).

$$t = \frac{0{,}885\ .\ P\ .\ r}{f\ .\ E - 0{,}1P} + C$$

Keterangan:

t = Tebal dinding shell (in)
P = Tekanan perancangan (psia)
r = Jari - jari Reaktor (in)
f = *Allowable stress*
E = Efisiensi sambungan
C = Faktor korosi = 0.125 in

(Brownel and Young., 1958 page 258 pers 14.34).

t = ts = Tebal dinding shell (in)

$$= \frac{19{,}921\ psia\ .\ 15\ in}{18750\ .\ 0{,}8 - 0{,}6\ .\ 19{,}921\ psia} + 0{,}125\ \text{in}$$

ts = 0.153 in

Maka diambil Tebal Dinding Reaktor standar yaitu 3/16 in atau 0,1875 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)

Maka Nilai Diameter Luar Reaktor (OD), yaitu :

$$OD = ID + 2\ .\ tshell$$

OD = 36 Inch + 2 (0.1875) inch
= 36.38 Inch

Maka diambil Diameter Luar Reaktor (OD) standar yaitu 38 in

(Brownel and Young., 1958 page 89 Tab 5.6).

OD Standar = 38 in
= 0.9652 m

Koreksi ID

ID = OD standar - 2 x tshell standar
= 38 in - 2 x 0.1875 in
= 37.625 in
= 0.9557 m
= 3.1354 ft

Untuk nilai OD = 38 in maka nilai rc, icr, dan t adalah :

r = 36 in
icr = 2.375 in
t = 0.1875 in

Tebal dan Tinggi Head Reaktor

Menentukan tebal dinding head:

$$t_{head} = \frac{P \,.\, r \,.\, W}{2 \,.\, f \,.\, E - 0,2 \,.\, P} + C$$

Dimana :
thead = tebal head (in)
W = stress intensification factor
f = allowable strees
E = Efisiensi Sambungan
C = corrosion allowance (in) = 0.125 in
P = Tekanan design (psia)

Dengan;

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

W = 2.644737

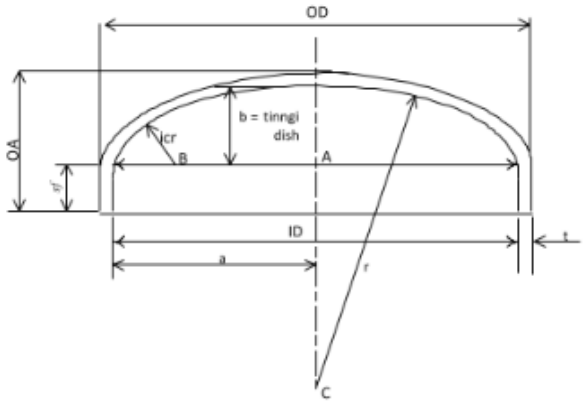
$$t_{head} = \frac{P \,.\, r \,.\, W}{2 \,.\, f \,.\, E - 0,2 \,.\, P} + C$$

thead = 0.1564 in

Maka diambil thead standar yaitu 3/16 in = 0,1875 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)

Menentukan tinggi head (OA) :
Untuk thead = 0,1875 in maka nilai sf adalah :
sf = 1.5-2 in
Maka diambil sf = 1.75 in



Dimensi head yaitu;

a = *ID*/2
= 18.813 in

b = rc - AC
b = 6.6666

AB = *(ID/2) -icr*
= 16.438 in

BC = *rc -icr*
= 33.625 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

AC = 29.33341 in

Maka tinggi head adalah:

OA = *thead + b + sf*
= 8.5730 in
= 0.7144 ft
= 0.2178 m

Menghitung Tinggi Total Reaktor

Tinggi Total = Tinggi Shell + 2. Tinggi Head

Maka:

HTotal = HShell + 2.HHead

HTotal = 0.9144 m + 2 x 0.2178 m
= 1.3499 m

Jadi tinggi total (HTotal) Reaktor 1 (R-01) yaitu 1.3499 m

Perancangan Pendingin Reaktor-2



Berdasarkan perhitungan neraca panas adiabatis suhu keluar Reaktor sangat tinggi apabila dibuat tanpa pendingin, sehingga untuk mempertahankan agar sesuai dengan suhu operasi yaitu 15^{0}C diperlukan pendingin. Pendingin yang digunakan yaitu air pendingin karena suhu keluaran cukup tinggi sehingga diperlukan pendingin yang dapat menurunkan panas secara maksimal.

$$T_{rata\text{-}rata} = \frac{14 + 6}{2}$$

= 10 ^{0}C

Data pendingin air pada suhu 10^{0}C adalah sebagai berikut:

Cp = 1.0031 BTU/lb.F
= 1.8056 BTU/lb.C
ρ = 8.3425 lb/gal
= 999.65 kg/m³
= 1.00 kg/l
= 62.41 lb/ft³
μ = 1.3 cP

Kebutuhan air pendingin:

Diketahui panas beban (Qs) dari perhitungan sebelumnya adalah sebesar 49725,0455 kj/jam atau sama dengan 398711.5405 Btu/jam

Qs = 49725.0455 Kj/jam

= 46703.7317 BTU/jam

$$M = \frac{\text{Panas Beban (Qs)}}{Cp.\ \Delta T}$$

$$= \frac{46703.7317\ \text{BTU/jam}}{1.8056\ \text{BTU/lb.C} \times 10\ ^{0}\text{C}}$$

M = 3233.2915 lbm/jam

= 1466.595158 kg/jam

Koefisien Transfer Panas :

Campuran memiliki viskositas lebih dari 1 maka dapat disebut sebagai Heavy Organics. Sehingga dari Tabel 8 Kern page 840 diperoleh data Overall Heat Transfer yaitu 30 – 60 BTU/ft². jam. ^{0}F
Karena campuran memiliki viskositas yang tinggi maka ditetapkan harga UD maksimal yaitu 60 BTU/ft². Jam. ^{0}F Diharapkan suhu keluaran Reaktor yang semula 32.85^{0}C menjadi tetap 15^{0}C

Maka:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{Ln\ \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(15 - 14) - (15 - 6)}{Ln\ \frac{(15 - 14)}{(15 - 6)}}$$

= 4.7209 ^{0}C

= 40.4976 ^{0}F

Luas Transfer Panas

$$\text{Luas Transfer Panas (A)} = \frac{Qs}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{46703.7317\ \text{BTU/jam}}{40 \times \text{BTU / hr.ft}^2\ .^{\circ}\text{F} \times 40.498\ ^{0}\text{F}}$$

= 28.8312 ft²

= 2.6785 m²

Diketahui dari perhitungan sebelumnya :

OD = 32 in = 2.67 ft

H cairan = 3,4 ft

Maka Luas Permukaan Reaktor adalah :

$$A_{reaktor} = Luas\ selimut + Luas\ Penampang\ Bawah\ Reaktor$$

$$= 3.14\ .\ 2.67\ ft\ .\ 3.4\ ft + \frac{3{,}14}{2}\ .\ (2.67\ ft)^2$$

= 39.6973 ft²

Sehingga dapat disimpulkan bahwa Luas Transfer Panas (A) < Luas Permukaan Reaktor (Areakt). Maka dipilih jaket pendingin untuk mendinginkan.

Kecepetan Volumetrik Air Pendingin:

$$qv = \frac{M}{\rho}$$

qv = 1467.1110 L/jam

= 1.4671 m³/jam

= 0.0004 m³/detik

= 0.0144 ft³/detik

Menghitung Jaket pendingin untuk Reaktor - 2

Diameter dalam jaket pendingin (IDj)

$$ID_j = OD\ Reaktor + 2\ .\ Tebal\ Dinding\ Reaktor$$

Maka,

IDj = 38 in + 0.375 in

= 38.375 in

Tebal jaket pendingin (tj)

$$t_j = \frac{ID_j - OD\ Reaktor}{2}$$

Maka,

$$t_j = \frac{ID_j - OD\ Reaktor}{2}$$

$$t_j = \frac{32.375\ in - 32\ in}{2}$$

$$t_j = 0,1875\ in$$

Diameter luar jaket pendingin (ODj)

$$OD_j = ID_j + 2\ .\ t_j$$

ODj = 38.375 in + 2(0.1875) in

= 38.75 in

Jari - jari luar jaket pendingin (rj)

$$r_j = 0,5\ .\ OD_j$$

rj = 0.5 x (38.75 in)

= 19.375 in

Tinggi jaket pendingin (Hj)

$$H_j = Tinggi\ Shell\ dan\ Head\ Bawah$$

Hshell = 1.0431 m
Hhead = 0.1798 m

Hj = 1.2229 m
= 48.146 m

Merancang Pipa Inlet dan Outlet Reaktor

Umpan masuk berupa $C_3H_5(OH)_3$

Komponen	Input (kg/jam)	xi	*p* (kg/L)	*p*.xi (kg/L)
$C_3H_5(OH)_3$	56.8873	0.995	1.264	1.25768
H_2O	0.2859	0.005	0.99906	0.0049953
Total	57.1732	1	2.26306	1.2626753

Maka:

Kecepatan Massa	=	57.1732	kg/jam
	=	0.0350	lb/det
Rapat Massa	=	1.2627	kg/l
	=	78.8263	lb/ft3

$$q = \frac{\textbf{Kecepatan Massa}}{\textbf{Rapat Massa}}$$

$$= \frac{0.2571\ \frac{\text{lb}}{\text{det}}}{78.8263\ \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

= 0.0004 ft3/det

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9\ .\ q^{0,45}\ .\ \rho^{0,13}$$

$$\mathrm{D_{opt}} = 3{,}9\ .\ (0.033\ \frac{\text{ft}^3}{\text{det}})^{0,45}\ .\ (78.8263\ \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})^{0,13}$$

= 0.2133 in

Dari Tabel 11 hal 844, Buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih pipa ukuran standart yaitu :

ID = 0.622 in

OD = 0.84 in

Umpan Masuk Berupa HNO_3

Komponen	Input (kg/jam)	xi	*p* (kg/L)	*p*.xi (kg/L)
HNO_3	681.4382	0.98	1.521	1.49058
Total	681.4382	0.98	1.521	1.49058

Maka:

Kecepatan Massa	=	681.4382	kg/jam
	=	0.4173	lb/det
Rapat Massa	=	1.4906	kg/l
	=	93.0539	lb/ft³

$$q = \frac{\textbf{Kecepatan Massa}}{\textbf{Rapat Massa}}$$

$$= \frac{0.8759\ \frac{\text{lb}}{\text{det}}}{93.0539\ \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

= 0.0045 ft³/det

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9 \,.\, q^{0{,}45} \,.\, \rho^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 3{,}9 \,.\, (0{,}0094 \frac{ft^3}{det})^{0{,}45} \,.\, (93.0539 \frac{lb}{ft^3})^{0{,}13}$$

= 0.6170 in

Dari Tabel 11 hal 844, Buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih pipa ukuran standart yaitu :

ID = 1.049 in
OD = 1.32 in

Umpan masuk berupa H_2SO4

Komponen	Input (kg/jam)	xi	*p* (kg/L)	*p*.xi (kg/L)
H_2SO4	1411.4297	0.98	1.836	1.79928
H_2O	28.8047	0.02	0.99906	0.0199812
Total	1440.2344	1	2.83506	1.8192612

Maka:

Kecepatan Massa = 1440.2344 kg/jam
= 0.8820 lb/det
Rapat Massa = 1.8193 kg/l
= 113.5728 lb/ft3

$$q = \frac{Kecepatan\ Massa}{Rapat\ Massa}$$

$$= \frac{0.8938 \ \frac{lb}{det}}{113.5728 \frac{lb}{ft^3}}$$

= 0.0078 ft3/det

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9 \,.\, q^{0{,}45} \,.\, \rho^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 3{,}9 \,.\, (0.0079 \frac{ft^3}{det})^{0{,}45} \,.\, (113.5728 \frac{lb}{ft^3})^{0{,}13}$$

= 0.8107 in

Dari Tabel 11 hal 844, Buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih pipa ukuran standart yaitu :

ID = 1.049 in
OD = 1.32 in

Keluaran Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	xi	*p* (kg/L)	*p*.xi (kg/L)
$C_3H_5(OH)_3$	56.8873	0.0145	1.264	0.0183
HNO_3	681.4382	0.1734	1.521	0.2637
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182	0.2581	1.6	0.4130
H_2O	936.0841	0.2382	0.99906	0.2380
H_2SO4	1411.4297	0.3592	1.836	0.6594
Total	3929.8789	1	7.22006	1.5924

Maka:

Kecepatan Massa = 3929.8789 kg/jam
= 2.4066 lb/det
Rapat Massa = 1.5924 kg/l
= 99.4093 lb/ft3

$$q = \frac{\textbf{Kecepatan Massa}}{\textbf{Rapat Massa}}$$

$$= \frac{2.0268\ \frac{\text{lb}}{\text{det}}}{90.7294\ \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

= 0.0242 ft3/det

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9\ .\ q^{0{,}45}\ .\ \rho^{0{,}13}$$

$$\mathrm{D_{opt}} = 3.9\ .\ (0.0223\ \frac{\text{ft}^3}{\text{det}})^{0{,}45}\ .\ (90.7294\ \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})^{0{,}13}$$

= 1.3290 in

Dari Tabel 11 hal 844, Buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih pipa ukuran standart yaitu :

ID = 1.38 in
OD = 1.66 in

Merancang Pengaduk Pada Reaktor-2

Tabel data viskositas

Komponen	BM (kg/kmol)	Input		μ (cP)	Xi	*p* (kg/L)
		Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)			
$C_3H_5(OH)_3$	92	0.012367	56.8873	1564.3589	0.0145	1.264
HNO_3	63	8.998559	681.4382	0.9262	0.1734	1.521
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	3.86239	876.7622	33.4000	0.2231	1.6
H_2O	18	4.468362	903.3615	1.1661	0.2299	0.99906
H_2SO4	98	52.004671	1411.4297	35.5289	0.3592	1.836
Total		69.3463	3929.8789	1635.3802	1	7.22

Menghitung Viskositas Campuran

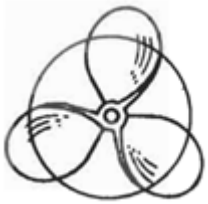
μ mix = μi . xi
= 43.2856 cP
= 0.04329 kg/ms

p mix = *pi . xi*
= 1.52806 kg/L
= 1528.06 kg/m3

Pemilihan jenis pengaduk

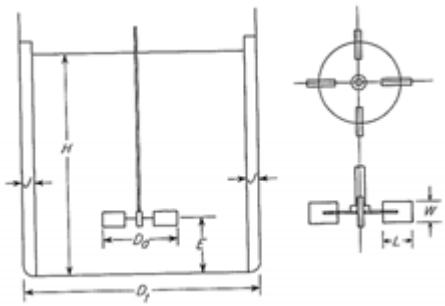
Dari buku *Chemical Process Equipmant Selection and Design* hal. 288 Fig 10.2 dipilih pengaduk jenis *Three Bladed Mixing Propeller* dengan alasan :

1. Pengaduk cocok digunakan pada larutan dengan viskositas < 3000 cP (Geankoplis., 19933 page 143).
2. Pengaduk dapat bekerja cepat yaitu dengan kecepatan hingga 1800 rpm.



Gambar 1. Three Bladed Mixing Propeller

Menghitung Dimensi Pengaduk



Gambar 2. Dimensi Reaktor dengan propeller dan Baffle

Keterangan:

Dt = Diameter Netralizer
Da = Diameter Propeller
W = Tinggi Propeller
L = Lebar Propeller

J = Lebar Baffle
E = Jarak Propeller dengan dasar Reaktor
H = Tinggi cairan setelah ditambah Reaktor

Diketahui Data:

$$\frac{D_a}{D_t}=\frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t}=1 \qquad \frac{J}{D_t}=\frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t}=\frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a}=\frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a}=\frac{1}{4}$$

Maka diperoleh hasil:

Diameter Propeller (Da) = $\frac{Dt}{3}$

= $\frac{37.625 \text{ in}}{3}$

= 12.542 in = 0.3186 m = 1.0451 ft

Jarak Proppeler dari Dasar (E) = $\frac{Dt}{3}$

$\frac{37.625 \text{ in}}{3}$

12.542 in = 0.3186 m = 1.0451 ft

Lebar Propeller (L) = $\frac{Da}{4}$

= $\frac{12.542 \text{ in}}{4}$

= 3.1 in = 0.0796 m = 0.2613 ft

Lebar Baffle (J) = $\frac{Dt}{12}$

= $\frac{37.625 \text{ in}}{12}$

= 3.1 in = 0.0796 m = 0.2613 ft

Tinggi Cairan (H) = 0.95 x Dt

= 0.95 x 37.625 in

= 35.7 in = 0.9079 m = 2.9786 ft

Maka dapat disimpulkan bahwa volume Reaktor dengan adanya pengaduk menjadi 2.8477 m^3

Jumlah Baffle = 4 buah
Jumlah Blade = 3 buah

(McCabe and Smith 5ed., 1993 page 243)

Kecepatan Putar Pengaduk

Dari Table 8.2 Buku Chemical Reactor for Process Plant by Rase H.F., 1977 page 345 diketahui kecepatan putar untuk jenis The Three Blade.

Untuk menghitung kecepatan putar pengaduk dipakai persamaan :

$$\frac{\boldsymbol{WELH}}{\boldsymbol{2\,Da}} = \left(\frac{\boldsymbol{\pi\,.\,Da.\,N}}{\boldsymbol{600}}\right)^{\boldsymbol{2}}$$

Dimana:

WELH : *Water Equivalent Liquid Height (ft)*

WELH = $\frac{\rho\ campuran\ .\ tinggi\ cairan}{\rho\ air}$

= $\frac{1{,}30695\,\frac{kg}{L}\,.\,2{,}53\ ft}{0{,}999\,\frac{kg}{L}}$

= 4.5558 ft

Maka:

$$\frac{\boldsymbol{WELH}}{\boldsymbol{2\,Da}} = \left(\frac{\boldsymbol{\pi\,.\,Da.\,N}}{\boldsymbol{600}}\right)^{\boldsymbol{2}}$$

N = $\frac{600}{3{,}14\,.\ 0{,}8889\ ft}\sqrt{\frac{3{,}3141\ ft}{(2\,.\ 0{,}8889 ft\ )}}$

= 269.9165 rpm

Sehingga dipilih kecepatan pengadukan (N) yang sesuai standart yaitu 320 rpm atau 5.33 rps (Walas S. M., 1990 page 288)

$$\Sigma Propeller = \frac{WELH}{ID}$$

$$\Sigma Propeller = \frac{3.3141\ ft}{2.469\ ft}$$

= 1.8452 ≈ 1

Maka digunakan pengaduk (*propeller*) berjumlah 1 buah

(Rase,H.F., 1977 page 338)

Tenaga Pengadukan

Menghitung Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{n \,.\, Da^2 \rho}{\mu}$$

Dimana:

NRe : Bilangan Reynold
n : Kecepatan Putaran
Da : Diameter Propeller
p : Densitas Campuran
μ : Viskositas Campuran

(McCabe and Smith 5ed., 1993 page 249)

Maka:

$$NRe = \frac{5{,}33 \,.\, (0{,}2709\ m)^2 . 1306{,}95 \frac{kg}{m^3}}{0{,}03215 \frac{kg}{ms}}$$

= 19094.2171

Menentukan Power Number

Didapat Bilangan Reynold sebesar 19094.2171

Menggunakan Grafik pada Fig 8.8 Buku Chemical Reactor for Process Plant by Rase H.F., 1977 page 349 didapat Number Power (Np) yaitu 5,5

Menentukan Tenaga Pengadukan

Persamaan Tenaga Pengadukan (P) yaitu sebagai berikut:

$$P = Np \,.\, n^3 . Da^5 . \rho$$

(McCabe and Smith 5ed., 1993 p. 248)

Maka:

P = 5.5 x (5.33)³ x (0.3186 m)⁵ x 1528.1 kg/m³

= 4174.7407 Watt

= 5.5983 Hp

Jika Efisiensi Motor yang digunakan adalah 85%, maka:

$$P = \frac{5.5983 \text{ Hp}}{85\ \%}$$

$$= 6.5863 \text{ Hp}$$

Jadi standar daya motor pengaduk yang digunakan sebesar 7.5 Hp

KESIMPULAN

Nama Alat	:	Reaktor - 2 (R-02)	
Fungsi	:	Mereaksikan bahan baku gliserol dengan Asam campuran untuk membentuk produk Ntirogliserin	
Jenis Alat	:	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk	
Kondisi Operasi			
Suhu	:	15	^{0}C
Tekanan	:	1	atm
Waktu Tinggal	:	18.13	menit
Konversi	:	98%	
Volume Cairan	:	0.47	m³
Volume Reaktor	:	0.60	m³
Tinggi Cairan	:	0.91	m
Ukuran Reator			
Diameter Luar	:	38	in
Diameter Dalam	:	37.63	in
Tebal Head	:	0.19	in
Tinggi Head	:	0.22	m
Tebal Dinding Reaktor	:	0.19	in
Tinggi Dinding Reaktor	:	0.91	m
Tinggi Total Reaktor	:	1.35	m
Material	:	Stainless Steel	
Pengaduk Reaktor	:		
Jenis	:	Three Bladed Mixing Propeller	
Jumlah Blade	:	3 buah	
Jumlah Baffle	:	4 buah	
Dimeter Pengaduk	:	0.32	m
Lebar Blade	:	0.08	m
Lebar Baffle	:	0.08	m
Kecepatan Pengaduk	:	320	rpm
Daya Pengaduk	:	7.5	Hp
Pendingin	:		
Jenis	:	Chilled Water	
Media Pendingin	:	Jacket	
Kebutuhan Pendingin	:	1466.6	kg/jam
Luas Transfer Panas	:	2.68	m²
Tebal Jacket	:	0.19	in
Diameter Jacket	:	38.75	in

Perancangan Decanter-1 (D-01)

Kondisi Operasi Decanter

Suhu: 15 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Neraca Massa Dekanter

Data umpan masuk Dekanter (D-01)

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m³)	Fraksi Massa	*p*.xi
$C_3H_5(OH)_3$	92	0.0124	1.1377	1264	0.0003	0.3659
HNO_3	63	8.9986	566.9092	1521	0.1443	219.4136
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	4.4684	1014.3182	1600	0.2581	412.9667
H_2O	18	52.0047	936.0841	999.06	0.2382	237.9728
H_2SO4	98	14.4023	1411.4297	1836	0.3592	659.4058
Total		79.886	3929.88	Densitas Campuran		1530.1248

Menentukan Fase Ringan dan Fase Berat

Dalam menentukan komponen yang terikut ke fase ringan dan fase berat maka dibutuhkan data kelarutan dan densitas setiap komponen.

Data Kelarutan Komponen Pada Suhu 28 ^{0}C

Komponen	Kelarutan	Sumber
$C_3H_5(OH)_3$ terhadap H_2O	100 gr tiap 100 gr H_2O	Yaws' Chemical Properties Handbook, Table 15-1
$C_3H_5(ONO_2)_3$ terhadap H_2O	0.125 gr tiap 100 gr H_2O	Handbook of Aqueous Solubility Data
HNO_3 terhadap H_2O	100 gr tiap 100 gr H_2O	Perry 8th Ed, Table 2-1
H_2SO4 terhadap H_2O	100 gr tiap 100 gr H_2O	

Data Densitas Komponen Pada Suhu 28 ^{0}C

Densitas larutan untuk komponen umpan diperoleh menggunakan persamaan :

$$\rho = A \,.\, B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$$ (T dalam Kelvin, dalam kg/L)

(Yaws, 1999)

Komponen	A	B	n	Tc	*p (kg/L)*
$C_3H_5(OH)_3$	0.34908	0.24902	0.1541	723	1.2549
HNO_3	0.43471	0.2311	0.1917	520	1.5039
$C_3H_5(ONO_2)_3$	0.54197	0.27886	0.29995	680	1.5827
H_2O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	1.0248
H_2SO4	0.42169	0.19356	0.2857	925	1.8294

Menentukan Hasil Atas dan Hasil Bawah Keluaran Dekanter

Massa $C_3H_5(OH)_3$ larut dalam air = Massa H_2O . Kelarutan $C_3H_5(OH)_3$

= 936.0841 kg/jam x 100 gr/100 gr H_2O

= 936.0841 kg/jam

Karena massa $C_3H_5(OH)_3$ hanya 1.1529 kg maka disimpulkan larut sempurna dalam air

Massa H_2O Sisa = Massa H_2O Sebelum Pelarutan $C_3H_5(OH)_3$ - Massa H_2O yang Digunakan Dalam pelarutan $C_3H_5(OH)_3$

= 936.0841 kg/jam - 1.1377 kg/jam

= 934.9463 kg/jam

Karena HNO_3 dan H_2SO4 sama-sama larut sempurna dalam H_2O maka dapat dianggap jumlah air yang digunakan untuk melarutkan masing-masing HNO_3 dan H_2SO4 adalah jumlah air sisa yang dibagi dua

Massa HNO_3 larut dalam air = Massa H_2O Sisa . Kelarutan HNO_3

= 467.4732 kg/jam x 100 gr/100 gr H_2O

= 467.4732 kg/jam

Massa HNO_3 tidak larut dalam air = Massa HNO_3 Awal - Massa HNO_3 Terlarut Air

= 566.9092 kg/jam - 467.4732 kg/jam

= 99.4360 kg/jam

Massa H_2SO4 larut dalam air = Massa H_2O Sisa . Kelarutan H_2SO4

= 467.4732 kg/jam x 100 gr/100 gr H_2O

= 467.4732 kg/jam

Massa H_2SO4 tidak larut dalam air = Massa H_2SO4 Awal - Massa H_2SO4 Terlarut Air

= 1411.4297 kg/jam - 467.4732 kg/jam

= 943.9565 kg/jam

Hasil Keluaran Dekanter 1 (D-01)

Data Hasil Atas (Fase Ringan) Pada Dekanter 1 (D-01)

Komponen	Output (kg/jam)	Output (kmol/jam)	Fraksi Mol (xi)	*p (kg/m³)*	*p.xi*
$C_3H_5(OH)_3$	1.1377	0.0124	0.0002	1255	0.2417
HNO_3	467.4732	7.4202	0.1156	1504	173.7975
H_2O	936.0841	52.0047	0.8099	1025	830.0732
H_2SO4	467.4732	4.8	0.0743	1829	135.9132
Total	1872.1682	64.2074	Densitas Campuran		1140.0256

Data Hasil Bawah (Fase Berat) Pada Dekanter 1 (D-01)

Komponen	Output (kg/jam)	Output (kmol/jam)	Fraksi Mol (xi)	*p (kg/m³)*	*p.xi*
HNO_3	99.4360	1.5783	0.1007	1504	151.3908
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182	4.4684	0.2850	1583	451.0500
H_2SO4	943.9565	9.6322	0.6143	1829	1123.8949
Total	2057.7108	15.6789	Densitas Campuran		1726.3357

Neraca Massa Total Dekanter

Komponen	Input (kg/jam)	Input (kmol/jam)	Output (kg/jam)		Output (kmol/jam)	
			Hasil Atas	Hasil Bawah	Hasil Atas	Hasil Bawah
$C_3H_5(OH)_3$	1.1377	0.0124	1.1377	-	0.0124	-
HNO_3	566.9092	8.9986	467.4732	99.4360	7.4202	1.5783
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182	4.4684	-	1014.3182	-	4.4684
H_2O	936.0841	52.0047	936.0841	-	52.0047	-
H_2SO4	1411.4297	14.4023	467.4732	943.9565	4.8	9.6322

Neraca Panas di Sekitar Decanter

Suhu operasi = 28 ^oC = 301 K

Suhu referensi = 25 ^oC = 298 K

Suhu keluar dekanter = 28^oC = 301 K

Data Panas Reaksi dan Kapasitas Panas pada suhu 28^oC

Senyawa	ΔHf (kJ/mol)	Cp (kJ/kmol.K))
$C_3H_5(OH)_3$	-582.8	132.15 + 8.60E-01 T – 1,97E-4 T2 + 1,81E-6 T3
HNO_3	-135.1	214.48 - 7.68E-01 T + 1,50E-3 T2 - 3.02E-7 T3
H_2O	-241.8	92.05 - 4.00E-02 T – 2.11E-4 T2 + 5.35E-7 T3
$C_3H_2(ONO_2)_3$	-372.4	290 + 1.29E+00 T – 1,75E-3 T2 + 5.21E-7 T3
H_2SO4	-735.13	26.004 + 7.03E-1T - -1.36E-03 T2 + 1.03E-06 T3

Menghitung Entalpi Masuk

$\Delta H_{C3H5OH3} = 218,9\ kJ/kgmol$

$\Delta H_{HNO3} , = 110,68\ kJ/kgmol$

$\Delta H_{H2O} = 75,55\ kJ/kg\ mol$

$\Delta H_{H2SO4} = 139,95\ kJ/kgmol$

$\Delta H_{C3H2(ONO2)3} = 237,63\ kJ/kgmol$

Data Panas Masuk Decanter

Senyawa	Input (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	0.01236681237	218.900	2.707
HNO_3	8.998558677	110.680	995.960
$C_3H_2(ONO_2)_3$	4.468362307	237.630	1061.817
H_2O	52.005	75.550	3928.953
H_2SO4	14.4023436	139.950	2015.608
Total	65.48395877	642.760	8005.045

Menghitung Entalpi Keluar

Tidak ada perubahan suhu pada Dekanter sehingga, $\Delta T = 0$. Maka, nilai Cp pada suhu 25oC diambil dari literatur (Yaws, 1977)

Panas Entalphy pada Fase ringan (Hasil atas) dan Fase berat (Hasil bawah)

$\Delta H_{C3H5OH3} = 218,9\ kJ/kgmol$

$\Delta H_{HNO3} , = 110,68\ kJ/kgmol$

$\Delta H_{H2O} = 75,55\ kJ/kg\ mol$

$\Delta H_{H2SO4} = 139,95\ kJ/kgmol$

$\Delta H_{C3H2(ONO2)3} = 237,63\ kJ/kgmol$

Data tabel keluaran dekanter Fase ringan (Hasil atas)

Senyawa	Output (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	0.01236681237	218.900	2.707
HNO_3	7.420	110.680	821.269
H_2O	52.005	75.550	3928.953
H_2SO4	4.770	139.950	667.580
Total	59.43724676	405.130	5420.509

Data tabel dekanter Fase berat (Hasil Bawah)

Senyawa	Output (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
HNO_3	1.578	110.680	174.692
$C_3H_2(ONO_2)_3$	4.468362307	237.630	1061.817
H_2SO4	9.632	139.950	1348.028
Total	6.047	348.310	2584.536

Menentukan Fase Terdispersi dan Fase Kontinyu

Untuk menentukan fase terdipersi dan fase kontiyu, dibutuhkan data densitas (ρ), viskositas (μ) dan kecepatan volumetrik (Q) pada fase ringan dan fase berat.

Data Viskositas Komponen

Log 10 μ = A + B/T + C.T + D.T2 (μ dalam cP dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	μ (kg/ms)
$C_3H_5(OH)_3$	-18.2152	4.23E+03	2.87E-02	-1.86E-05	1564.3589	1.56436
HNO_3	-3.5221	7.29E+02	3.96E-03	-2.24E-06	0.9262	0.00093
$C_3H_5(ONO_2)_3$	-30.0495	5.51E+03	5.26E-02	-3.26E-05	33.4171	0.03342
H_2O	-10.2158	1.79E+03	1.77E-02	-1.26E-05	1.1661	0.00117
H_2SO4	-18.7045	3.50E+03	3.31E-02	-1.70E-05	35.5289	0.03553

Hasil Atas (Fase Ringan)

Komponen	Output		xi	*p (kg/l)*	*p* . xi	μ (kg/ms)	x . μ	QL (l/jam)
	kg/jam	kmol/jam						
$C_3H_5(OH)_3$	1.1377	0.0124	0.0002	1.2549	0.0002	1.5644	0.0003	0.907
HNO_3	467.4732	7.4202	0.1156	1.5039	0.1738	0.0009	0.0001	310.845
H_2O	936.0841	52.0047	0.8099	1.0248	0.8301	0.0012	0.0009	913.389
H_2SO4	467.4732	4.8	0.0743	1.8294	0.1359	0.0355	0.0026	255.529
Total	1872.1682	64.2074			1.1400		0.0040	1480.670

Kecepatan Volumetrik Hasil Atas (Fase Ringan) yaitu:

QL = 1480.6704 L/jam
= 0.000411 m^3/s

Rapat Massa Hasil Atas (Fase Ringan) yaitu:

*p*L = 1.1400 kg/L
= 1140.0 kg/m^3

Viskositas Hasil Atas (Fase Ringan) yaitu:

μL = 0.0040 kg/ms
= 3.9924 cP

Hasil Bawah (Fase Berat)

Komponen	Output		xi	*p* (kg/l)	*p* . xi	μ (kg/ms)	x . μ	QL (l/jam)
	kg/jam	kmol/jam						
HNO_3	99.4360	1.5783	0.1007	1.5039	0.1514	0.0009	0.0001	66.120
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182	4.4684	0.2850	1.5827	0.4510	0.0334	0.0095	640.887
H_2SO4	943.9565	9.6322	0.6143	1.8294	1.1239	0.0355	0.0218	515.984
Total	2057.7108	15.6789			1.7263		0.0314	1222.991

Kecepatan Volumetrik Hasil Bawah (Fase Berat) yaitu:

QH = 1222.9910 L/jam
= 0.000340 m³/s

Rapat Massa Hasil Bawah (Fase Berat) yaitu:

pH = 1.7263 kg/L
= 1726.3 kg/m³

Viskositas Hasil Bawah (Fase Berat) yaitu:

μH = 0.0314 kg/ms
= 31.4437 cP

Menentukan Koefisien Distribusi (Θ) pada Hasil Kelarutan Dekanter-1 (D-01)

$$Koef.Distribusi\ (\theta) = \frac{QL}{QH}\left(\frac{\rho L\ .\ \mu H}{\rho H.\ \mu L}\right)^{0,3}$$

$$\frac{1480.670\ \text{L/jam}}{1222.9910\ \text{L/jam}} \times \left(\frac{1.1400\ \text{kg/L} \times 0.0314\ \text{kg/m.s}}{1.7263\ \text{kg/L} \times 0.0040\ \text{kg/m.s}}\right)^{0.3}$$

= 2.9855

Parameter dispersi sebagai berikut (Selker and Schleicher, 1965) :

θ	Hasil
< 0.3	Fase ringan selalu terdispersi
0.3 - 0.5	Fase ringan mungkin terdispersi
0.5 - 2	Perubahan fase terdispersi mungkin terjadi, rancang untuk kondisi yang paling buruk
2 - 3.3	Fase berat mungkin terdispersi
> 3.3	Fase berat selalu terdispersi

Karena (θ) = 2.9855 sehingga θ berada diantara 2 – 3.3 maka fase berat cenderung terdispersi, dekanter dirancang pada kondisi fase ringan sebagai fase kontinyu, sedangkan fase berat sebagai fase terdispersi.

Sehingga:

$Q_C = Q_L$; $Q_D = Q_H$

$\rho_C = \rho_L$; $\rho_D = \rho_H$

$\mu_C = \mu_L$; $\mu_D = \mu_D$

Keterangan *Subscripts* : L = *light phase* – H = *heavy phase*

D = *dispersed phase* – C = *continuous phase*

Fraksi volume fase yang lebih kecil (minority phase) merupakan parameter yang penting untuk operasi dekanter. Dekanter yang menangani hingga 20% fase terdispersi akan memiliki range ukuran diameter droplet yang kecil.

(Perry 8th Ed., page 15-97)

Fraksi volume fase terdispersi:

$$X_D = \frac{Q_D}{Q_D + Q_C}$$

$$X_D = \frac{1222.99 \text{ L/jam}}{1222.99 \text{ L/jam} + 1480.7 \text{ L/jam}}$$

X_D = 0.4523 = 45.23 %

Menurut Schweitzer (3th ed, 1979 :1-520), diameter droplet antara 50 – 300 µm. Karena ukuran diameter droplet relative kecil, sehingga diasumsikan ukuran droplet adalah 300 µm = 3x10-4 m.

Menentukan Kecepatan Pemisahan Dekanter-1 (D-01)

Berdasarkan Persamaan Stoke's yang ada di dalam Buku Chemical Engineering by Coulson and Richarson Ed 4th., 2005 halaman 442 yaitu sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Dp^2 g(\rho_D - \rho_C)}{18 \,.\, \mu_C}$$

Dimana :

Ud = Kecepatan terminal fase terdispersi (m/s)

Dp = *Diameter tetesan (droplet) fase terdispersi*

g = Gaya gravitasi (9,81 m/s²)

ρD = Densitas fase terdispersi (kg/m³)

ρC = *Densitas fase continuous (kg/m³)*

µC = *Viskositas fase continuous (kg/m.s)*

Maka :

$$U_D = \frac{Dp^2 g (\rho D - \rho C)}{18 \cdot \mu C}$$

$$U_D = \frac{(0.0003)^2 \times 9.81 \times (1726.3 \text{ kg/m}^3 - 1140.0 \text{ kg/m}^3)}{18 \times 0.0314 \text{ kg/m.s}}$$

$$U_D = 0.000915 \text{ m/s}$$

Ud yang bernilai positif (+) menunjukkan arah kecepatan fase terdispersi turun kebawah.

Perancangan Dekanter

Untuk dekanter vertikal perbandingan tinggi (H) dengan diameter (D), perbandingan H/D = 2-4

(Coulson, J.M., 1983,p,347).

Menghitung Diameter Dekanter

$$Uc = \frac{Lc}{Ai}$$

Dimana :

Lc = 0.000411 m³/s
Uc = 0.000915 m/s

Maka,

$$Ai = \frac{Lc}{Uc} = \frac{0.000411 \text{ m}^3/\text{s}}{0.000915 \text{ m/s}} = 0.4497 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Ai}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.4497 \text{ m}^2}{\pi}} = 0.7569 \text{ m}$$

Menghitung Tinggi Decanter

Untuk tangki silinder dirancang H = 2D

$$H = 2 \times 0.7569 \text{ m} = 1.5138 \text{ m}$$

Menghitung Volume Cairan

Waktu tinggal decanter berkisar 5 < t < 10 menit (Coulson, 2005)
Diambil waktu tinggal 10 menit

Dispersence Band = 10% x H
= 0.1514 m

VI = Kecepatan Volumetric Umpan x Waktu Tinggal
= 0.0008 m^3/s x 10 menit x $\frac{60 \text{ detik}}{1 \text{ menit}}$
= 0.4506 m^3

Menghitung Volume Decanter

Dirancang dengan angka keamanan 20% diatas volume cairan

Vt = 120% x VI
= 120% x 0.4506 m^3
= 0.5407 m^3

Menghitung Tebal Dinding Dekanter

Pemilihan bahan pembuatan Dekanter didasarkan atas bahan yang ada didalamnya. Sehingga dipilih Dekanter dengan bahan Stainless Steel SA-167 tipe 304 grade c karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik, dengan allowable stress (f) yaitu 16650 (Brownel and Young., 1958 page 342).
Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis double welded butt joint dengan nilai 80% karena tidak memiliki batas ketebalan seperti jenis single (Brownel and Young., 1958 page 254).
Faktor korosi (C) pada jenis Stainless Steel tipe 304 yaitu 0,08 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed V., 1991 page 426).

P operasi = 1 atm
P desain = 150% x 1 atm = 1.5 atm
= 151987.5 N/m^2

(digunakan faktor keamanan sebesar 50%)

Tebal dinding dekanter dapat dihitung dengan persamaan :

$$e = \frac{Pi \times Di}{4 \times J \times f - 1.2Pi} + C$$

Dengan :

e = ketebalan (m)
J = Welded joint factor = 0.8
Pi = Tekanan operasi = 151987.5 N/m^2

Di = Diameter dalam = 0.7569 m
f = Allowable stress = 16650 psia
= 1.15E+08 N/m²
C = Faktor korosi = 0.08 in
= 0.002 m

Maka,

$$e = \frac{151987.5 \text{ N/m}^2 \times 0.7569 \text{ m}}{4 \times 0.8 \times 1.15E+08 \text{ N/m}^2 - 1.2 \times 151987.5 \text{ N/m}^2} + 0.002$$

= 0.0023 m
= 0.0923 in

Digunakan tebal standar 0.1875 in (Tabel 5.6, Brownell and Young p.88)

OD = ID + 2e
= 0.7569 m + 2 x 0.1875 m
ID = 1.1319 m
= 44.5622 in

OD standar = 48 in (Tabel 5.7, Brownell and Young p.90)

Untuk nilai OD = 48 in didapat :

icr = 3 in
rc = 48 in
t = 0.1875 in

(Brownell and Young., 1958 hal 89 tabel 5.7)

Menghitung Tebal Head

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi

Untuk tekanan operasi <15 atm, head yang digunakan berjenis torispherical dished head

(Towler and Sinnot p.987, 2008)

$$e = \frac{P_i R_c C_s}{2fJ + P_i (C_s - 0.2)} + C$$

$$C_s = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{R_c}{R_k}}\right)$$

(Coulson, 2005)

Dimana :

Cs = Stress concentration factor
Rc = Crown radius (m) = 0.7569 m
Rk = Knuckle radius = 6% Rc
= 0.0454 m

Maka,

$$Cs = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{0.7569\ m}{0.0454\ m}}\right)$$

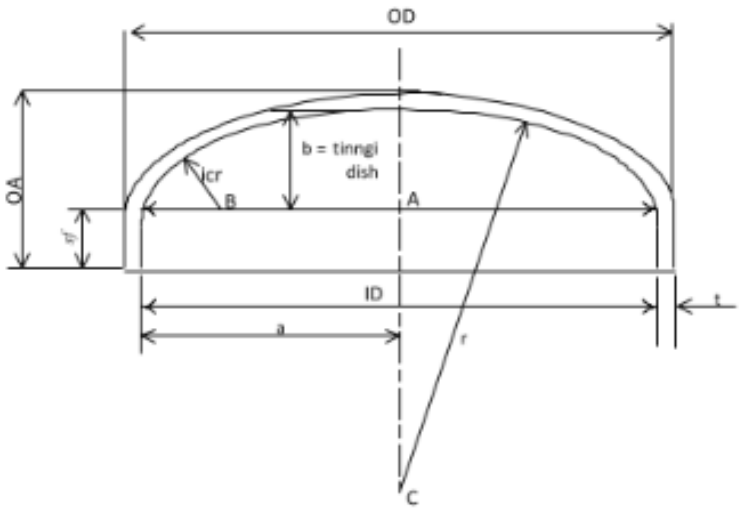
$$= 1.7706$$

$$e = \frac{151987.5\ N/m^2 \times 0.7569\ m \times 1.7706}{2 \times 1.15E{+}08\ N/m^2 \times 0.8 + 151987.5\ N/m^2 \times (1.7706 - 0.2)}$$

$$= 0.0011$$

Digunakan tebal standar 0.1875 in (Tabel 5.6, Brownell and Young p.88)

Menghitung Tinggi Head



Keterangan :

sf = *Standart Straight Flanged*
icr = *Inside Corner Radius*
a = *Inside Radius*
b = *Depth of Dish (inside)*
r = *Radius of Dish*
ID = Diameter Dalam Shell

Maka :

icr = 3 in
= 0.0762 m
r = 48 in
= 1.2192 m
ID = 44.5622 in
= 1.1319 m
a = $\frac{ID}{2}$
= $\frac{1.1319}{2}$
= 0.5659 m
AB = a - icr
= 0.4897 m
BC = r - icr
= 1.1430 m
AC = $\sqrt{BC^2-AB^2}$
= 1.0328 m
b = r - AC
= 0.1864 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
= 0.0048 m + 0.1864 m + 0.0508 m
= 0.2420 m

Volume head = 0.000049 x ID^3
= 0.000049 x (44.5622 in)^3
= 4.3361 in^3
= 0.0000711 m^3

A head = $\frac{V\ head}{Tinggi\ head}$
= 0.0002936 m^2

Menghitung Panjang Total Dekanter

Panjang Total = Panjang shell + 2 x Panjang head

Maka :

L Total = L shell + 2 x L head
= 1.5138 m + 2 x 0.2420 m
= 1.9978 m

Menghitung Tinggi Cairan Dalam Dekanter

Z_1 = Tinggi pipa keluaran hasil atas
Z_2 = Tinggi pipa keluaran hasil bawah
Z_3 = Tinggi pipa umpan

Tinggi cairan dalam dekanter ditentukan dengan persamaan :

$Z_1 = 0.9 \times H$
$= 0.9 \times 1.9978 \text{ m}$
$= 1.7980 \text{ m}$
$Z_3 = 0.5 \times H$
$= 0.5 \times 1.9978 \text{ m}$
$= 0.9989 \text{ m}$
$Z_2 = Z_3 + (Z_1 - Z_3) \times \frac{pH}{pL}$
$= 1.5283 \text{ m}$

Merancang Pipa Inlet dan Outlet Dekanter

Umpan masuk dekanter

Kecepatan Massa = 3929.8789 kg/jam
= 2.4066 lb/detik
Rapat Massa = 1530.1248 kg/m³
= 95.5226 lb/ft³
$q = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Rapat massa}}$
$= \frac{2.4066 \text{ lb/detik}}{95.5226 \text{ lb/ft}^3}$
$= 0.0252 \text{ ft}^3\text{/detik}$

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$D_{opt} = 3.9 \times q^{0'45} \times p^{0'13}$
$= 3.9 \times (0.0252 \text{ ft}^3\text{/detik})^{0'45} \times (95.5226 \text{ lb/ft}^3)^{0'13}$
$= 1.3461$

Dipilih diameter standart yaitu :

IPS = $1\ ^{1/4}$
ID = 1.38 in
OD = 1.66 in

(Kern.D.Q., 1965 Tabel 11 hal 844)

Keluaran fase ringan

Kecepatan Massa = 1872.1682 kg/jam
= 1.1465 lb/detik
Rapat Massa = 1140.0 kg/m³
= 71.1695 lb/ft³

$$q = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Rapat massa}}$$

$$= \frac{1.1465 \text{ lb/detik}}{71.1695 \text{ lb/ft}^3}$$

= 0.0161 ft³/detik

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3.9 \times q^{0'45} \times p^{0'13}$$

$$= 3.9 \times (\ 0.0161 \text{ ft}^3/\text{detik}\ )^{0'45} \times (\ 71.1695 \text{ lb/ft}^3\ )^{0'13}$$

= 1.0594

Dipilih diameter standart yaitu :

IPS = 1 1/4
ID = 1.38 in
OD = 1.66 in

(Kern.D.Q., 1965 Tabel 11 hal 844)

Keluaran fase berat

Kecepatan Massa = 2057.7108 kg/jam
= 1.2601 lb/detik
Rapat Massa = 1140.0 kg/m³
= 71.1695 lb/ft³

$$q = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Rapat massa}}$$

$$= \frac{1.2601 \text{ lb/detik}}{71.1695 \text{ lb/ft}^3}$$

= 0.0177 ft³/detik

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3.9 \times q^{0'45} \times p^{0'13}$$

$$= 3.9 \times (\ 0.0177 \text{ ft}^3/\text{detik}\ )^{0'45} \times (\ 71.1695 \text{ lb/ft}^3\ )^{0'13}$$

= 1.1054

Dipilih diameter standart yaitu :

IPS = 1 1/4
ID = 1.38 in
OD = 1.66 in

(Kern.D.Q., 1965 Tabel 11 hal 844)

KESIMPULAN

Nama Alat	:	Decanter - 1 (D-01)	
Fungsi	:	Memisahkan fase berat berupa $C_3H_5(ONO_2)_3$, HNO_3 (sebagian) dan H_2SO4 (sebagian) dengan $C_3H_5(OH)_3$, H_2O, HNO_3 (sebagian) dan H_2SO4 (sebagian)	
Jenis Alat	:	Decanter Vertikal	
Kondisi Operasi			
Suhu	:	15	^0C
Tekanan	:	1	atm
Kecepatan Pengendapan	:	0.00091	meter/s
Waktu Pemisahan	:	10	menit
Ukuran Dekanter			
Diameter Dekanter	:	0.76	m
Tinggi Dekanter	:	1.51	m
Tebal Shell	:	0.19	in
Tebal Head	:	0.19	in
Tinggi Head	:	0.24	m
Diameter Pipa			
Pipa Umpan	:	1.66	in
Pipa Fase Berat	:	1.66	in
Pipa Fase Ringan	:	1.66	in
Tinggi Pipa			
Pipa Umpan	:	1.53	m
Pipa Fase Berat	:	1.00	m
Pipa Fase Ringan	:	1.80	m
Material	:	Stainless Steel	

Perancangan Netralizer

Kondisi Operasi Netralizer

Suhu: 28 ^{o}C

Tekanan: 1 atm

Reaksi yang Terjadi :

1. Na_2CO_3 (aq) + H_2SO_4 (aq) --> Na_2SO_4 (aq) + CO_2 (g) + H_2O (l)
2. Na_2CO_3 (aq) + $2HNO_3$ (aq) --> $2NaNO_3$ (aq) + CO_2 + H_2O (l)

Neraca Massa Netralizer

a. Umpan Masuk

Arus 1 : Umpan dari Dekanter-1 (D-01)

Hasil keluaran dari Dekanter (D-01) sebagai umpan pada netralizer sebagai berikut :

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)
HNO_3	63	1.5783	99.4360
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	4.4684	1014.3182
H_2SO_4	98	9.6322	943.9565
Total		15.679	2057.711

Arus 2 : Penambahan air dan Na_2CO_3

Na_2CO_3 yang digunakan untuk menetralkan H2SO4 dan HNO_3 hasil keluaran mixer adalah sebesar 12%.

- Na_2CO_3 (12%)

  Mol Na_2CO_3 masuk netralizer = 1/2 x Mol HNO_3 + Mol H_2SO_4

  = 1/2 x 6.9413 kmol/jam + 13.195 kmol/jam

  = 10.4214 kmol/jam

  Massa Na_2CO_3 masuk netralizer = Mol Na_2CO_3 x BM Na_2CO_3

  = 16.6657 kmol/jam x 105.98 kg/kmol

  = 1104.4583 kg/jam

  Laju Alir Na_2CO_3 masuk netralizer = $\frac{\text{Massa } Na_2CO_3}{\text{Densitas } Na_2CO_3}$

  = $\frac{1104.4583 \text{ kg/jam}}{2540 \text{ kg/m}^3}$

  = 0.4348 m^3/jam

- H_2O (88%)

  Massa H_2O Masuk Netralizer = $\frac{\text{Massa } Na_2CO_3}{\text{Konsentrasi Larutan } Na_2CO_3}$ x 88%

  = $\frac{1104.4583 \text{ m}^3\text{/jam}}{12\ \%}$ x 88%

  = 8099.3608 kg

Laju Alir H_2O Masuk Netralizer = Massa H_2O / Densitas H_2O

= 8099.3608 kg/jam / 997.07 kg/m³

= 8.1232 m³/jam

Mol H_2O Masuk Netralizer = Massa H_2O / BM H_2O

= 8099.3608 kg/jam / 18 kg/kmol

= 449.9645 kmol/jam

Maka Komponen Arus 2 adalah :

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)
Na_2CO_3	105.98	10.4214	1104.4583
H_2O	18	449.9645	8099.3608
Total		460.386	9203.819

b. Umpan Keluar

Konversi reaksi 1 $(XA)_1$ = Konversi reaksi 2 $(XA)_2$ = 100% = 1

Maka reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

1. Na_2CO_3 (aq) + H_2SO_4 (aq) --> Na_2SO_4 (aq) + CO_2 (g) + H_2O (l)

Komponen	Na_2CO_3	+	H_2SO_4	-->	Na_2SO_4	+	CO_2	+	H_2O
Mula - Mula	9.6322		9.6322		-		-		-
Reaksi	9.6322		9.6322		9.6322		9.6322		9.6322
Sisa	0		0		9.6322		9.6322		9.6322

Komponen hasil dari reaksi 1 adalah sebagai berikut :

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)
Na_2SO_4	142.2	9.6322	1369.7002
CO_2	44	9.6322	423.8172
H_2O	18	9.6322	173.3798
Total		28.897	1966.897

2. Na_2CO_3 (aq) + $2HNO_3$ (aq) --> $2NaNO_3$ (aq) + CO_2 (g) + H_2O (l)

Komponen	Na_2CO_3	+	$2HNO_3$	-->	$2NaNO_3$	+	CO_2	+	H_2O
Mula - Mula	0.7892		1.5783		-		-		-
Reaksi	0.7892		1.5783		1.5783		0.7892		0.7892
Sisa	0		0		1.5783		0.7892		0.7892

Komponen hasil dari reaksi 2 adalah sebagai berikut :

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)
$NaNO_3$	84.9	1.5783	134.0019
CO_2	44	0.7892	34.7237
H_2O	18	0.7892	14.2051
Total		3.157	182.931

Maka neraca massa total netralizer adalah :

Komponen	Input (kmol/jam)		Input (kg/jam)		Output (kmol/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 1	Arus 2		
$C_3H_5(ONO_2)_3$	4.4684	-	1014.3182	-	4.4684	1014.3182
HNO_3	1.5783	-	99.4360	-	-	-
H_2O	-	449.9645	-	8099	460.3859	8286.9457
H_2SO4	9.6322	-	943.9565	-	-	-
Na_2CO_3	-	10.4214	-	1104	-	-
Na_2SO_4	-	-	-	-	9.6322	1369.7002
$NaNO_3$	-	-	-	-	1.5783	134.0019
CO_2	-	-	-	-	10.4214	458.5409
Total	15.6789	460.3859	2057.7108	9203.8191	486.4862	11263.5069
	476.0648		11261.5298			

Neraca Panas di Sekitar Netralizer

Suhu operasi = 28 ^{0}C = 301 K
Suhu referensi = 25 ^{0}C = 298 K
Suhu keluar Dekanter = 28^{0}C = 301 K

Data Panas Reaksi dan Kapasitas Panas pada suhu 25^{0}C

Senyawa	ΔHf (kJ/mol)	Cp (kJ/kmol.K))
Na_2CO_3	-1108.51	189.535 - 7.00E-06 T + 2.00E-6 T^2 - 5.21E-9 T^3
HNO_3	-135.1	214.48 - 7.68E-01 T + 1,50E-3 T^2 - 3.02E-7 T^3
H_2O	-241.8	92.05 - 4.00E-02 T – 2.11E-4 T^2 + 5.35E-7 T^3
$C_3H_2(ONO_2)_3$	-372.4	290 + 1.29E+00 T – 1,75E-3 T^2 + 5.21E-7 T^3
H_2SO4	-735.13	26.004 + 7.03E-1 T - 1.36E-03 T^2 + 1.03E-06 T^3
Na_2SO_4	-1387.1	233.515 - 9.53E-03 T - 3.46E-05 T^2 + 1.57E-08 T^3
$NaNO_3$	-466.7	0.1319 + 7.28E-02 T - 2.56E-04 T^2 + 4.27E-07 T^3 - 2.89E-10 T^4
CO_2	-393.5	27.437 + 4.23E-02T - 1.95E-5T^2 + 3.99E-09T^3 - 2.99E-13T^4

Menghitung Entalpi Masuk

$\Delta H_{Reaktan} = \int_{301}^{298} Cp \, . \, dT_{Reaktan}$

$\Delta H_{Na_2CO_3} = \int_{301}^{298} Cp \, . \, dT$

$= 189.535\ (298-301) - \frac{7.0E-06\ (298^2-301^2)}{2} + \frac{2.0E-06\ (298^3-301^3)}{3} - \frac{5.21E-09\ (298^4-301^4)}{4}$

$= -568.71700$ kJ/kgmol

$\Delta H_{HNO_3} = \int_{301}^{298} Cp \, . \, dT$

$= 214.48\ (298-301) - \frac{7.7E-01\ (298^2-301^2)}{2} + \frac{1.5E-03\ (298^3-301^3)}{3} - \frac{3.02E-07\ (298^4-301^4)}{4}$

$= -332.70600$ kJ/kgmol

$\Delta H_{H_2O} = \int_{301}^{298} Cp \, . \, dT$

$= 92.05\ (298-301) - \frac{4.0E-02\ (298^2-301^2)}{2} - \frac{2.1E-04\ (298^3-301^3)}{3} + \frac{5.35E-07\ (298^4-301^4)}{4}$

$= -226.5490$ kJ/kgmol

$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = \int_{301}^{298} Cp \, . \, dT$

$= 290\ (298-301) + \frac{1.3E+00\ (298^2-301^2)}{2} - \frac{1.8E-03\ (298^3-301^3)}{3} + \frac{5.21E-07\ (298^4-301^4)}{4}$

$= -1600.1261$ kJ/kgmol

$\Delta H_{H_2SO4} = \int_{301}^{298} Cp \; . \; dT$

$= 26.004\ (298-301) + \frac{7.0E\text{-}01\ (298^2-301^2)}{2} - \frac{2.0E\text{-}05\ (298^3-301^3)}{3} + \frac{1.03E\text{-}06\ (298^4-301^4)}{4}$

$= -787.4256$ kJ/kgmol

Q masuk $= n \; . \int_{301}^{298} Cp \; . \; dT_{\text{Reaktan}}$

Data Panas Masuk Netralizer

Senyawa	Input (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
HNO_3	1.5783	-332.706	-525.126
$C_3H_2(ONO_2)_3$	4.468362307	-1600.126	-7149.943
H_2O	449.9645	-226.549	-101939.020
H_2SO4	9.6322	-787.426	-7584.648
Na_2CO_3	10.4214	-568.71700	-5926.818
Total	476.0648	-3515.524	-123125.557

Menghitung Entalpi Keluar

$\Delta H_{\text{Produk}} = \int_{298}^{301} Cp \; . \; dT_{\text{Produk}}$

$\Delta H_{Na_2SO_4} = \int_{298}^{301} Cp \; . \; dT$

$= 233.515\ (301-298) - \frac{9.5E\text{-}03\ (301^2-298^2)}{2} - \frac{3.5E\text{-}05\ (301^3-298^3)}{3} + \frac{1.57E\text{-}08\ (301^4-298^4)}{4}$

$= 683.9367$ kJ/kgmol

$\Delta H_{NaNO_3} = \int_{298}^{301} Cp \; . \; dT$

$= 0.1319\ (301-298) + \frac{7.3E\text{-}02\ (301^2-298^2)}{2} - \frac{2.6E\text{-}04\ (301^3-298^3)}{3} + \frac{4.27E\text{-}07\ (301^4-298^4)}{4} - \frac{2.89E\text{-}10\ (301^5-298^5)}{5}$

$= 24.3550$ kJ/kgmol

$\Delta H_{H_2O} = \int_{298}^{301} Cp \; . \; dT$

$= 92.05\ (301-298) - \frac{4.0E\text{-}02\ (301^2-298^2)}{2} - \frac{2.1E\text{-}04\ (301^3-298^3)}{3} + \frac{5.35E\text{-}07\ (301^4-298^4)}{4}$

$= 226.5490$ kJ/kgmol

$\Delta H_{C_3H_2(ONO_2)_3} = \int_{298}^{301} Cp \; . \; dT$

$= 290\ (298\text{-}301) + \frac{1.3E+00\ (298^2\text{-}301^2)}{2} - \frac{1.8E\text{-}03\ (298^3\text{-}301^3)}{3} + \frac{5.21E\text{-}07\ (298^4\text{-}301^4)}{4}$

$= 1600.1261$ kJ/kgmol

$\Delta H_{CO_2} = \int_{298}^{301} Cp \; . \; dT$

$= 27.437\ (298\text{-}301) + \frac{4.2E\text{-}02\ (298^2\text{-}301^2)}{2} - \frac{1.4E\text{-}03\ (298^3\text{-}301^3)}{3} + \frac{3.99E\text{-}09\ (298^4\text{-}301^4)}{4} - \frac{2.99E\text{-}13\ (301^5\text{-}298^5)}{5}$

$= -245.3482$ kJ/kgmol

Q masuk = n . Cp . $dT_{Reaktan}$

Data Panas Keluar Netralizer

Senyawa	Input (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Keluar (kJ/jam)
$C_3H_2(ONO_2)_3$	4.4684	1600.126	7149.943
H_2O	460.3859	226.549	104299.975
Na_2SO_4	9.6322	683.937	6587.822
$NaNO_3$	1.5783	24.355	38.441
CO_2	10.4214	-245.348	-2556.867
Total	11.9997	-220.993	115519.313

Menghitung Entalpi Reaksi

$\triangle HR = \Delta Hf^0$produk - ΔHf^0reaktan

Reaksi 1 -) Na_2CO_3 (aq) + H_2SO_4 (aq) --> Na_2SO_4 (aq) + CO_2 (g) + H_2O (l)

$\Delta HR_1 = \Delta Hf^0produk_1 - \Delta Hf^0reaktan_1$

$= (\ -1387.1\ + (\ -393.5\ ) + (\ -241.8\ ) - (\ -1108.51\ ) - (\ -735.13\ )$

$= -178.76$ kJ/mol

$Q\ reaksi_1 = \Delta H_{298} \; . \; FA_0 \; . \; XA_1$

$= -178.76$ kJ/mol x 5.2107 kgmol/jam x 1

$= -931.463$ kJ/jam

Reaksi 2 -) Na_2CO_3 (aq) + 2HNO_3 (aq) --> 2$NaNO_3$ (aq) + CO_2 (g) + H_2O (l)

$\Delta HR_2 = \Delta Hf^0produk_2 - \Delta Hf^0reaktan_2$

$= (\ -933.4\ +\ -393.5\ +\ -241.8\ -\ -1108.51\ -\ -270.2\ )$

$= -189.99$ kJ/mol

Q reaksi$_2$ = ΔH_{298} . FA_0 . XA_1

= -189.99 kJ/mol x 5.2107 kgmol/jam x 1

= -989.979 kJ/jam

Q reaksi total = Q reaksi$_1$ + Q reaksi$_2$

= (-931.463 kJ/mol) + (-989.979 kJ/mol)

= -1921.443 kJ/mol

Menghitung panas beban (Qs) pada Netralizer

Qs = Qin + Qout + Qr

= -9527.686 Kj/jam

Beban panas yang bernilai positif berarti Netralizer membutuhkan pemanas untuk menjaga suhunya konstan

Neraca panas di sekitar Netralizer

Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Panas Masuk (Qin)	-123125.557	Panas Keluar (Qout)	115519.313
Panas Reaksi (-Qr)	-1921.443		
Panas Beban (Qs)	-9527.686		
Total	-115519.313	Total	115519.313

Neraca Panas Adiabatis

$$-\Delta H_R \cdot (-r_A) \cdot V = nt \cdot cp \cdot dT/dt$$

$$nt \cdot cp \cdot dT/dt = nt\left(\frac{nA}{nt}cpA + \frac{nB}{nt}cpB + \frac{nD}{nt}cpD\right) \cdot dT/dt$$

$$= [n_{A0}.(1-XA1).cpA + n_{B0}-n_{A0}.XA1.cpB + n_{D0}+n_{A0}.XA1.cpD\,] . dT/dt$$

$$= n_{A0}[(1 - XA1).cpA + (M - XA1).cpB + (P + XA1).cpD + R.cpI)] . dT/dt$$

Maka, $dT/dt = \frac{-\Delta HR.(-rA).V}{z}$

Penyelesaian persamaan differensial dengan numerik metode Euler

$T_i = T_{i-1} + \Delta t .(dT/dt)_{i-1}$

Tabel Penurunan Suhu Neraca Panas Adiabatis

Waktu (menit)	Suhu (K)	dt				Z
		H2SO4	HNO_3	H_2O	Na_2CO_3	
0	301					
1	301.7643	1.8524	1.4789	26006.6088	-1500.1183	24509.822
2	302.5284	1.8539	1.4789	26010.9013	-1500.8665	24513.368
3	303.2925	1.8554	1.4789	26010.9014	-1500.8665	24513.369
4	304.0567	1.8569	1.4789	26010.9015	-1500.8665	24513.371
5	304.8208	1.8584	1.4789	26010.9016	-1500.8665	24513.372
6	305.5850	1.8599	1.4789	26010.9017	-1500.8665	24513.374
7	306.3491	1.8614	1.4789	26010.9018	-1500.8666	24513.375
8	307.1133	1.8628	1.4789	26010.9019	-1500.8666	24513.377
9	307.8774	1.8643	1.4789	26010.9020	-1500.8666	24513.379
10	308.6416	1.8657	1.4789	26010.9021	-1500.8666	24513.380
11	309.4057	1.8672	1.4789	26010.9022	-1500.8666	24513.382
12	310.1699	1.8686	1.4788	26010.9022	-1500.8666	24513.383
13	310.9340	1.8701	1.4788	26010.9023	-1500.8667	24513.385

Maka berdasarkan perhitungan diatas suhu keluar Accumulator sangat rendah apabila dibuat tanpa pemanas, sehingga untuk mempertahankan agar sesuai dengan suhu operasi yaitu 28^{o}C diperlukan pendingin.

Mencari nilai KSP $NaNO_3$ & Na2SO4

Berdasarkan data yang didapat dari (Yaws, 1977) nilai ksp dari NaNO3 & Na2SO4:

Ksp $NaNO_3$ = 0.0036 -> s = 0.06

Ksp Na_2SO_4 = 0.835 -> s = 0.942

Ksp Na_2CO_3 = 3.76 -> s = 1.5550

Menghitung nilai Qc

Nilai Qc $NaNO_3$ = (s Na2+) x (s $NO_3$2-)

= (1.55) x (0.06)

= 0.093

Nilai Qc Na2SO4 = (s Na2+) x (s SO4-)

= (1.55) x (0.942)

= 0.1464

Berdasarkan data berikut,maka dapat dipastikan bahwa tidak ada endapan saat terjadi pencampuran

1. Qc < Ksp, maka larutannya belum jenuh (tidak terjadi pengendapan)

2. Qc = Ksp, maka larutannya tepat jenuh (belum terjadi pengendapan)

3. Qc > Ksp, maka larutan lewat jenuh (terjadi pengendapan)

Dimensi Netralizer

Menentukan Volume Netralizer

Untuk menghitung laju alir volume diperlukan data densitas pada setiap komponen. Densitas larutan untuk komponen tersebut diperoleh dengan menggunakan rumus :

$$\rho = A \cdot B^{-\left[1-\frac{T}{Tc}\right)^n} \quad \text{(T dalam Kelvin, } \rho \text{ dalam kg/liter)}$$

Menentukan Laju Alir Volumetrik Arus 1

Tabel Densitas Campuran Komponen Arus 1

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m³)	Fraksi Mol (xi)	*p*.xi
HNO_3	63	1.5783	99.4360	1507	0.1007	151.7051
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	4.4684	1014.3182	1592	0.2850	453.7068
H_2SO_4	98	9.6322	943.9565	1841	0.6143	1131.0024
Total		15.679	2057.71	Densitas Campuran		1736.4143

Maka, *p* campuran arus 1 adalah 1736.4143 kg/m³

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{p \text{ campuran arus}}$$

$$= \frac{2057.7108 \text{ kg/jam}}{1736.4143 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1.1850 \text{ m}^3\text{/jam}$$

$$= 1185.0345 \text{ liter/jam}$$

Menentukan Laju Alir Volumetrik Arus 2

Tabel Densitas Campuran Komponen Arus 2

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m³)	Fraksi Mol (xi)	*p*.xi
Na_2CO_3	105.98	10.4214	1104.4583	2540	0.0226	57.4959
H_2O	18	449.9645	8099.3608	997.07	0.9774	974.5001
Total		460.386	9203.82	Densitas Campuran		1031.9961

Maka, *p* campuran arus 2 adalah 1031.9961 kg/m³

Laju alir volume = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{}p\text{ campuran arus}}$

= $\frac{9203.8191 \quad kg/jam}{1031.9961 \quad kg/m^3}$

= 8.9185 m^3/jam

= 8918.4633 liter/jam

Laju Alir Umpan Total Masuk Netralizer

Laju Alir komponen masuk netralizer (Fv) = Laju alir arus 1 + Laju alir arus 2

= 1.1850 m^3/jam + 8.9185 m^3/jam

= 10.1035 m^3/jam

Asumsi :

Waktu tinggal dalam netralizer (Θ) = 0.25 jam

Maka,

Volume cairan dalam netralizer (V) = Fv x Θ

= 10.1035 m^3/jam x 0.25 jam

= 2.5259 m^3

Dengan mengacu pada faktor safety dan kontrol pada proses yang berlangsung , diambil over design faktor untuk volume tangka sebesar 20% terhadap volume cairan terhitung.

(Peters & Timmerhaus, page 17, 1991)

Volume Netralizer = Volume cairan x 120%

= 2.5259 m^3 x 120%

= 3.0310 m^3

= 3031.0 liter

= 800.7185 gallon

Untuk vessel dengan tekanan operasi 1 atm, maka digunakan vessel dengan Head tipe Torispherical

(Brownel and Young, 1958 page 85)

Volume yang digunakan adalah 1269 gallon dengan ID = 72 in berdasarkan buku
Pressure Vessels: The ASME Code Simplified oleh J. Phillip Ellenberger Table A.1

Volume Perancangan = 1269 gal

4803.688 liter

4.804 m^3

ID = 72 inch

= 1.8288 m

= 6.00 ft

Kemudian diipilih ID = H karena mixer berbentuk vessel kecil dengan tutup

(Brownel and Young, 1958 page 43)

Karena ID = H, maka didapat:

H = 72 inch
= 1.8288 meter
= 6 ft

Berdasarkan Persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88
Diperoleh :

V torrispherical = VH = 0.000049 ID^3
V netralizer = Volume Shell (Vs) + {2 x Volume Head (VH)}
= { (1/4) x π x D^2 x H } + (2 x VH)
= { (1/4) x π x D^2 x D } + (2 x VH)
= { (1/4) x π x D^3} + (2 x VH)
= 1,0048 D^3 + (2 x 0,000049D^3)
= 1,004898 D^3

Maka,

$$Inside\ Diameter\ (\mathrm{ID}) = \sqrt[3]{\frac{V\ netralizer}{1{,}004898}}$$

ID = 1.6846 m

Maka diperoleh hasil :

ID = 1.6846 m = 5.5267 ft = 66.3209 in
H = 1.6846 m = 5.5267 ft = 66.3209 in

Ketinggian Cairan dalam Netralizer

Perhitungan volume head/bottom, yaitu :

V_{Head} = 0,000049 ID^3
= 0,000049 $(1,3906)^3$
= 14.2938000 ft^3 = 0.404755 m^3 = 106.9250 gallon

(Brownel and Young., 1958 page 88)

Perhitungan luas permukaan netralizer berbentuk silinder tegak, yaitu :

Luas Permukaan Netralizer = π x ID x H
= π x 5.5267 ft^2 x 5.5267 ft^2
= 95.9110 ft^2 = 8.9104 m^2

Perhitungan luas penampang netralizer berbentuk silinder tegak, yaitu :

Luas Penampang Netralizer $= \frac{\pi}{4} \times ID^2$

$= \frac{\pi}{4} \times (4{,}5622\ ft)^2$

$= 23.9777\ ft^2 = 2.2276\ m^2$

Perhitungan volume cairan yang ada pada shell dan bottom, yaitu :

Volume cairan pada bottom = Volume bottom = 0.4048 m^3

Volume cairan pada shell = Volume cairan - Volume bottom

= 2.5259 m^3 - 0.4048 m^3

= 2.1211 m^3

Perhitungan tinggi cairan pada shell, yaitu :

$$\text{Tinggi Cairan Shell} = \frac{\text{Volume Cairan Shell}}{\text{Luas Penampang}}$$

$$= \frac{2.1211\ m^3}{2.2276\ m^2}$$

= 0.9522 m

Perhitungan tinggi cairan pada netralizer, yaitu :

Tinggi Cairan = Tinggi Cairan di Shell + Tinggi Cairan di Bottom

= 0.9522 m + 0.2818 m (dari perhitungan OA)

= 1.2340 m

= 4.0485 ft

Tekanan Perancangan mixer

P operasi = 1 atm = 14,696 psi

P hidristatik $= \rho mix \left(\frac{g}{gc}\right) H$ (Brownell & Young, 1959)

Keterangan :

g = Percepatan Gravitasi (32,2 ft/s^2)

gc = Faktor Konversi Percepatan Gravitasi (32,174 $lbm.ft/lbf.sec^2$)

Sehingga didapat persamaan,

$$\text{P hidrostatik} = \frac{70.7513\ lbm/ft^3 \times 32.2\ ft/s^2 \times 4.0485\ ft}{32.174\ lbm.ft/lbf.sec^2 \times 144\ in^2/ft^2}$$

= 1.9908 psi

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

P desain = 1,1 x (P operasi + P hidros)

= 18.3555 psi

= 18.3555 lbf/in²

Menghitung Tebal Netralizer

Pemilihan bahan pembuatan Netralizer didasarkan atas bahan baku yang direaksikan, dalam hal ini mixer digunakan untuk merekasikan Asam campuran yang bersifat korosif. Sehingga dipilih mixer dengan bahan Stainless Steel SA-167 tipe 305 karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik, dengan allowable stress (f) yaitu 18750 (Brownell and Young., 1958 : 342) serta faktor korosi (C) 0,125 in (Timmerhaus, 1958 : 542). Sambungan yang digunakan pada netralizer ini adalah *Double Welded Butt Joint* dengan efisiensi sambungan (E) sebesar 0,8. (Brownell and Young., 1958 : 254)

Menghitung Jari-jari Dalam Shell

Jari-jari shell (ri) = (1/2) x ID Dekanter

= (1/2) x 66.3209 in

= 33.1605 in

= 0.8423 m

Menghitung Tebal Netralizer (ts)

$$ts = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0{,}6P} + 0{,}125 \text{ in}$$

$$= \frac{18.3555 \text{ psi} \times 33.1605 \text{ in}}{18750 \times 0.8 - 0.6 \times 18.3555 \text{ psi}} + 0{,}125 \text{ in}$$

= 0.1656 in

Maka diambil Tebal Dinding mixer standar pada diameter 60 in yaitu 3/16 in atau 0.1875 in

(Brownell and Young., 1958 page 90 Tab 5.7)

Maka Nilai Diameter Luar mixer (OD) didapat :

OD = ID + 2 . ts

= 66.3209 in + (2 x 0.1875 in)

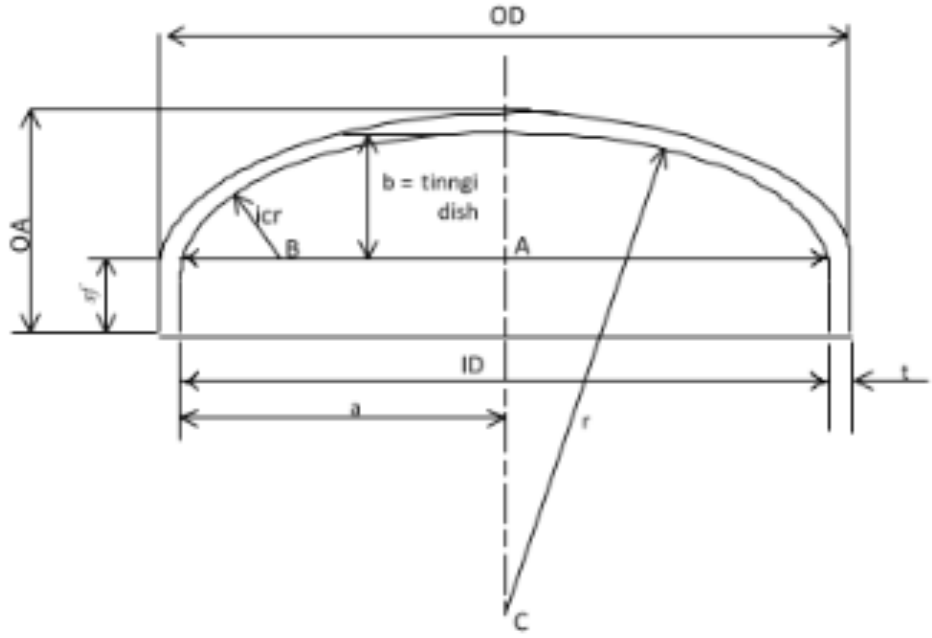
= 66.6959 in

Maka diambil Diameter Luar mixer (OD) standar yaitu 72 in

(Brownell and Young., 1958 page 90 Tab 5.7)

Menentukan Tebal dan Panjang Head Netralizer

Dekanter yang digunakan berbentuk silinder horizontal dengan bentuk head Flanged and Dished Head (Torispherical). Sehingga perhitungan sebagai berikut :



Dimana :

sf = *Standart Straight Flanged*

icr = *Inside Corner Radius*

a = *ID*/2

b = $rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - (\frac{ID}{2} - icr)^2}$

AB = (*ID*/2) *-icr*

BC = *r-icr*

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

OA = *t + b + sf*

OD = ID + (2 . tebal dinding Netralizer)

Nilai diameter dalam Netralizer adalah:

OD = ID + (2 . tebal dinding Dekanter)

72 in = ID + (2 x 0.1875 in)

ID = 71.625 in

= 1.8193 m

Untuk nilai OD = 72 in maka nilai rc, icr, dan l adalah :

r	=	72 in
icr	=	4.375 in
l	=	0.25 in

(Brownel and Young., 1958 page 90 Tab 5.7)

Menentukan tebal dinding head:

$$t_{head} = \frac{P \,.\, r \,.\, W}{2 \,.\, f \,.\, E - 0,2 \,.\, P} + C$$

Dimana :
thead = tebal head (in)
W = stress intensification factor
f = allowable strees
E = Efisiensi Sambungan
C = corrosion allowance (in)
P = Tekanan design (psia)

Dengan;

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

W = 2.807

$$t_{head} = \frac{P \,.\, r \,.\, W}{2 \,.\, f \,.\, E - 0,2 \,.\, P} + C$$

$$t_{head} = \frac{18.3555 \text{ psia} \,.\, 35.8125 \text{ in} \,.\, 2.807}{2 \,.\, 18750 \text{ psia} \,.\, 0,8 - 0,2 \,.\, 18.355 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in}$$

t_{head} = 0.1865 in

Maka diambil thead standar yaitu 1/4 in = 0,25 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)

Menentukan panjang head (OA) :
Untuk thead = 0,25 in maka nilai sf adalah :
sf = 1.5-2 in
Maka diambil sf = 1.75 in

Dimensi head yaitu;

a = *ID*/2
= 35.813 in

b = $rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - (\frac{ID}{2} - icr)^2}$

b = $60\ in - \sqrt{(60\ in - 1{,}875\ in)^2 - (\frac{60\ in}{2} - 1{,}875\ in)^2}$

b = 12.2254 In

AB = *(ID/2) -icr*
= $\frac{71.625\ \text{in}}{2}$ - 4.375 in
= 31.4375 in

BC = *rc -icr*
= 72 in - 4.375 in
= 67.625 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

AC = 59.8734 in

Maka panjang head adalah:

OA = *thead + b + sf*
= 0.1865 in + 12.2254 in + 1.75 in
= 14.1619 in
= 1.1802 ft
= 0.3597 m

Menghitung Tinggi Total Netralizer

Tinggi Total = Tinggi Shell + 2 x Tinggi Head

Maka :

H_{Total} = H_{Shell} + 2. H_{Head}
= 1.6846 m + 2. 0.3597 m
= 2.4040 m

Jadi tinggi total Netralizer adalah 2.4040 m

Merancang Pipa Inlet dan Outlet Netralizer

Umpan Masuk Dari Keluaran Dekanter-1 (D-01)

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m³)	Fraksi Mol (xi)	*p*.xi
HNO_3	63	1.5783	99.4360	1507	0.1007	151.7051
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	4.4684	1014.3182	1592	0.2850	453.7068
H_2SO_4	98	9.6322	943.9565	1841	0.6143	1131.0024
Total		15.679	2057.71	Densitas Campuran		1736.4143

Maka :

Kecepatan Massa = 2057.71 kg/jam

= 1.2601 lb/det

Rapat Massa = 1736.4143 kg/m³

= 108.401 lb/ft³

$$q = \frac{\text{Kecepatan Massa}}{\text{Rapat Massa}}$$

$$q = \frac{1.2601 \text{ lb/det}}{108.401 \text{ lb/ft}^3}$$

$$q = 0.0116 \text{ ft}^3\text{/det}$$

Menentukan Diameter Pipa Optimum :

$$D_{opt} = 3{,}9 \times q^{0.45} \times p^{0.13}$$

$$= 3{,}9 \times (0.0116 \text{ ft}^3\text{/det})^{0.45} \times (108.401 \text{ lb/ft}^3)^{0.13}$$

$$= 0.9661 \text{ in}$$

(Walas. S. M., 1990 pers 6.32 page 100)

Dipilih ukuran standart yaitu :

ID = 1.380 in

OD = 1.660 in

(Kern. D. Q., 1965 Tab. 11 page 844)

Umpan Masuk Berupa Na_2CO_3 12%

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m³)	Fraksi Mol (xi)	*p*.xi
Na_2CO_3	105.98	10.4214	1104.4583	2540	0.0226	57.4959
H_2O	18	449.9645	8099.3608	997.07	0.9774	974.5001
Total		460.386	9203.82	Densitas Campuran		1031.9961

Maka :

Kecepatan Massa = 9203.82 kg/jam
= 5.6364 lb/det

Rapat Massa = 1031.9961 kg/m³
= 64.425 lb/ft³

$$q = \frac{\text{Kecepatan Massa}}{\text{Rapat Massa}}$$

$$q = \frac{5.6364 \text{ lb/det}}{64.425 \text{ lb/ft}^3}$$

$$q = 0.0875 \text{ ft}^3\text{/det}$$

Menentukan Diameter Pipa Optimum :

$$D_{opt} = 3{,}9 \times q^{0.45} \times p^{0.13}$$
$$= 3{,}9 \times (0.0875 \text{ ft}^3\text{/det})^{0.45} \times (64.425 \text{ lb/ft}^3)^{0.13}$$
$$= 2.2393 \text{ in}$$

(Walas. S. M., 1990 pers 6.32 page 100)

Dipilih ukuran standart yaitu :

ID = 2.067 in
OD = 2.380 in

(Kern. D. Q., 1965 Tab. 11 page 844)

Keluaran Netralizer

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m³)	Fraksi Mol (xi)	*p*.xi
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	4.4684	1014.3182	1592	0.0092	14.6225
H_2O	18	460.3859	8286.9457	997	0.9463	943.5765
Na_2SO_4	142.2	9.6322	1369.7002	2660	0.0198	52.6668
$NaNO_3$	84.9	1.5783	134.0019	2260	0.0032	7.3323
CO_2	44	10.4214	458.5409	1.784	0.0214	0.0382
Total		486.486	11263.51	Densitas Campuran		1018.2364

Maka :

Kecepatan Massa = 11263.51 kg/jam
= 6.8977 lb/det

Rapat Massa = 1018.2364 kg/m³
= 63.566 lb/ft³

$$q = \frac{\text{Kecepatan Massa}}{\text{Rapat Massa}}$$

$$q = \frac{6.8977 \text{ lb/det}}{63.566 \text{ lb/ft}^3}$$

$$q = 0.1085 \text{ ft}^3\text{/det}$$

Menentukan Diameter Pipa Optimum :

$D_{opt} = 3{,}9 \times q^{0.45} \times p^{0.13}$

$= 3{,}9 \times (\ 0.1085\ ft^3/det\ )^{0.45} \times (\ 63.566\ lb/ft^3\ )^{0.13}$

$= 2.4629$ in

(Walas. S. M., 1990 pers 6.32 page 100)

Dipilih ukuran standart yaitu :

NPS = 3
ID = 3.068 in
OD = 3.500 in

(Kern. D. Q., 1965 Tab. 11 page 844)

Menentukan Pengaduk Netralizer

Menentukan Jenis Pengaduk

Jenis : Dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank, Reinhold, New York, 1996) pada T = 298 K

Data Viskositas Umpan Masuk

Log 10 μ = A + B/T + C.T + D.T2 (μ dalam cP dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	μ (kg/ms)
HNO_3	-3.5221	7.29E+02	3.96E-03	-2.24E-06	0.9262	0.00093
$C_3H_5(ONO_2)_3$	-30.0495	5.51E+03	5.26E-02	-3.26E-05	33.4171	0.03342
H_2O	-10.2158	1.79E+03	1.77E-02	-1.26E-05	1.1661	0.00117
H_2SO4	-18.7045	3.50E+03	3.31E-02	-1.70E-05	35.5289	0.03553
Na_2CO_3	233.515	-9.53E-03	-3.47E-05	1.58E-08	227.6164	0.2276164

Data umpan masuk Netralizer

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	Fraksi Mol (Xi)	Densitas (Kg/m3)
HNO_3	63	1.5783	99.4360	0.0033154	1507
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	4.4684	1014.3182	0.0093860	1592
H_2SO_4	98	9.6322	943.9565	0.0202330	1841
Na_2CO_3	105.98	10.4214	1104.4583	0.0218907	2540
H_2O	18	449.9645	8099.3608	0.9451749	997.07
Total		476.065	2057.711	1.0000000	

Menghitung Viskositas Campuran

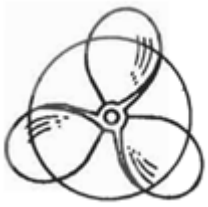
μ mix = μi . xi
= 7.1204 cP
= 0.00712 kg/ms

p mix = *pi . xi*
= 1055.20 kg/m3

Pemilihan jenis pengaduk

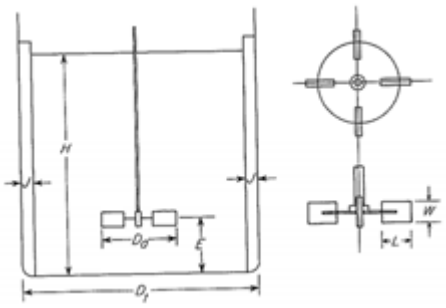
Dari buku *Chemical Process Equipmant Selection and Design* hal. 288 Fig 10.2 dipilih pengaduk jenis *Three Bladed Mixing Propeller* dengan alasan :

1. Pengaduk cocok digunakan pada larutan dengan viskositas < 3000 cP (Geankoplis., 19933 page 143).
2. Pengaduk dapat bekerja cepat yaitu dengan kecepatan hingga 1800 rpm.



Gambar 1. Three Bladed Mixing Propeller

Menghitung Dimensi Pengaduk



Gambar 2. Dimensi mixer dengan propeller dan Baffle

Keterangan:

Dt = Diameter Netralizer
Da = Diameter Propeller
W = Tinggi Propeller
L = Lebar Propeller
J = Lebar Baffle

E = Jarak Propeller dengan dasar mixer

H = Tinggi cairan setelah ditambah mixer

Diketahui Data:

$$\frac{D_a}{D_t}=\frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t}=1 \qquad \frac{J}{D_t}=\frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t}=\frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a}=\frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a}=\frac{1}{4}$$

Maka, diperoleh hasil

Diameter Propeller (Da) = $\frac{Dt}{3}$

= $\frac{66.32 \text{ in}}{3}$

= 22.107 in = 0.5615 m = 1.8422 ft

Jarak propeller dari dasar (E) = $\frac{Dt}{3}$

= $\frac{66.32 \text{ in}}{3}$

= 22.107 in = 0.5615 m = 1.8422 ft

Lebar Propeller (L) = $\frac{Da}{4}$

= $\frac{22.11 \text{ in}}{4}$

= 5.527 in = 0.1404 m = 0.4606 ft ft

Lebar Baffle (J) = $\frac{Dt}{12}$

= $\frac{22.11 \text{ in}}{12}$

= 1.842 in = 0.0468 m = 0.1535 ft ft

Tinggi Cairan (H) = 1.1 x Dt

= 1.1 x 66.32 in

= 72.95 in = 1.8530 m = 6.0794 ft

Volume cairan setela ditambah pengaduk

V $_{Total}$ = Luas Penampang Reaktor x Tinggi Cairan Dengan Pengaduk

= 2.2276 m^2 x 1.8530 m

= 4.12777 m^3

Maka dapat disimpulkan bahwa volume mixer dengan adanya pengaduk menjadi 2.54096 m^3

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Blade = 3 buah

(McCabe and Smith 5ed., 1993 page 243)

Kecepatan Putar Pengaduk

Dari Table 8.2 Buku Chemical Reactor for Process Plant by Rase H.F., 1977 page 345 diketahui kecepatan putar untuk jenis The Three Blade.

Untuk menghitung kecepatan putar pengaduk dipakai persamaan :

$$\frac{WELH}{2\,Da} = \left(\frac{\pi\,.\,Da.\,N}{600}\right)^2$$

Dimana:

WELH : *Water Equivalent Liquid Height (ft)*

WELH = $\frac{\rho\ campuran\,.\,tinggi\ cairan}{\rho\ air}$

= 6.4338263 ft

Maka: $\frac{WELH}{2\,Da} = \left(\frac{\pi\,.\,Da.\,N}{600}\right)^2$

N = $\frac{600}{3{,}14\ .\ 1{,}1667\,ft}\sqrt{\frac{6{,}232\,ft}{(2\ .\ 1{,}1667 ft)}}$

= 137.0627 rpm

Sehingga dipilih kecepatan pengadukan (N) yang sesuai standart yaitu 155 rpm atau 2.58 rps (Walas S. M., 1990 page 288)

$$\Sigma Propeller = \frac{WELH}{ID}$$

$$\Sigma Propeller = \frac{6{,}232\,ft}{4{,}562\,ft}$$

= 1.4103 ≈ 1

Maka digunakan pengaduk (*propeller*) berjumlah 1 buah

(Rase,H.F., 1977 page 338)

Tenaga Pengadukan

Menghitung Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{n \,.\, Da^2 \rho}{\mu}$$

Dimana:

NRe : Bilangan Reynold
n : Kecepatan Putaran
Da : Diameter Propeller
p : Densitas Campuran
µ : Viskositas Campuran

(McCabe and Smith 5ed., 1993 page 249)

Maka:

$$NRe = \frac{5{,}33\ rps\ .(0{,}508\ m)^2 .1129{,}89 \frac{kg}{m^3}}{0{,}01464 \frac{kg}{ms}}$$

= 249046.56

Menentukan Power Number

Didapat Bilangan Reynold sebesar 249046.56

Menggunakan Grafik pada Fig 8.8 Buku Chemical Reactor for Process Plant by Rase H.F., 1977 page 349 didapat Number Power (Np) yaitu 5,5

Menentukan Tenaga Pengadukan

Persamaan Tenaga Pengadukan (P) yaitu sebagai berikut:

$$P = Np \,.\, n^3 . Da^5 . \rho$$

(McCabe and Smith 5ed., 1993 p. 248)

Maka:

P = 5.5 x $(5.33)^3$ x (0.5615 m$)^5$ x 1032 kg/m^3
= 31984.9818 Watt
= 42.8919 Hp

Jika Efisiensi Motor yang digunakan adalah 85%, maka:

$$P = \frac{42.8919 \text{ Hp}}{0,85}$$
$$= 50.4610 \text{ Hp}$$

Jadi standar daya motor pengaduk yang digunakan sebesar 60 Hp

(Silla H., 2010 Table 5.10)

Perancangan Pendingin Netralizer



Berdasarkan perhitungan neraca panas adiabatis suhu keluar mixer tinggi apabila dibuat tanpa pendingin, sehingga untuk mempertahankan agar sesuai dengan suhu operasi yaitu 28^{0}C diperlukan pendingin. Pendingin yang digunakan yaitu air pendingin karena suhu keluaran cukup tinggi sehingga diperlukan pemanas yang dapat menurunkan panas secara maksimal.

$$T_{\text{rata-rata}} = \frac{T_2 + T_1}{2}$$
$$= \frac{6 + 14\ ^0\text{C}}{2}$$
$$= 10\ ^0\text{C}$$

Data air pendingin pada suhu 10^{0}C adalah sebagai berikut:

Cp = 1.0031 BTU/lb.^{0}F
= 1.8056 BTU/lb.^{0}C
ρ = 999.65 kg/m^3
= 0.9997 kg/l
= 62.406 lb/ft^3
μ = 1.3 cP

Kebutuhan air pendingin:
Diketahui panas beban (Qs) dari perhitungan sebelumnya adalah sebesar 9527.686 kj/jam
atau sama dengan 9030.5043 BTU/jam

$$M = \frac{\text{Panas Beban (Qs)}}{\text{Cp. } \Delta T}$$

$$= \frac{9030.5043 \text{ BTU/jam}}{1.8056 \text{ BTU/lb.}^0\text{C} \times 10 \ ^0\text{C}}$$

M = 500.1442 lbm/jam

= 226.8616 kg/jam

Koefisien Transfer Panas :

Campuran memiliki viskositas lebih dari 1 maka dapat disebut sebagai Heavy Organics. Sehingga dari Tabel 8 Kern page 840 diperoleh data Overall Heat Transfer yaitu 10 – 40 BTU/ft². jam. ^{0}F

Karena campuran memiliki viskositas yang tinggi maka ditetapkan harga UD maksimal yaitu 40 BTU/ft². Jam. ^{0}F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\text{Ln} \dfrac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$= \frac{(28 - 2.77) - (28 - (-5))}{\text{Ln} \dfrac{(28 - 2.77)}{(28 - (-5))}}$$

= 11.316 ^{0}C

52.3697 ^{0}F

Menghitung Luas Transfer Panas

$$\text{Luas Transfer Panas (A)} = \frac{Qs}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{9030.5043 \text{ BTU/jam}}{40 \dfrac{\text{BTU}}{\text{ft}^2\text{.jam.F}} \times 52.3697 \ ^0\text{F}}$$

= 4.3109 ft²

Diketahui dari perhitungan sebelumnya :

Aj = Luas Permukaan Shell + Luas Permukaan Bottom

$$= \pi \times OD \times H_{shell} + \frac{\pi \times OD^2}{4}$$

$$= \pi \times 6 \text{ ft} \times 6 \text{ ft} + \frac{\pi \times 36 \text{ ft}}{4}$$

= 141.3 ft²

= 13.127 m²

Sehingga dapat disimpulkan bahwa Luas Transfer Panas (A) < Luas Permukaan Netralizer (Area). Maka dipilih jacket sebagai pemanas Netralizer

Kecepatan Volumetrik Air Pendingin :

$$q_v = \frac{M}{\rho}$$

$$= \frac{226.8616 \quad kg/jam}{0.9997 \quad kg/l}$$

$= 226.9410$ l/jam

0.2269 m^3/jam

0.002 ft^3/detik

Merancang Jaket Pendingin Pada Netralizer

Diameter Dalam Jaket Pendingin (IDj)

IDj = OD mixer + 2 . Tebal Dinding mixer

IDj = 72 in + 2. 0.1875

= 72.375 in

Tebal Jaket Pendingin (tj)

$$tj = \frac{IDj - OD\ mixer}{2}$$

$$tj = \frac{72.375\ in - 72\ in}{2}$$

$= 0.1875$ in

Diameter Luar Jaket Pendingin (ODj)

ODj = IDj + 2 . tj

ODj = 72.375 in + 2 . 0.1875 in

= 72.750 in

Jari-jari Luar Jaket Pendingin (rj)

rj = 0.5 x ODj

= 36.375 in

Tinggi Jaket Pendingin (Hj)

Hj = Tinggi Shell + Head Bawah

= 1.6846 m + 0.3597 m

= 2.0443 m

KESIMPULAN

Nama Alat	:	Netralizer (N-01)	
Fungsi	:	Menatralkan asam campuran (HNO_3 dan H_2SO_4) dengan larutan Na_2CO_3	
Jenis Alat	:	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk	
Kondisi Operasi			
Suhu	:	28	^0C
Tekanan	:	1	atm
Volume Cairan	:	3.03	m^3
Volume Reaktor	:	4.80	m^3
Tinggi Cairan	:	1.85	m
Ukuran Reaktor			
Diameter Luar	:	72	in
Diameter Dalam	:	71.63	in
Tebal Head	:	0.25	in
Tinggi Head	:	0.36	m
Tebal Dinding Reaktor	:	0.19	in
Tinggi Dinding Reaktor	:	1.68	m
Tinggi Total Reaktor	:	2.40	m
Material	:	Stainless Steel	
Pengaduk Reaktor	:		
Jenis	:	Three Bladed Mixing Propeller	
Dimeter Pengaduk	:	0.56	m
Lebar Blade	:	0.14	m
Lebar Baffle	:	0.05	m
Kecepatan Pengaduk	:	155	rpm
Daya Pengaduk	:	60	Hp
Pendingin	:		
Jenis	:	Chilled Water	
Media Pendingin	:	Jacket	
Kebutuhan Pendingin	:	226.9	kg/jam
Luas Transfer Panas	:	4.31	ft^2
Tebal Jacket	:	0.19	in
Diameter Jacket	:	72.75	in

Perancangan Decanter-2 (D-02)

Kondisi Operasi Decanter

Suhu: 28 ^{o}C
Tekanan: 1 atm

Neraca Massa Dekanter

Data umpan masuk Dekanter (D-01)

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m^3)	Fraksi Massa	*p*.xi
$C_3H_5(ONO_2)_3$	227	4.4684	1014.3182	1600	0.0939	150.2003
Na_2SO_4	142.2	9.6322	1369.7002	2660	0.1268	337.1970
$NaNO_3$	84.9	1.5783	134.0019	2260	0.0124	28.0282
H_2O	18	460.3859	8286.9457	999.06	0.7670	766.2362
Total		476.065	10804.97	Densitas Campuran		1281.6618

Menentukan Fase Ringan dan Fase Berat

Dalam menentukan komponen yang terikut ke fase ringan dan fase berat maka dibutuhkan data kelarutan dan densitas setiap komponen.

Data Kelarutan Komponen Pada Suhu 28 ^{o}C

Komponen	Kelarutan	Sumber
$C_3H_5(ONO_2)_3$ terhadap H_2O	0.125 gr tiap 100 gr H_2O	Handbook of Aqueous Solubility Data
Na_2SO_4 terhadap H_2O	21.8 gr tiap 100 gr H_2O	Perry 8th Ed, Table 2-1
$NaNO_3$ terhadap H_2O	91.2 gr tiap 100 gr H_2O	

Menentukan Hasil Atas dan Hasil Bawah Keluaran Dekanter

Massa $NaNO_3$ larut dalam air = Massa H_2O . Kelarutan $NaNO_3$
= 8286.9457 kg/jam x 91.2 gr/100 gr H_2O
= 7557.6945 kg/jam

Dapat disimpulkan bahwa $NaNO_3$ larut sempurna dengan air

Massa H_2O yang Digunakan Untuk Melarutkan $NaNO_3$

$$= \frac{\text{Massa } NaNO_3}{\text{Kelarutan } NaNO_3}$$

$$= \frac{134.0019 \text{ kg/jam}}{0.912 \text{ kg}}$$

= 146.9319 kg/jam

Massa H_2O Sisa = Massa H_2O Sebelum Pelarutan $NaNO_3$ - Massa H_2O yang Digunakan Dalam pelarutan $NaNO_3$

= 8286.9457 kg/jam - 146.9319 kg/jam

= 8140.0138 kg/jam

Massa Na_2SO_4 larut dalam air = Massa H_2O sisa . Kelarutan Na_2SO_4

= 8140.0138 kg/jam x 21.8 gr/100 gr H_2O

= 1774.5230 kg/jam

Dapat disimpulkan bahwa Na_2SO_4 larut sempurna dengan air

Hasil Keluaran Dekanter 1 (D-01)

Data Hasil Atas (Fase Ringan) Pada Dekanter 1 (D-01)

Komponen	Output (kg/jam)	Output (kmol/jam)	Fraksi Mol (xi)	*p (kg/m³)*	*p.xi*
Na_2SO_4	1369.7002	9.6322	0.0204	2660	54.3297
$NaNO_3$	134.0019	1.5783	0.0033	2260	7.5638
H_2O	8286.9457	460.3859	0.9762	999	975.3108
Total	9790.6477	471.5964	Densitas Campuran		1037.2043

Data Hasil Bawah (Fase Berat) Pada Dekanter 1 (D-01)

Komponen	Output (kg/jam)	Output (kmol/jam)	Fraksi Mol (xi)	*p (kg/m³)*	*p.xi*
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182	4.4684	1	1600	1600
Total	1014.3182	4.4684	Densitas Campuran		1600

Neraca Massa Total Dekanter

Komponen	Input (kg/jam)	Input (kmol/jam)	Output (kg/jam)		Output (kmol/jam)	
			Hasil Atas	Hasil Bawah	Hasil Atas	Hasil Bawah
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182	4.4684	-	1014.3182	-	4.4684
Na_2SO_4	1369.7002	9.6322	1369.7002	-	9.6322	-
$NaNO_3$	134.0019	1.5783	134.0019	-	1.5783	-
H_2O	8286.9457	460.3859	8286.9457	-	460.3859	-

Neraca Panas di Sekitar Decanter

Suhu operasi = 28 ^{0}C = 301 K

Suhu referensi = 25 ^{0}C = 298 K

Suhu keluar dekanter = 28^{0}C = 301 K

Data Panas Reaksi dan Kapasitas Panas pada suhu 28^{0}C

Senyawa	ΔHf (kJ/mol)	Cp (kJ/kmol.K))
$C_3H_5(ONO_2)_3$	-582.8	290 + 1.29E+00 T – 1,75E-3 T2 + 5.21E-7 T^3
Na_2SO_4	-1387.1	233.515 - 9.53E-03 T - 3.47E-05 T2 + 1.58E-08 T^3
$NaNO_3$	-466.7	0.1319 + 7.28E-02 T - 2.56E-04 T^2 + 4.27E-07 T^3 - 2.89E-10 T^4
H_2O	214.48	92.05 - 4.00E-02 T – 2.11E-4 T2 + 5.35E-7 T^3

Menghitung Entalpi Masuk

Oleh karena, suhu operasi sama dengan suhu referensi. Maka, $\Delta T = 0$
Sehingga, menggunakan data Cp pada suhu 301 K yang didapat dari (Yaws,1977)

$\Delta H_{C_3H_5(ONO_2)_3}$ = -1600.1261 kJ/kgmol
$\Delta H_{Na_2SO_4}$ = -683.9179 kJ/kgmol
ΔH_{NaNO_3} = -24.3550 kJ/kgmol
ΔH_{H_2O} = -226.5490 kJ/kgmol

Data Panas Masuk Decanter

Senyawa	Input (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
$C_3H_5(ONO_2)_3$	4.4684	-1600.126	-7149.943
Na_2SO_4	9.6322	-683.918	-6587.640
$NaNO_3$	1.5783	-24.355	-38.441
H_2O	460.3859	-226.549	-104299.975
Total	476.0648	-2534.948	-118075.999

Menghitung Entalpi Keluar

Tidak ada perubahan suhu pada Dekanter sehingga, $\Delta T = 0$. Maka, nilai Cp pada suhu 28^0C diambil dari literatur (Yaws, 1977)

Panas Entalphy pada Fase ringan (Hasil atas) dan Fase berat (Hasil bawah)

$\Delta H_{C_3H_5(ONO_2)_3}$ = 1600.1261 kJ/kgmol
$\Delta H_{Na_2SO_4}$ = 683.9179 kJ/kgmol
ΔH_{NaNO_3} = 24.3550 kJ/kgmol
ΔH_{H_2O} = 226.5490 kJ/kgmol

Data tabel keluaran dekanter Fase ringan (Hasil atas)

Senyawa	Output (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
Na_2SO_4	9.6322	683.918	6587.640
$NaNO_3$	1.5783	24.355	38.441
H_2O	460.3859	226.549	104299.975
Total	471.5964	934.822	110926.055

Data tabel dekanter Fase berat (Hasil Bawah)

Senyawa	Output (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
$C_3H_2(ONO_2)_3$	4.4684	1600.126	7149.943
Total	4.4684	1600.126	7149.943

Menentukan Fase Terdispersi dan Fase Kontinyu

Untuk menentukan fase terdipersi dan fase kontiyu, dibutuhkan data densitas (ρ), viskositas (μ) dan kecepatan volumetrik (Q) pada fase ringan dan fase berat.

Data Viskositas Komponen

Log 10 μ = A + B/T + C.T + D.T2 (μ dalam cP dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	μ (kg/ms)
$C_3H_5(ONO_2)_3$	-30.0495	5.51E+03	5.26E-02	-3.26E-05	26.8046	0.02680
Na_2SO_4	11.2905	-4.58E+03	-6.78E-03	9.24E-07	0.00000046	0.000000000464
$NaNO_3$					0.8850	0.00089
H_2O	-10.2158	1.79E+03	1.77E-02	-1.26E-05	1.0810	0.00108

Hasil Atas (Fase Ringan)

Komponen	Output		xi	*p* (kg/l)	*p* . xi	μ (kg/ms)	x . μ	QL (l/jam)
	kg/jam	kmol/jam						
Na_2SO_4	1369.7002	9.6322	0.0204	2.6600	0.0543	0.0000	0.0000	514.925
$NaNO_3$	134.0019	1.5783	0.0033	2.2600	0.0076	0.0009	0.0000	59.293
H_2O	8286.9457	460.3859	0.9762	0.9991	0.9753	0.0011	0.0011	8294.743
Total	9790.6477	471.5964	1		1.0372		0.0011	8868.960

Kecepatan Volumetrik Hasil Atas (Fase Ringan) yaitu:

QL = 8868.9605 L/jam
= 0.002464 m^3/s

Rapat Massa Hasil Atas (Fase Ringan) yaitu:

*p*L = 1.0372 kg/L
= 1037.2 kg/m^3

Viskositas Hasil Atas (Fase Ringan) yaitu:

μL = 0.0011 kg/ms
= 1.0582 cP

Hasil Bawah (Fase Berat)

Komponen	Output		xi	*p* (kg/l)	*p* . xi	μ (kg/ms)	x . μ	QL (l/jam)
	kg/jam	kmol/jam						
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182	4.4684	1	1.6000	1.6000	0.0268	0.0268	633.949
Total	1014.3182	4.4684			1.6000		0.0268	633.949

Kecepatan Volumetrik Hasil Bawah (Fase Berat) yaitu:

QH = 633.9489 L/jam
= 0.000176 m^3/s

Rapat Massa Hasil Bawah (Fase Berat) yaitu:

pH = 1.6000 kg/L
= 1600.0 kg/m^3

Viskositas Hasil Bawah (Fase Berat) yaitu:

μH = 0.0268 kg/ms
= 26.8046 cP

Menentukan Koefisien Distribusi (Θ) pada Hasil Kelarutan Dekanter-1 (D-01)

$$Koef.Distribusi\ (\theta) = \frac{QL}{QH}\left(\frac{\rho L\ .\ \mu H}{\rho H.\ \mu L}\right)^{0,3}$$

$$\frac{8868.960 \quad L/jam}{633.9489 \quad L/jam} \times \left(\frac{1.0372 \quad kg/L \times 0.0268 \quad kg/m.s}{1.6000 \quad kg/L \times 0.0011 \quad kg/m.s}\right)^{0.3}$$

= 32.3913

Parameter dispersi sebagai berikut (Selker and Schleicher, 1965) :

θ	Hasil
< 0.3	Fase ringan selalu terdispersi
0.3 - 0.5	Fase ringan mungkin terdispersi
0.5 - 2	Perubahan fase terdispersi mungkin terjadi, rancang untuk kondisi yang paling buruk
2 - 3.3	Fase berat mungkin terdispersi
> 3.3	Fase berat selalu terdispersi

Karena (θ) = 32.3913 sehingga θ berada diantara > 3.3 maka fase berat akan terdispersi, dekanter dirancang pada kondisi fase ringan sebagai fase kontinyu, sedangkan fase berat sebagai fase terdispersi.

Sehingga:

$Q_C = Q_L$; $Q_D = Q_H$

$\rho_C = \rho_L$; $\rho_D = \rho_H$

$\mu_C = \mu_L$; $\mu_D = \mu_D$

Keterangan *Subscripts* : L = *light phase* – H = *heavy phase*

D = *dispersed phase* – C = *continuous phase*

Fraksi volume fase yang lebih kecil (minority phase) merupakan parameter yang penting untuk operasi dekanter. Dekanter yang menangani hingga 20% fase terdispersi akan memiliki range ukuran diameter droplet yang kecil.

(Perry 8th Ed., page 15-97)

Fraksi volume fase terdispersi:

$$X_D = \frac{Q_D}{Q_D + Q_C}$$

$$X_D = \frac{633.949 \text{ L/jam}}{633.95 \text{ L/jam} + 8868.96 \text{ L/jam}}$$

X_D = 0.0667 = 6.67 %

Menurut Schweitzer (3th ed, 1979 :1-520), diameter droplet antara 50 – 300 µm. Karena ukuran diameter droplet relative kecil, sehingga diasumsikan ukuran droplet adalah 300 µm = 3x10-4 m.

Menentukan Kecepatan Pemisahan Dekanter-2 (D-02)

Berdasarkan Persamaan Stoke's yang ada di dalam Buku Chemical Engineering by Coulson and Richarson Ed 4th., 2005 halaman 442 yaitu sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Dp^2 g(\rho_D - \rho_C)}{18 \,.\, \mu_C}$$

Dimana :

Ud = Kecepatan terminal fase terdispersi (m/s)

Dp = *Diameter tetesan (droplet) fase terdispersi*

g = Gaya gravitasi (9,81 m/s²)

ρD = Densitas fase terdispersi (kg/m³)

ρC = *Densitas fase continuous (kg/m³)*

µC = *Viskositas fase continuous (kg/m.s)*

Maka :

$$U_D = \frac{Dp^2 g (\rho D - \rho C)}{18 \,.\, \mu C}$$

$$U_D = \frac{(0.0003)^2 \times 9.81 \times (1600.0 \text{ kg/m}^3 - 1037.2 \text{ kg/m}^3)}{}$$

$$U_D = \frac{}{18 \times 0.0011 \text{ kg/m.s}}$$

U_D = 0.026086 m/s

Ud yang bernilai positif (+) menunjukkan arah kecepatan fase terdispersi turun kebawah.

Perancangan Dekanter

Diameter dan Panjang Alat

Untuk dekanter vertikal perbandingan tinggi (H) dengan diameter (D), perbandingan H/D = 2-4

(Coulson, J.M., 1983,p,347).

Menghitung Diameter Decanter

$$Uc = \frac{Lc}{Ai}$$

Dimana :

Lc = 0.002464 m³/s
Uc = 0.026086 m/s

Maka,

$$Ai = \frac{Lc}{Uc}$$

$$= \frac{0.002464 \text{ m}^3/\text{s}}{0.026086 \text{ m/s}}$$

$$= 0.0944 \text{ m2}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Ai}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0.0944 \text{ m2}}{\pi}}$$

$$= 0.3469 \text{ m}$$

Menghitung Tinggi Decanter

Untuk tangki silinder dirancang H = 2D

$$H = 2 \times 0.3469 \text{ m}$$

$$= 0.6937 \text{ m}$$

Menghitung Volume Cairan

Waktu tinggal decanter berkisar 5 < t < 10 menit (Coulson, 2005)
Diambil waktu tinggal 10 menit

Dispersence Band = 10% x H
= 0.0694 m

VI = Kecepatan Volumetric Umpan x Waktu Tinggal
= 0.0026 m^3/s x 10 menit x 60 detik
1 menit
= 1.5838 m^3

Menghitung Volume Decanter

Dirancang dengan angka keamanan 20% diatas volume cairan

Vt = 120% x VI
= 120% x 1.5838 m^3
= 1.9006 m^3

Menghitung Tebal Dinding Dekanter

Pemilihan bahan pembuatan Dekanter didasarkan atas bahan yang ada didalamnya. Sehingga dipilih Dekanter dengan bahan Stainless Steel SA-167 tipe 304 grade c karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik, dengan allowable stress (f) yaitu 16650 (Brownel and Young., 1958 page 342).
Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis double welded butt joint dengan nilai 80% karena tidak memiliki batas ketebalan seperti jenis single (Brownel and Young., 1958 page 254).
Faktor korosi (C) pada jenis Stainless Steel tipe 304 yaitu 0,08 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed V., 1991 page 426).

P operasi = 1 atm
P desain = 150% x 1 atm = 1.5 atm
= 151987.5 N/m^2

(digunakan faktor keamanan sebesar 50%)

Tebal dinding dekanter dapat dihitung dengan persamaan :

$$e = \frac{Pi \times Di}{4 \times J \times f - 1.2Pi} + C$$

Dengan :

e = ketebalan (m)
J = Welded joint factor = 0.8
Pi = Tekanan operasi = 151987.5 N/m^2
Di = Diameter dalam = 0.3469 m
f = Allowable stress = 16650 psia
= 1.15E+08 N/m^2
C = Faktor korosi = 0.08 in
= 0.002 m

Maka,

$$e = \frac{151987.5 \text{ N/m}^2 \times 0.3469 \text{ m}}{4 \times 0.8 \times 1.15E{+}08 \text{ N/m}^2 - 1.2 \times 151987.5 \text{ N/m}^2} + 0.002$$

$$= 0.0022 \text{ m}$$

$$= 0.0857 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar 0.1875 in (Tabel 5.6, Brownell and Young p.88)

$$OD = ID + 2e$$

$$= 0.3469 \text{ m} + 2 \times 0.0022 \text{ m}$$

$$ID = 0.3512 \text{ m}$$

$$= 13.8270 \text{ in}$$

OD standar = 18 in (Tabel 5.7, Brownell and Young p.90)

Untuk nilai OD = 18 in didapat :

icr = 1.125 in
rc = 18 in
t = 0.1875 in

(Brownell and Young., 1958 hal 89 tabel 5.7)

Menghitung Tebal Head

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi

Untuk tekanan operasi <15 atm, head yang digunakan berjenis torispherical dished head

(Towler and Sinnot p.987, 2008)

$$e = \frac{P_i R_c C_s}{2fJ + P_i (C_s - 0.2)} + C$$

$$C_s = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{R_c}{R_k}}\right)$$

(Coulson, 2005)

Dimana :

Cs = Stress concentration factor
Rc = Crown radius (m) = 0.3469 m
Rk = Knuckle radius = 6% Rc
= 0.0208 m

Maka,

$$Cs = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{0.3469\ m}{0.0208\ m}}\right)$$

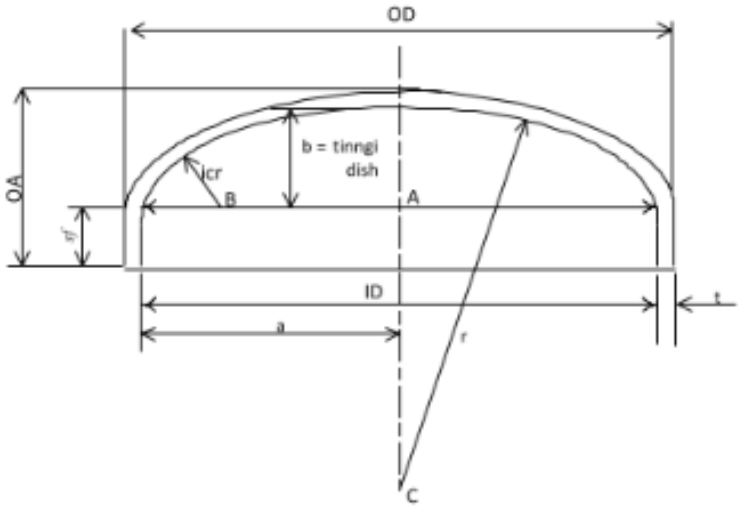
$$= 1.7706$$

$$e = \frac{151987.5\ N/m^2 \times 0.3469\ m \times 1.7706}{2 \times 1.15E{+}08\ N/m^2 \times 0.8 + 151987.5\ N/m^2 \times (1.7706 - 0.2)}$$

$$= 0.0005$$

Digunakan tebal standar 0.1875 in (Tabel 5.6, Brownell and Young p.88)

Menghitung Tinggi Head



Keterangan :

sf = *Standart Straight Flanged*
icr = *Inside Corner Radius*
a = *Inside Radius*
b = *Depth of Dish (inside)*
r = *Radius of Dish*
ID = Diameter Dalam Shell

Maka :

icr = 1.125 in
= 0.0286 m
r = 18 in
= 0.4572 m
ID = 13.8270 in
= 0.3512 m

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{0.3512}{2}$$

$$= 0.1756 \text{ m}$$

AB = a - icr

= 0.1470 m

BC = r - icr

= 0.4286 m

AC = $\sqrt{BC^2-AB^2}$

= 0.4026 m

b = r - AC

= 0.0546 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

= 0.0048 m + 0.0546 m + 0.0508 m

= 0.1101 m

Volume head = 0.000049 x ID^3

= 0.000049 x (13.8270 in)^3

= 0.1295 in^3

= 0.0000021 m^3

$$A \text{ head} = \frac{V \text{ head}}{\text{Tinggi head}}$$

= 0.0000193 m^2

Menghitung Panjang Total Dekanter

Panjang Total = Panjang shell + 2 x Panjang head

Maka :

L Total = L shell + 2 x L head

= 0.6937 m + 2 x 0.1101 m

= 0.9140 m

Menghitung Tinggi Cairan Dalam Dekanter

Keterangan:

Z_1 = Tinggi pipa keluaran hasil atas

Z_2 = Tinggi pipa keluaran hasil bawah

Z_3 = Tinggi pipa umpan

Tinggi cairan dalam dekanter ditentukan dengan persamaan :

Z_1 = 0.9 x H
= 0.9 x 0.9140 m
= 0.8226 m
Z_3 = 0.5 x H
= 0.5 x 0.9140 m
= 0.4570 m
Z_2 = $Z_3 + (Z_1-Z_3) \times \frac{\rho H}{\rho L}$
= 0.7935 m

Merancang Pipa Inlet dan Outlet Dekanter

Umpan masuk dekanter

Kecepatan Massa = 8286.9457 kg/jam
= 5.0749 lb/detik
Rapat Massa = 1281.6618 kg/m³
= 80.0116 lb/ft³
q = $\frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Rapat massa}}$
= $\frac{5.0749 \text{ lb/detik}}{80.0116 \text{ lb/ft}^3}$
= 0.0634 ft³/detik

Menentukan Diameter Pipa Optimum

Dopt = $3.9 \times q^{0'45} \times \rho^{0'13}$
= 3.9 x (0.0634 ft³/detik)$^{0'45}$ x (80.0116 lb/ft³)$^{0'13}$
= 1.9930

Dipilih diameter standart yaitu :

ID = 2.469 in
OD = 2.88 in

(Kern.D.Q., 1965 Tabel 11 hal 844)

Keluaran fase ringan

Kecepatan Massa = 9790.6477 kg/jam
= 5.9957 lb/detik
Rapat Massa = 1037.2 kg/m³
= 64.7506 lb/ft³

$$q = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Rapat massa}}$$

$$= \frac{5.9957 \text{ lb/detik}}{64.7506 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0.0926 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3.9 \times q^{0'45} \times q^{0'13}$$

$$= 3.9 \times (0.0926 \text{ ft}^3\text{/detik})^{0'45} \times (64.7506 \text{ lb/ft}^3)^{0'13}$$

$$= 2.2988$$

Dipilih diameter standart yaitu :

ID = 3.068 in
OD = 3.5 in

(Kern.D.Q., 1965 Tabel 11 hal 844)

Keluaran fase berat

Kecepatan Massa = 1014.3182 kg/jam
= 0.6212 lb/detik
Rapat Massa = 1600.0 kg/m³
= 99.8848 lb/ft³

$$q = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Rapat massa}}$$

$$= \frac{0.6212 \text{ lb/detik}}{99.8848 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0.0062 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$D_{opt} = 3.9 \times q^{0'45} \times q^{0'13}$$

$$= 3.9 \times (0.0062 \text{ ft}^3\text{/detik})^{0'45} \times (99.8848 \text{ lb/ft}^3)^{0'13}$$

$$= 0.7214$$

Dipilih diameter standart yaitu :

ID = 0.824 in
OD = 1.05 in

(Kern.D.Q., 1965 Tabel 11 hal 844)

KESIMPULAN

Nama Alat	:	Decanter - 2 (D-02)	
Fungsi	:	Memisahkan fase berat berupa $C_3H_5(ONO_2)_3$, dengan $C_3H_5(OH)_3$, H_2O, Na_2SO_4 dan $NaNO_3$	
Jenis Alat	:	Decanter Vertikal	
Kondisi Operasi			
Suhu	:	28	^0C
Tekanan	:	1	atm
Kecepatan Pengendapan	:	0.0261	meter/s
Waktu Pemisahan	:	10	menit
Ukuran Dekanter			
Diameter Dekanter	:	0.35	m
Tinggi Dekanter	:	0.69	m
Tebal Shell	:	0.19	in
Tebal Head	:	0.19	in
Tinggi Head	:	0.11	m
Diameter Pipa			
Pipa Umpan	:	2.88	in
Pipa Fase Berat	:	1.05	in
Pipa Fase Ringan	:	3.50	in
Tinggi Pipa			
Pipa Umpan	:	0.79	m
Pipa Fase Berat	:	0.46	m
Pipa Fase Ringan	:	0.82	m
Material	:	Stainless Steel	

Perancangan Mixer - 1 (M-01)

Kondisi Operasi Mixer

Suhu: 30 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Mencampurkan asam sulfat (H_2SO_4) dan asam nitrat (HNO_3) sebagai bahan baku asam campuran sebelum masuk ke Reaktor-1 (R-01) dengan laju alir 3515.87 kg/jam

Neraca Massa Mixer-1

Data umpan masuk dan keluar Mixer-1 (M-01)

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m³)	Fraksi Mol (xi)	*p*.xi
H_2SO_4	98	14.4023	1411.4297	1841	0.1913	352.0913
HNO_3	63	22.4036	1411.4297	1507	0.2975	448.3325
H_2O	18	38.5004	693.0069	997.07	0.5113	509.7520
Total		75.306	3515.87	Densitas Campuran		1310.1758

Neraca Panas Mixer-1

Data kapasitas panas komponen pada Mixer-1 pada suhu 25^{0}C

Senyawa	ΔHf (kJ/mol)	Cp (kJ/kmol.K))
HNO_3	-135.10	214.48 - 7.68E-01 T + 1,50E-3 T² - 3.02E-7 T³
H_2O	-241.80	92.05 - 4.00E-02 T – 2.11E-4 T² + 5.35E-7 T³
H_2SO4	-735.13	26.004 + 7.03E-1 T - 1.36E-03 T² + 1.03E-06 T³

Menghitung Entalpi Masuk

$$\Delta H_{Reaktan} = \int_{303}^{298} Cp.dT_{\ Reaktan}$$

$$\Delta H_{HNO3} = \int_{303}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 214.48\,(298-303) + \frac{0,768}{2}(298^2 - 303^2) - \frac{1,50\,.10^{-2}}{3}(298^3 - 303^3) + \frac{3,02\,.10^{-7}}{4}(298^4 - 303^4)\Big]_{303}^{298}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = -\,553,97\ \text{kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{H_2O} = \int_{303}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{H_2O} = 92{,}05\,(298-303) - \frac{0{,}04}{2}(298^2 - 362^2) - \frac{2{,}11.10^{-4}}{3}(298^3 - 303^3) + \frac{5{,}35.10^{-7}}{4}(298^4 - 303^4)\Big]_{303}^{298}$$

ΔH_{H_2O} = - 377,50 kJ/kgmol

$$\Delta H_{H_2SO_4} = \int_{303}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{H_2SO_4} = 26{,}004\,(298-303) + \frac{0{,}768}{2}(298^2 - 303^2) - \frac{1{,}36.10^{-3}}{3}(298^3 - 303^3) + \frac{1{,}03.10^{-6}}{4}(298^4 - 303^4)\Big]_{303}^{298}$$

$\Delta H_{H_2SO_4}$ = - 701.54 kJ/kgmol

Maka panas yang masuk mixer yaitu:

$$Q\ masuk = n\ .\ \int_{303}^{298} Cp.dT_{\ Reaktan}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut:

Data Panas Masuk Mixer 1 (M-01)

Senyawa	Input (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
H_2SO_4	14.4023	-701.540	-10103.820
HNO_3	22.4036	-553.970	-12410.948
H_2O	38.5004	-377.500	-14533.894
Total	75.3064	-1633.010	-37048.662

Menghitung Entalpi Pelarutan

Komponen Masuk: 40.14% massa H_2SO_4
40.14% massa HNO_3
19.71% massa H_2O

Total Asam = 80.29% massa

HNO_3 Bebas Air = $\frac{\%HNO_3}{\%\text{Total Asam}}$
= 50%

Jumlah Total Asam = 2822.8593 kg = 6223.3396 lb

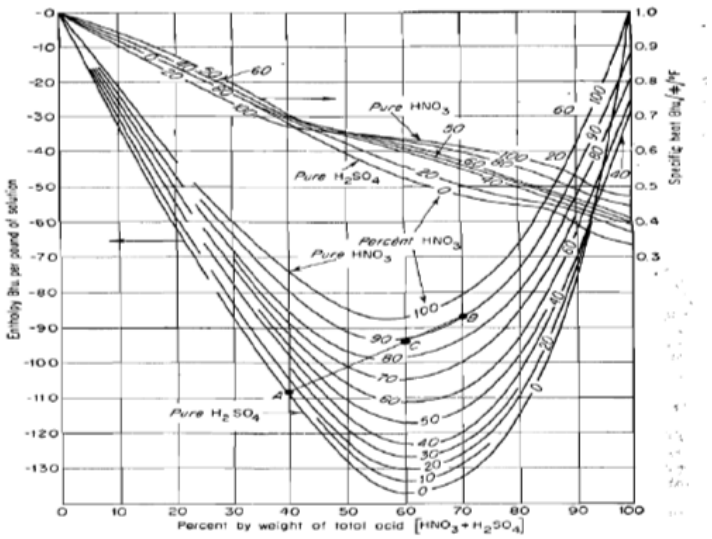


Fig. 4-5. Enthalpy of nitric acid, sulfuric acid, and water mixtures. The ordinate of Fig. 4-5 is enthalpy in "Btu per pound of solution," and its abscissa is "per cent by weight of total acid in mixed-acid solution." The enthalpy for a specific composition is obtained by interpolation between the lines of indicated nitric acid composition, being based on anhydrous $HNO_3 + H_2SO_4$. For example, the line of 60 per cent HNO_3 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 ($HNO_3 + H_2SO_4$).

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

H_{32F} = -15 BTU/lb
Cp = 0.52 BTU/lb.F

Maka entalpi pada T = 30 ^{0}C = 86 F
ΔH Pelarutan (ΔHs) = H_{32F} . m + m . Cp . dT
= (H_{32F} . + Cp . dT) . m
= (-15 BTU/lb + 0.52 BTU/lb.F (86-32) F) . 6223.3396 lb/jam
= 81401.282 BTU/jam
= 85883.236 kJ/jam

Menghitung Entalpi Keluar

$$\Delta H_{Produk} = \int_{298}^{303} Cp.dT_{\ Produk}$$

$$\Delta H_{HNO3} = \int_{298}^{303} Cp.dT$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 214.48\,(303-298) + \frac{0{,}768}{2}(303^2 - 298^2) - \frac{1{,}4387 .10^{-3}}{3}(303^3 - 298^3) + \frac{2{,}039 .10^{-6}}{4}(303^4 - 298^4)\Big]_{298}^{303}$$

$$\Delta H_{HNO_3} = 553{,}97 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{H_2O} = \int_{298}^{303} Cp.dT$$

$$\Delta H_{H_2O} = 92{,}053\,(303-298) - \frac{0{,}039953}{2}(303^2 - 298^2) - \frac{2{,}1103.10^{-4}}{3}(303^3 - 298^3) + \frac{5{,}347.10^{-7}}{4}(303^4 - 298^4)\Big]_{298}^{362}$$

$\Delta H_{H_2O} = 377{,}50$ kJ/kgmol

$$\Delta H_{H_2SO_4} = \int_{298}^{303} Cp.dT$$

$$\Delta H_{H_2SO_4} = 26{,}004\,(303-298) + \frac{0{,}70337}{2}(303^2 - 298^2) - \frac{1{,}3856.10^{-3}}{3}(303^3 - 298^3) + \frac{1{,}0342.10^{-6}}{4}(303^4 - 298^4)\Big]_{298}^{362}$$

$\Delta H_{H_2SO_4} = 701{,}54$ kJ/kgmol

Maka panas yang keluar mixer yaitu:

$$Q\ keluar = n.\ \int_{298}^{303} Cp.dT\ _{Produk}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut:

Data Panas Keluar Mixer 1 (M-01)

Senyawa	Output (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Output (kJ/jam)
H_2SO_4	14.4023	701.540	10103.820
HNO_3	22.4036	553.970	12410.948
H_2O	38.5004	377.500	14533.894
Total	75.3064	1633.010	37048.662

Neraca Panas Total

Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Panas Masuk (Qin)	-37048.662	Panas Keluar (Qout)	37048.662
Panas Pelarutan (Qpl)	85883.236		
Panas Beban (Qs)	-87030.721		
Total	-38196.147	Total	37048.662

Jika, Mixer-1 dibuat adiabatik maka panas beban sama dengan 0 (Qs = 0)

Qbeban = Qoutput - Qinput - Qpengeluaran

0 = Qoutput - Qinput - Qpengeluaran

Maka, Qoutput menjadi:

Qoutput = Qinput + Qpelarutan

= (-37048.662 + 85883.236)

= 48834.574 kj/jam

Menghitung Tout Adiabatis

Qoutput	=	m produk. Cp.dT	; dt =Tout - Tref	
48834.574 kj/jam	=	3515.87	Cp.dT	
Cp.dT	=	13.889770		

	A (T^0)	B (T^1)	C(T^2)	D(T^3)
Total	332.534	-400.065	-0.000071	0.00000126
ΣCp.dT	119512.2548			

Menggunakan metode goal seek pada Ms. Excel didapatkan nilai T out = 290.27 K
= 17.27 ^{0}C

Berdasarkan hasil perhitungan diatas menunjukkan bahwa suhu keluaran mixer menurun namun belum mencapai titik suhu yang dibutuhkan. Oleh karena itu, untuk mencapai target suhu sebesar 15°C perlu digunakan adanya pendingin. Dimana pendingin yang digunakan adalah air pendingin, sehingga beban pendingin dapat menurunkan panas secara optimal.

Penentuan Dimensi Mixer

Perhitungan Volume Mixer

Diasumsikan untuk pencampuran H_2SO_4 dan HNO_3 secara sempurna membutuhkan waktu tinggal (Θ) sebesar 30 menit.

Senyawa	m (kg/jam)	p (kg/m³)	Laju Alir (m³/jam)
H_2SO_4	1411.4297	1841	0.767
HNO_3	1411.4297	1507	0.937
H_2O	693.0069	997.07	0.695
Total	3515.8662		2.398

Laju Alir (Fv) = 2.398 m³/jam
Volume Mixer (V) = Fv x Θ
= 2.398 m³/jam x 0.5 jam
= 1.1991 m³
= 1199.15 liter

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 volume mixer menjadi 120% dari volume cairan dalam mixer.

Volume Mixer = Volume Cairan x (1 + Over design)
= 1.1991 m³ x (1 + 0.2)
= 1.4390 m³
= 1438.9743 liter
= 380.1368 gal

Volume yang digunakan adalah 387 gallon dengan ID = 60 in berdasarkan buku Pressure Vessels: The ASME Code Simplified oleh J. Phillip Ellenberger Table A.1

Volume Perancangan	=	387	gal
		1464.954	liter
		1.465	m^3
ID	=	48	inch
	=	1.2192	m
	=	4.00	ft

Kemudian diipilih ID = H karena mixer berbentuk vessel kecil dengan tutup

(Brownel and Young, 1958 page 43)

Karena ID = H, maka didapat:

H	=	48	inch
	=	1.219	meter
	=	4.00	ft

Ketinggian Cairan dalam Mixer

Perhitungan Volume atas (Head)

$$V_{Head} = \frac{\pi . ID^2}{4} x \frac{ID}{6}$$

Vhead = 0.23711 m^3

(Brownel and Young., 1958 page 80)

Volume Mixer = Volume Shell + Volume Bottom + Volume Head

Volume Shell + Bottom = Volume mixer - Volume Head

= 1.2278 m^3

Perhitungan luas permukaan dan penampang mixer untuk mixer berbentuk silinder tegak;

Luas permukaan mixer	=	π.ID.H
	=	7235 in^2
	=	4.6674 m^2
Luas penampang mixer	=	$\frac{\pi}{4} . ID^2$
	=	1.1669 m^2

Perhitungan tinggi cairan pada reakor yaitu;

Volume shell + bottom	=	Luas penampang mixer	x	Tinggi cairan
1.2278 m^3	=	1.1669 m^2	x	Tinggi cairan
TInggi cairan	=	1.0523 meter		
	=	3.4523 ft		

Tekanan Perancangan Mixer

Tekanan operasi	=	1	atm
	=	14.7	*psia*
Tekanan hidrostatis	=	*p* x H cairan	
	=	1310.1758 kg/m^3 x	1.0523 m
	=	1378.7 kg/m^2	
	=	2.0 psia	
Tekanan desain (Pabs)	=	14.7 psia +	2.0 psia
	=	16.7 psia	

Tekanan perancangan dibuat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka :

Tekanan Perancangan = 1,2 x Pabs				
	=	1,2 x	16.7	psia
	=	19.993	psia	

Tebal Dinding Mixer

Pemilihan bahan pembuatan Mixer didasarkan atas bahan baku yang direaksikan, dalam hal ini mixer digunakan untuk merekasikan Asam campuran yang bersifat korosif. Sehingga dipilih Mixer dengan bahan Stainless Steel SA-167 tipe 305 karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik, dengan allowable stress (f) yaitu 18750 (Brownel and Young., 1958 page 342).

$$t = \frac{0{,}885\ .\ P\ .\ r}{f\ .\ E - 0{,}1P} + C$$

Keterangan:

t	=	Tebal dinding shell (in)		
P	=	Tekanan perancangan (psia)		
r	=	Jari - jari mixer (in)		
f	=	*Allowable stress*		
E	=	Efisiensi sambungan		
C	=	Faktor korosi	=	0.125 in

(Brownel and Young., 1958 page 258 pers 14.34).

t = ts = Tebal dinding shell (in)

$$= \frac{0.885 \times 19.993 \text{ psia} \times 24 \text{ in}}{(18750 \times 0.8) - (0.1 \times 19.993) \text{ psia}} + 0.125 \text{ in}$$

ts = 0.153 in

Maka diambil Tebal Dinding Mixer standar yaitu 3/16 in atau 0.1875 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)

Maka Nilai Diameter Luar Mixer (OD), yaitu :

$$OD = ID + 2 \, . \, tshell$$

OD = 48 in + 2 x 0.1875 in

= 48.38 in

Maka diambil Diameter Luar Mixer (OD) standar yaitu 54 in

(Brownel and Young., 1958 page 89 Tab 5.6).

OD Standar = 54 in

= 1.3716 m

Koreksi ID

ID = OD standar - 2 x tshell standar

= 54 in - 2 x 0.1875 in

= 53.625 in

= 1.3621 m

= 4.4688 ft

Untuk nilai OD = 54 in maka nilai rc, icr, dan t adalah :

r = 54 in = 1.3716 m

icr = 3.25 in

t = 0.1875 in

Tebal dan Tinggi Head Mixer

Menentukan tebal dinding head:

$$t_{head} = \frac{P \, . \, r \, . \, W}{2 \, . \, f \, . \, E - 0,2 \, . \, P} + C$$

Dimana :

thead = tebal head (in)

W = stress intensification factor

f = allowable strees

E = Efisiensi Sambungan

C = corrosion allowance (in) = 0.125 in

P = Tekanan design (psia)

Dengan ;

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

W = 2.827

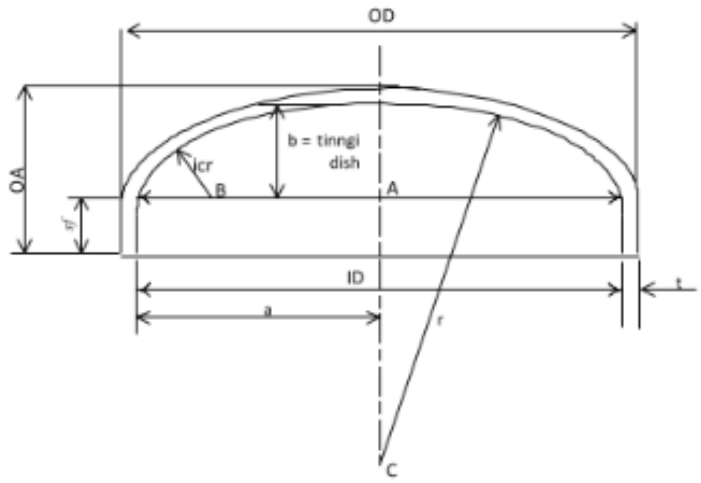
Maka,

thead = 0.1702 in

Maka diambil thead standar yaitu 3/16 in = 0,1875 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)

Menentukan tinggi head (OA) :
Untuk thead = 0,1875 in maka nilai sf adalah :
sf = 1.5-2 in
Maka diambil sf = 1.75 in



Dimensi head yaitu;

a = *ID/2*
= 13.406 in

b = rc - AC
b = 4.2766 In

AB = *(ID/2) -icr*
= 10.156 in

BC = *rc -icr*
= 50.75 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

= 49.7234 in

Maka tinggi head adalah:

OA = *thead + b + sf*
= 6.1969 in
= 0.5164 ft
= 0.1574 m

Menghitung Tinggi Total Mixer

Tinggi Total = Tinggi Shell + 2. Tinggi Head

Maka:

HTotal = HShell + 2.HHead

HTotal = 1.2192 m + 0.1574 m)
= 1.5340 m

Jadi tinggi total (HTotal) Mixer 1 (M-01) yaitu 1.5340 m

Penganduk Pada Mixer

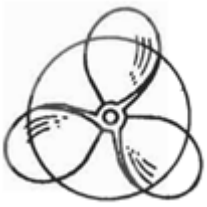
Menentukan Jenis Pengaduk

Menentukan viskositas campuran komponen masuk mixer :

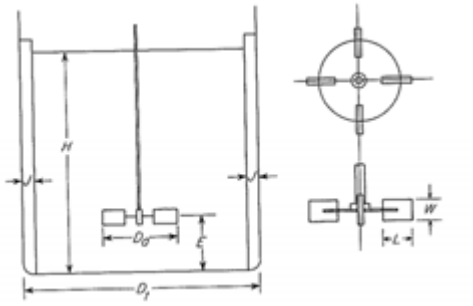
Komponen	Fao (kmol/jam)	Fraksi Mol (x)	μ (cP)	x . μ (cP)
H_2SO_4	14.4023	0.1913	35.5289	6.7949
HNO_3	22.4036	0.2975	0.9262	0.2756
H_2O	38.5004	0.5113	1.1661	0.5962
Total	75.3064	1.00		7.6666

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. Untuk viskositas 7.6666 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah Three Bladed Mixing Propeller dengan alasan :

1. Pengaduk cocok digunakan pada larutan dengan viskositas < 3000 cP (Geankoplis., 19933 page 143).
2. Pengaduk dapat bekerja cepat yaitu dengan kecepatan hingga 1800 rpm.



Menghitung Dimensi Pengaduk



Keterangan:

Dt = Diameter mixer
Da = Diameter Propeller
W = Tinggi Propeller
L = Lebar Propeller
J = Lebar Baffle
E = Jarak Propeller dengan dasar mixer
H = Tinggi cairan setelah ditambah mixer

Diketahui Data:

$$\frac{D_a}{D_t}=\frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t}=1 \qquad \frac{J}{D_t}=\frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t}=\frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a}=\frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a}=\frac{1}{4}$$

Maka diperoleh hasil:

Diameter Propeller (Da) $= \frac{Dt}{3}$

$= \frac{54\ in}{3}$

$= 18\ in = 0.4572\ m = 1.5000\ ft$

Jarak propeller dari dasar (E) $= \frac{Dt}{3}$

$= \frac{54\ in}{3}$

$= 18\ in\ in = 0.4572\ m = 1.5000\ ft$

Lebar Propeller (L) $= \frac{Da}{4}$

$= \frac{18 \text{ in}}{4}$

$= 5 \text{ in} = 0.1143 \text{ m} = 0.3750 \text{ ft}$

Lebar Baffle (J) $= \frac{Dt}{12}$

$= \frac{54 \text{ in}}{12}$

$= 5 \text{ in} = 0.1143 \text{ m} = 0.3750 \text{ ft}$

Tinggi Propeller (W) $= \frac{Da}{5}$

$= \frac{18 \text{ in}}{5}$

$= 3.6 \text{ in} = 0.0914 \text{ m} = 0.3000 \text{ ft}$

Tinggi Cairan (H) $= 1.1 \times Dt$

$= 1.1 \times 54 \text{ in}$

$= 59 \text{ in} = 1.5088 \text{ m} = 4.950 \text{ ft}$

Volume cairan setelah ditambah pengaduk

V_{Total} = Luas Penampang Mixer x Tinggi Cairan dengan Pengaduk

= 1.1669 m^2 x 1.0523 m

= 1.2278 m^3

Maka dapat disimpulkan bahwa volume mixer dengan adanya pengaduk menjadi 1.2278 m^3

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Blade = 3 buah

(McCabe and Smith 5ed., 1993 page 243)

Kecepatan Putar Pengaduk

Dari Table 8.2 Buku Chemical Reactor for Process Plant by Rase H.F., 1977 page 345 diketahui kecepatan putar untuk jenis The Three Blade.

Untuk menghitung kecepatan putar pengaduk dipakai persamaan :

$$\frac{WELH}{2\,Da} = \left(\frac{\pi \,.\, Da.N}{600}\right)^2$$

Dimana:

WELH = *Water Equivalent Liquid Height (ft)*

WELH = $\frac{p \text{ campuran x tinggi cairan}}{p \text{ air}}$

= 6.5044 ft

Maka :

$$\frac{WELH}{2\,Da} = \left(\frac{\pi \,.\, Da.N}{600}\right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi \text{ x } 1.5000 \text{ ft}} \text{ x } \left(\frac{6.5044 \text{ ft}}{2 \text{ x } 1.5000 \text{ ft}}\right)^{0.5}$$

= 187.5747 rpm

Sehingga dipilih kecepatan pengadukan (N) yang sesuai standart yaitu 155 rpm atau 2.58 rps (Walas S. M., 1990 page 288)

$$\Sigma \text{ Propeller} = \frac{WELH}{ID}$$

$$= \frac{6.5044 \text{ ft}}{4.4688 \text{ ft}}$$

$$= 1.4555 \approx 2$$

Maka digunakan pengaduk (propeller) berjumlah 2 buah

(Rase,H.F., 1977 page 338)

Tenaga Pengadukan

Menghitung Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{n \,.\, Da^2 \rho}{\mu}$$

Dimana:

NRe	:	Bilangan Reynold
n	:	Kecepatan Putaran
Da	:	Diameter Propeller
p	:	Densitas Campuran
µ	:	Viskositas Campuran

(McCabe and Smith 5ed., 1993 page 249)

Maka :

$$NRe = \frac{5.33\ rps \times (0.4572\ m)^2 \times 1310.1758\ kg/m^3}{0.0077\ kg/m.s}$$

$$= 190399.133$$

Menentukan Power Number

Didapat Bilangan Reynold sebesar

Menggunakan Grafik pada Fig 8.8 Buku Chemical Reactor for Process Plant by Rase H.F., 1977 page 349 didapat Number Power (Np) yaitu 5,5

Menentukan Tenaga Pengadukan

Persamaan Tenaga Pengadukan (P) yaitu sebagai berikut:

$$P = Np \cdot n^3 \cdot Da^5 \cdot \rho$$

(McCabe and Smith 5ed., 1993 p. 248)

Maka:

$$P = 5.5 \times (5.33\ rps)^3 \times (0.4572\ m)^5 \times 1310.1758\ kg/m^3$$

$$= 21797.4151\ Watt$$

$$= 29.2303\ Hp$$

Jika Efisiensi Motor yang digunakan adalah 85%, maka:

$$P = \frac{29.2303\ Hp}{0.85}$$

$$= 34.3886\ Hp$$

Jadi standar daya motor pengaduk yang digunakan sebesar 40 Hp

(Silla H., 2010 Table 5.10)

Merancang Pendingin Mixer -1

Pada dasarnya, Dekanter ini tidak memerlukan medium pendingin maupun pemanas karena tidak ada panas yang diterima maupun diberikan kepada lingkungan. Medium pendingin yang digunakan adalah air pendingin untuk menurunkan suhu Mixer ke 15^{0}C.

$$T_{rata\text{-}rata} = \frac{T_2 + T_1}{2}$$

$$= \frac{(-5) + 2.77\ ^0C}{2}$$

$$= -1.115\ ^0C$$

Data air pendingin ($CaCl_2$) pada suhu -1.11^{0}C adalah sebagai berikut:

Cp = 0.65 BTU/lb.^{0}F
= 1.17 BTU/lb.^{0}C
ρ = 1308.5 kg/m^3
= 1.3085 kg/l
= 81.687 lb/ft^3
μ = 6.2 cP

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

$$\frac{Q}{t} = \sigma e A T^4$$

Keterangan :

Q = Panas yang dipancarkan (joule)
t = Waktu (sekon)
σ = Konstanta Stefan Boltzmann = 5.67E-08 J/s · m² · K⁴
e = Emisivitas Permukaan = 0.32 (Stainless Steel 304)
A = Luas Area Permukaan = Luas Permukaan Shell + Luas Permukaan head
= (2 x π x r x t) + (4 x π x r²)
= 50.3601 m²
= 542.0714 ft²
T⁴ = Suhu Absolut (kelvin) = T_2^4-T_1^4
= (303^4-288^4) K
= 1549185345 K

Maka :

$$\frac{Q}{t} = \sigma \cdot e \cdot A \cdot T^4$$

= 5.67E-08 J/s · m² · K⁴ x 0.32 x 50.3601 m² x 1549185345 K
Q = 1415.542 J/s
= 4830.0309 BTU/jam

$$M = \frac{\text{Panas Beban (Qs)}}{\text{Cp. } \Delta T}$$

$$= \frac{4830.0309 \text{ BTU/jam}}{1.17 \text{ BTU/lb.}^0\text{C} \times 5 \ ^0\text{C}}$$

= 825.6463 lbm/jam
= 374.5069 kg/jam

Koefisien Transfer Panas :
Campuran memiliki viskositas lebih dari 1 maka dapat disebut sebagai Heavy Organics. Sehingga dari Tabel
Kern page 840 diperoleh data Overall Heat Transfer yaitu 5 – 75 BTU/ft². jam. ^{0}F

Karena campuran memiliki viskositas yang tinggi maka ditetapkan harga UD maksimal yaitu 75 BTU/ft². Jam

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2-t_1) - (T_1 -t_2)}{Ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$= \frac{(15-(-5)) - (30-2.77)}{Ln \frac{(15-(-5))}{(30-2.77)}}$$

$$= 23.4294 \ ^0C$$

$$74.1729 \ ^0F$$

Menghitung Luas Transfer Panas

$$\text{Luas Transfer Panas (A)} = \frac{Qs}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{4830.0309 \ \text{BTU/jam}}{75 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2.\text{jam.F}} \times 74.1729 \ ^0F}$$

$$= 0.8682 \ \text{ft}^2$$

Sehingga dapat disimpulkan bahwa Luas Transfer Panas (A) < Luas Permukaan mixer (A dekanter). Maka dipilih jaket pendingin untuk mendinginkan.

$$qv = \frac{M}{\rho}$$

$$= 286.2108 \ \text{L/jam}$$

$$= 0.2862 \ \text{m}^3\text{/jam}$$

$$= 0.0000795 \ \text{m}^3\text{/s}$$

$$= 0.002808 \ \text{ft}^3\text{/s}$$

Menghitung Jaket pendingin untuk Mixer - 1

Diameter Dalam Jaket Pendingin (IDj)

$$IDj = \text{OD Mixer} + 2 \times \text{Tebal Dinding Mixer}$$

$$= 54 \ \text{in} + 2 \times 0.1875 \ \text{in}$$

$$= 54.375 \ \text{in}$$

Tebal Jaket Pendingin (tj)

$$tj = \frac{IDj - \text{OD Mixer}}{2}$$

$$= \frac{54.375 \ \text{in} - 54 \ \text{in}}{2}$$

$$= 0.1875 \ \text{in}$$

Diameter Luar Jaket Pendingin (ODj)

ODj = IDj + 2 x tj
= 54.375 in + 2 x 0.1875 in
= 54.75 in

Jari - jari luar jaket pendingin (rj)

rj = 0.5 x ODj
= 0.5 x 54.75 in
= 27.375 in

Tinggi Jaket Pendingin (Hj)

Hj = Tinggi Shell + Head Bawah
= 1.2192 m + 0.1574 m
= 1.3766 m

KESIMPULAN

Fungsi	=	Mencampurkan asam sulfat (H_2SO_4) dan asam nitrat (HNO_3) sebagai bahan baku asam campuran sebelum masuk ke Reaktor-1 (R-01) dengan laju alir 3515.87 kg/jam
Tipe	=	Tangki Berpengaduk
Kondisi Operasi		
Suhu	=	30 ^{0}C
Tekanan	=	1 atm
Waktu Tinggal	=	30 menit
Volume Cairan	=	1.1991 m^3
Volume Mixer	=	1.465 m^3
Tinggi Cairan di Dalam Mixer	=	1.0523 m
Ukuran Tangki Mixer		
Diameter Dalam	=	1.3621 m
Diameter Luar	=	1.3716 m
Tebal Head	=	3/16 in
Tinggi Head Atas	=	0.1574 m
Tinggi Head Bawah	=	0.1574 m
Tebal Dinding Mixer	=	3/16 in
Tinggi Total Mixer	=	1.5340 m
Material	=	Stainless Steel SA-167 tipe 305
Pengaduk Mixer		
Jenis	=	Three Bladed Mixing Propeller
Jumlah Blade	=	3 buah
Jumlah Baffle	=	4 buah
Diameter Pengaduk	=	0.4572 m
Tinggi Pengaduk	=	0.0914 m
Lebar Blade	=	0.1143 m
Lebar Baffle	=	0.1143 m
Kecepatan Pengaduk	=	155 rps
Power Pengaduk	=	40 Hp
Pendingin		
Jenis	=	Jaket Pendingin
Media Pendingin	=	Air Pendingin
Kebutuhan Pendingin	=	374.5069 kg/jam
Luas Transfer Panas	=	0.8682 m^2
Tebal Jaket	=	0.1875 in
Diameter Jaket	=	54.75 in

Perancangan Mixer - 2 (M-02)

Kondisi Operasi Mixer

Suhu: 30 ^{o}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Melarutkan sodium karbonat (Na_2CO_3) sebanyak 1104.4583 kg/jam dalam air sebanyak 8099.3608 kg/jam

Dimana:

Arus 1 : Umpan segar Na_2CO_3 dengan konsentrasi 100%
Arus 2 : Umpan segar H_2O
Arus 3 : Arus keluar Mixer - 2 (M-02) sebagai Asam campuran antara Na_2CO_3 dan H_2O

Neraca Massa Mixer-2

Data umpan masuk dan keluar Mixer-2 (M-02)

Komponen	BM (gr/mol)	Fao (kmol/jam)	m (kg/jam)	*p* (kg/m³)	Fraksi Mol (xi)	*p*.xi
Na_2CO_3	105.98	10.4214	1104.4583	2540	0.0226	57.4959
H_2O	18	449.9645	8099.3608	997.07	0.9774	974.5001
Total		460.386	9203.82	Densitas Campuran		1031.9961

Neraca Panas Mixer-2

Data kapasitas panas komponen pada Mixer-2 pada suhu 25^{o}C

Senyawa	ΔHf (kJ/mol)	Cp (kJ/kmol.K))
Na_2CO_3	-1108.51	189.535 - 7.00E-06 T + 2.00E-6 T² - 5.21E-9 T³
H_2O	-241.80	92.05 - 4.00E-02 T – 2.11E-4 T² + 5.35E-7 T³

Menghitung Entalpi Masuk

$$\Delta H_{Reaktan} = \int_{303}^{298} Cp.dT_{\ Reaktan}$$

$$\Delta H_{Na2CO3} = \int_{298}^{303} Cp.dT$$

$$\Delta H_{Na_2CO_3} = 189.535\,(298-303) - \frac{7.00.10^{-6}}{2}\left(298^2-303^2\right) + \frac{2.00.10^{-9}}{3}\left(298^3-303^3\right) - \frac{5,21.10^{-9}}{4}\left(298^4-303^4\right)\Big]_{298}^{303}$$

$$\Delta H_{Na_2CO_3} = -947.86\ \text{kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{H_2O} = \int_{303}^{298} Cp.dT$$

$$\Delta H_{H_2O} = 92{,}05\,(298-303) - \frac{0{,}04}{2}(298^2 - 362^2) - \frac{2{,}11.10^{-4}}{3}(298^3 - 303^3) + \frac{5{,}35.10^{-7}}{4}(298^4 - 303^4)\Big]_{303}^{298}$$

$$\Delta H_{H_2O} = -377{,}50 \text{ kJ/kgmol}$$

Maka panas yang masuk mixer yaitu:

$$Q\ masuk = n\ .\ \int_{303}^{298} Cp.dT\ _{Reaktan}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut:

Data Panas Masuk Mixer 1 (M-01)

Senyawa	Input (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Input (kJ/jam)
Na_2CO_3	10.4214	-947.860	-9878.013
H_2O	449.9645	-377.500	-169861.594
Total	460.3859	-1325.360	-179739.607

Menghitung Entalpi Pelarutan

Panas pelarutan = 5.57 kkal/gmol (Tabel Perry 2-224)
= 23304.88 kJ/kmol
= 23304.88 kJ/kmol x 10.4214 kmol/jam
= 242869.1061 kJ/jam

Menghitung Entalpi Keluar

$$\Delta H_{Produk} = \int_{298}^{303} Cp.dT\ _{Produk}$$

$$\Delta H_{Na2CO3} = \int_{298}^{303} Cp.dT$$

$$\Delta H_{Na_2CO_3} = 189.535\,(303-298) - \frac{7.00.10^{-6}}{2}\left(303^2 - 298^2\right) + \frac{2.00.10^{-9}}{3}\left(303^3 - 298^3\right) - \frac{5{,}21.10^{-9}}{4}(303^4 - 298^4)\Big]_{298}^{303}$$

$$\Delta H_{Na_2CO_3} = 947.86 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta H_{H_2O} = \int_{298}^{303} Cp.dT$$

$$\Delta H_{H_2O} = 92{,}053\,(303-298) - \frac{0{,}039953}{2}(303^2 - 298^2) - \frac{2{,}1103.10^{-4}}{3}(303^3 - 298^3) + \frac{5{,}347.10^{-7}}{4}(303^4 - 298^4)\Big]_{298}^{362}$$

$$\Delta H_{H_2O} = 377{,}50 \text{ kJ/kgmol}$$

Maka panas yang keluar mixer yaitu:

$$Q\ keluar = n\ .\ \int_{298}^{303} Cp.dT_{\ Produk}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut:

Data Panas Keluar Mixer 1 (M-01)

Senyawa	Output (kgmol/jam)	Cp.dT (kJ/kgmol)	Q Output (kJ/jam)
Na_2CO_3	10.4214	947.860	9878.013
H_2O	449.9645	377.500	169861.594
Total	460.3859	1325.360	179739.607

Neraca Panas Total

Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Panas Masuk (Qin)	-179739.607	Panas Keluar (Qout)	179739.607
Panas Pelarutan (Qpl)	242869.1061		
Panas Beban (Qs)	-242869.1061		
Total	-179739.607	Total	179739.607

Rancangan Mixer

Penentuan Dimensi Mixer

Perhitungan Volume Mixer

Diasumsikan untuk pencampuran H_2SO_4 dan HNO_3 secara sempurna membutuhkan waktu tinggal (Θ) sebesar 30 menit.

Senyawa	m (kg/jam)	p (kg/m³)	Laju Alir (m³/jam)
Na_2CO_3	1104.4583	2540	0.435
H_2O	8099.3608	997.07	8.123
Total	9203.8191		8.558

Laju Alir (Fv) = 8.558 m³/jam

Volume Mixer (V) = Fv x Θ

= 8.558 m³/jam x 0.5 jam

= 4.2790 m³

= 4278.99 liter

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 volume mixer menjadi 120% dari volume cairan dalam mixer.

Volume Mixer = Volume Cairan x (1 + Over design)
= 4.2790 m^3 x (1 + 0.2)
= 5.1348 m^3
= 5134.7926 liter
= 1356.4687 gal

Volume yang digunakan adalah 2313 gallon dengan ID = 90 in berdasarkan buku Pressure Vessels: The ASME Code Simplified oleh J. Phillip Ellenberger Table A.1

Volume Perancangan = 2313 gal
8755.657 liter
8.756 m^3
ID = 90 inch
= 2.286 m
= 7.50 ft

Kemudian diipilih ID = H karena mixer berbentuk vessel kecil dengan tutup
(Brownel and Young, 1958 page 43)

Karena ID = H, maka didapat:

H = 90 inch
= 2.286 meter
= 7.50 ft

Ketinggian Cairan dalam Mixer

Perhitungan Volume atas (Head)

$$V_{Head} = \frac{\pi . ID^2}{4} x \frac{ID}{6}$$

Vhead = 1.56296 m^3
(Brownel and Young., 1958 page 80)

Volume Mixer = Volume Shell + Volume Bottom + Volume Head
Volume Shell + Bottom = Volume mixer - Volume Head
= 7.1927 m^3

Perhitungan luas permukaan dan penampang mixer untuk mixer berbentuk silinder tegak;

Luas permukaan mixer = π.ID.H
= 25434 in^2
= 16.4090 m^2

Luas penampang mixer = $\frac{\pi}{4} . ID^2$

= 4.1022 m²

Perhitungan tinggi cairan pada reakor yaitu;

Volume shell + bottom = Luas penampang mixer x Tinggi cairan
7.1927 m³ = 4.1022 m² x Tinggi cairan
TInggi cairan = 1.7534 meter
= 5.7525 ft

Tekanan Perancangan Mixer

Tekanan operasi = 1 atm
= 14.7 *psia*
Tekanan hidrostatis = *p* x H cairan
= 1031.9961 kg/m³ x 1.7534 m
= 1809.5 kg/m²
= 2.6 psia
Tekanan desain (Pabs) = 14.7 psia + 2.6 psia
= 17.3 psia

Tekanan perancangan dibuat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka :

Tekanan Perancangan = 1,2 x Pabs
= 1,2 x 17.3 psia
= 20.728 psia

Tebal Dinding Mixer

Pemilihan bahan pembuatan Mixer didasarkan atas bahan baku yang direaksikan, dalam hal ini mixer digunakan untuk merekasikan Asam campuran yang bersifat korosif. Sehingga dipilih Mixer dengan bahan Stainless Steel SA-167 tipe 305 karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik, dengan allowable stress (f) yaitu 18750 (Brownel and Young., 1958 page 342).

$$t = \frac{0,885 . P . r}{f . E - 0,1P} + C$$

Keterangan:

t = Tebal dinding shell (in)
P = Tekanan perancangan (psia)
r = Jari - jari mixer (in)
f = *Allowable stress*
E = Efisiensi sambungan
C = Faktor korosi = 0.125 in

(Brownel and Young., 1958 page 258 pers 14.34).

t = ts = Tebal dinding shell (in)

$$= \frac{0.885 \times 20.728 \text{ psia} \times 45 \text{ in}}{(18750 \times 0.8) - (0.1 \times 20.728) \text{ psia}} + 0.125 \text{ in}$$

ts = 0.180 in

Maka diambil Tebal Dinding Mixer standar yaitu 3/16 in atau 0.1875 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)

Maka Nilai Diameter Luar Mixer (OD), yaitu :

$$OD = ID + 2 . tshell$$

OD = 90 in + 2 x 0.1875 in

= 90.38 in

Maka diambil Diameter Luar Mixer (OD) standar yaitu 96 in

(Brownel and Young., 1958 page 89 Tab 5.6).

OD Standar = 96 in

= 2.4384 m

Koreksi ID

ID = OD standar - 2 x tshell standar

= 96 in - 2 x 0.1875 in

= 95.625 in

= 2.4289 m

= 7.9688 ft

Untuk nilai OD = 96 in maka nilai rc, icr, dan t adalah :

r = 96 in

icr = 5.875 in

t = 0.3125 in

Tebal dan Tinggi Head Mixer

Menentukan tebal dinding head:

$$t_{head} = \frac{P . r . W}{2 . f . E - 0,2 . P} + C$$

Dimana :

thead = tebal head (in)

W = stress intensification factor

f = allowable strees

E = Efisiensi Sambungan
C = corrosion allowance (in) = 0.125 in
P = Tekanan design (psia)

Dengan ;

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

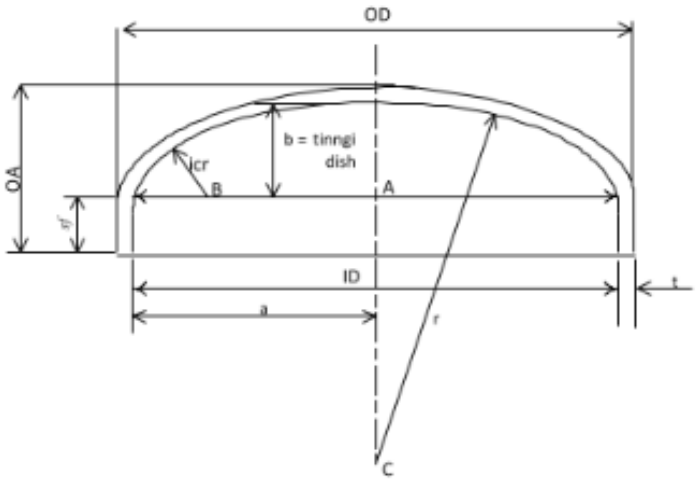
W = 2.793

Maka,

thead = 0.2118 in

Maka diambil thead standar yaitu 1/4 in = 0.25 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)



Menentukan tinggi head (OA) :
Untuk thead = 0.25 in maka nilai sf adalah :
sf = 1.5-3 in
Maka diambil sf = 2.75 in

Dimensi head yaitu;

a = *ID/2*
= 47.813 in

b = rc - AC
b = 16.2268 In

AB = *(ID/2) -icr*
= 41.938 in

BC = *rc -icr*
= 90.125 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

= 79.7732 in

Maka tinggi head adalah:

OA = *thead + b + sf*
= 19.1887 in
= 1.5991 ft
= 0.4874 m

Menghitung Tinggi Total Mixer

Tinggi Total = Tinggi Shell + 2. Tinggi Head

Maka:

HTotal = HShell + 2.HHead

HTotal = 2.286 m + 2 (0.4874 m)
= 3.2608 m

Jadi tinggi total (HTotal) Mixer 1 (M-01) yaitu 3.2608 m

Penganduk Pada Mixer

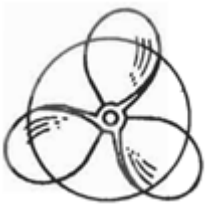
Menentukan Jenis Pengaduk

Menentukan viskositas campuran komponen masuk mixer :

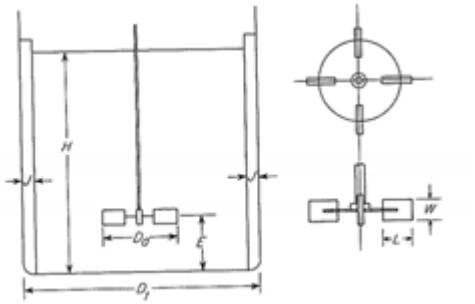
Komponen	Fao (kmol/jam)	Fraksi Mol (x)	μ (cP)	x . μ (cP)
Na_2CO_3	10.4214	0.0226	227.6164	5.1524
H_2O	449.9645	0.9774	1.1661	1.1397
Total	460.3859	1.00		6.2921

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. Untuk viskositas 6.2921 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah Three Bladed Mixing Propeller dengan alasan :

1. Pengaduk cocok digunakan pada larutan dengan viskositas < 3000 cP (Geankoplis., 19933 page 143).
2. Pengaduk dapat bekerja cepat yaitu dengan kecepatan hingga 1800 rpm.



Menghitung Dimensi Pengaduk



Keterangan:

Dt = Diameter mixer
Da = Diameter Propeller
W = Tinggi Propeller
L = Lebar Propeller
J = Lebar Baffle
E = Jarak Propeller dengan dasar mixer
H = Tinggi cairan setelah ditambah mixer

Diketahui Data:

$$\frac{D_a}{D_t}=\frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t}=1 \qquad \frac{J}{D_t}=\frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t}=\frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a}=\frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a}=\frac{1}{4}$$

Maka diperoleh hasil:

Diameter Propeller (Da) $= \frac{Dt}{3}$

$= \frac{96\ in}{3}$

$= 32\ in = 0.8128\ m = 2.6667\ ft$

Jarak propeller dari dasar (E) $= \frac{Dt}{3}$

$= \frac{96 \text{ in}}{3}$

$= 32 \text{ in} \quad \text{in} = 0.8128 \text{ m} = 2.6667 \text{ ft}$

Lebar Propeller (L) $= \frac{Da}{4}$

$= \frac{32 \text{ in}}{4}$

$= 8 \text{ in} = 0.2032 \text{ m} = 0.6667 \text{ ft}$

Lebar Baffle (J) $= \frac{Dt}{12}$

$= \frac{96 \text{ in}}{12}$

$= 8 \text{ in} = 0.2032 \text{ m} = 0.6667 \text{ ft}$

Tinggi Propeller (W) $= \frac{Da}{5}$

$= \frac{32 \text{ in}}{5}$

$= 6.4 \text{ in} = 0.1626 \text{ m} = 0.5333 \text{ ft}$

Tinggi Cairan (H) $= 1.1 \times Dt$

$= 1.1 \times 96 \text{ in}$

$= 106 \text{ in} = 2.6822 \text{ m} = 8.800 \text{ ft}$

Volume cairan setelah ditambah pengaduk

V_{Total} = Luas Penampang Mixer x Tinggi Cairan dengan Pengaduk

$= 4.1022 \text{ m}^2 \times 1.7534 \text{ m}$

$= 7.1927 \text{ m}^3$

Maka dapat disimpulkan bahwa volume mixer dengan adanya pengaduk menjadi 7.1927 m^3

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Blade = 3 buah

(McCabe and Smith 5ed., 1993 page 243)

Kecepatan Putar Pengaduk

Dari Table 8.2 Buku Chemical Reactor for Process Plant by Rase H.F., 1977 page 345 diketahui kecepatan putar untuk jenis The Three Blade.

Untuk menghitung kecepatan putar pengaduk dipakai persamaan :

$$\frac{WELH}{2\,Da} = \left(\frac{\pi \,.\, Da.N}{600}\right)^2$$

Dimana:

WELH = *Water Equivalent Liquid Height (ft)*

WELH = $\frac{p \text{ campuran x tinggi cairan}}{p \text{ air}}$

= 9.1083 ft

Maka :

$$\frac{WELH}{2\,Da} = \left(\frac{\pi \,.\, Da.N}{600}\right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi \text{ x } 2.6667 \text{ ft}} \text{ x } \left(\frac{9.1083 \text{ ft}}{2 \text{ x } 2.6667 \text{ ft}}\right)^{0.5}$$

= 93.6421 rpm

Sehingga dipilih kecepatan pengadukan (N) yang sesuai standart yaitu 100 rpm atau 1.67 rps (Walas S. M., 1990 page 288)

$$\Sigma \text{ Propeller} = \frac{WELH}{ID}$$

$$= \frac{9.1083 \text{ ft}}{7.9688 \text{ ft}}$$

= 1.1430 ≈ 1

Maka digunakan pengaduk (propeller) berjumlah 1 buah

(Rase,H.F., 1977 page 338)

Tenaga Pengadukan

Menghitung Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{n \,.\, Da^2 \rho}{\mu}$$

Dimana:

NRe	:	Bilangan Reynold
n	:	Kecepatan Putaran
Da	:	Diameter Propeller
p	:	Densitas Campuran
μ	:	Viskositas Campuran

(McCabe and Smith 5ed., 1993 page 249)

Maka :

$$NRe = \frac{1.67\ rps \times (0.8128\ m)^2 \times 1031.9961\ kg/m^3}{0.0063\ kg/m.s}$$

$$= 180954.2193$$

Menentukan Power Number

Didapat Bilangan Reynold sebesar 180954.2193

Menggunakan Grafik pada Fig 8.8 Buku Chemical Reactor for Process Plant by Rase H.F., 1977 page 349 didapat Number Power (Np) yaitu 5,5

Menentukan Tenaga Pengadukan

Persamaan Tenaga Pengadukan (P) yaitu sebagai berikut:

$$P = Np\,.n^3.Da^5.\rho$$

(McCabe and Smith 5ed., 1993 p. 248)

Maka:

$$P = 5.5 \times (1.67\ rps)^3 \times (0.8128\ m)^5 \times 1031.9961\ kg/m^3$$

$$= 9377.9652\ Watt$$

$$= 12.5759\ Hp$$

Jika Efisiensi Motor yang digunakan adalah 85%, maka:

$$P = \frac{12.576\ Hp}{0.85}$$

$$= 14.7951\ Hp$$

Jadi standar daya motor pengaduk yang digunakan sebesar 15 Hp

(Silla H., 2010 Table 5.10)

Perancangan Alat Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air pendingin

$$T_{rata\text{-}rata} = \frac{T_2 + T_1}{2}$$

$$= \frac{6 + 14}{2}$$

$$= 10\ ^0C$$

Data air pendingin pada suhu 10^0C adalah sebagai berikut:

Cp = 0.65 BTU/lb.^{0}F

= 1.17 BTU/lb.^{0}C

ρ = 1308.5 kg/m^3

= 1.3085 kg/l

= 81.687 lb/ft^3

μ = 6.2 cP

Kebutuhan air pendingin:

Diketahui panas beban (Qs) dari perhitungan sebelumnya adalah sebesar 242869.106 kj/jam

atau sama dengan 230195.497 BTU/jam

$$M = \frac{\text{Panas Beban (Qs)}}{\text{Cp. } \Delta T}$$

$$= \frac{230195.497 \text{ BTU/jam}}{1.17 \text{ BTU/lb.}^0\text{C} \times 8 \ ^0\text{C}}$$

M = 24593.5360 lbm/jam

= 11155.4403 kg/jam

Koefisien Transfer Panas :

Campuran memiliki viskositas lebih dari 1 maka dapat disebut sebagai Heavy Organics. Sehingga dari Tabel Kern page 840 diperoleh data Overall Heat Transfer yaitu 10 – 40 BTU/ft^2. jam. ^{0}F

Karena campuran memiliki viskositas yang tinggi maka ditetapkan harga UD maksimal yaitu 40 BTU/ft^2. Jam

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\text{Ln} \dfrac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$= \frac{(14 - 30) - (6 - 30)}{\text{Ln} \dfrac{(14 - 30)}{(6 - 30)}}$$

= 19.730 ^{0}C

= 67.515 ^{0}F

Menghitung Luas Transfer Panas

$$\text{Luas Transfer Panas (A)} = \frac{Qs}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{230195.4968 \text{ BTU/jam}}{40 \dfrac{\text{BTU}}{\text{ft}^2\text{.jam.F}} \times 67.5148 \ ^0\text{F}}$$

= 85.2389 ft^2

Diketahui dari perhitungan sebelumnya :

Aj = Luas Permukaan Shell + Luas Permukaan Bottom

$$= \pi \times OD \times H_{shell} + \frac{\pi \times OD^2}{4}$$

$$= \pi \times 8 \text{ ft} \times 7.5 \text{ ft} + \frac{\pi \times 64.0000 \text{ ft}}{4}$$

$$= 238.6400 \text{ ft}^2$$

$$= 22.1704 \text{ m}^2$$

Sehingga dapat disimpulkan bahwa Luas Transfer Panas (A) < Luas Permukaan Netralizer (Area). Maka dipili jacket sebagai pemanas Netralizer

Kecepatan Volumetrik Air Pendingin :

$$q_v = \frac{M}{\rho}$$

$$= \frac{11155.4403 \text{ kg/jam}}{1.3085 \text{ kg/l}}$$

$$= 8525.3651 \text{ l/jam}$$

$$8.5254 \text{ m}^3\text{/jam}$$

$$0.084 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

Merancang Jaket Pendingin Pada Netralizer

Diameter Dalam Jaket Pendingin (IDj)

$$IDj = \text{OD mixer} + 2 \text{ . Tebal Dinding mixer}$$

$$IDj = 96 \text{ in} + 2. \ 0.1875 \text{ in}$$

$$= 96.375 \text{ in}$$

Tebal Jaket Pendingin (tj)

$$tj = \frac{IDj - \text{OD mixer}}{2}$$

$$tj = \frac{96.375 \text{ in} - 96 \text{ in}}{2}$$

$$= 0.1875 \text{ in}$$

Diameter Luar Jaket Pendingin (ODj)

$$ODj = IDj + 2 \text{ . } tj$$

$$ODj = 96.375 \text{ in} + 2 \text{ . } 0.1875 \text{ in}$$

$$= 96.750 \text{ in}$$

Jari-jari Luar Jaket Pendingin (rj)

$$rj = 0.5 \times ODj$$

$$= 48.375 \text{ in}$$

Tinggi Jaket Pendingin (Hj)

$$Hj = \text{Tinggi Shell} + \text{Head Bawah}$$

$$= 2.2860 \text{ m} + 0.4874 \text{ m}$$

$$= 2.7734 \text{ m}$$

KESIMPULAN

Fungsi	=	Melarutkan sodium karbonat (Na_2CO_3) sebanyak 1104.4583 kg/jam dalam air sebanyak 8099.3608 kg/jam
Tipe	=	Tangki Berpengaduk
Kondisi Operasi		
Suhu	=	30 ^{0}C
Tekanan	=	1 atm
Waktu Tinggal	=	30 menit
Volume Cairan	=	4.2790 m^3
Volume Mixer	=	8.756 m^3
Tinggi Cairan di Dalam Mixer	=	1.7534 m
Ukuran Tangki Mixer		
Diameter Dalam	=	2.286 m
Diameter Luar	=	2.4384 m
Tebal Head	=	0.25 in
Tinggi Head Atas	=	0.4874 m
Tinggi Head Bawah	=	0.4874 m
Tebal Dinding Mixer	=	0.1875 in
Tinggi Total Mixer	=	3.2608 m
Material	=	Stainless Steel SA-167 tipe 305
Pengaduk Mixer		
Jenis	=	Three Bladed Mixing Propeller
Jumlah Blade	=	3 buah
Jumlah Baffle	=	4 buah
Diameter Pengaduk	=	0.8128 m
Tinggi Pengaduk	=	0.1626 m
Lebar Blade	=	0.2032 m
Lebar Baffle	=	0.2032 m
Kecepatan Pengaduk	=	1.67 rps
Power Pengaduk	=	15 Hp
Pendingin		
Jenis	=	Jaket Pendingin
Media Pendingin	=	Air Pendingin
Kebutuhan Pendingin	=	11155.4403 kg/jam
Luas Transfer Panas	=	22.1704 m^2
Tebal Jaket	=	0.1875 in
Diameter Jaket	=	96.750 in

Perancangan Cooler - 01 (CL-01)

Cooler 01 (CL-01)

Fungsi: Menurunkan suhu bahan baku ($C_3H_5(OH)_3$) dari suhu 30^{0}C ke 15^{0}C menggunakan air pendingin

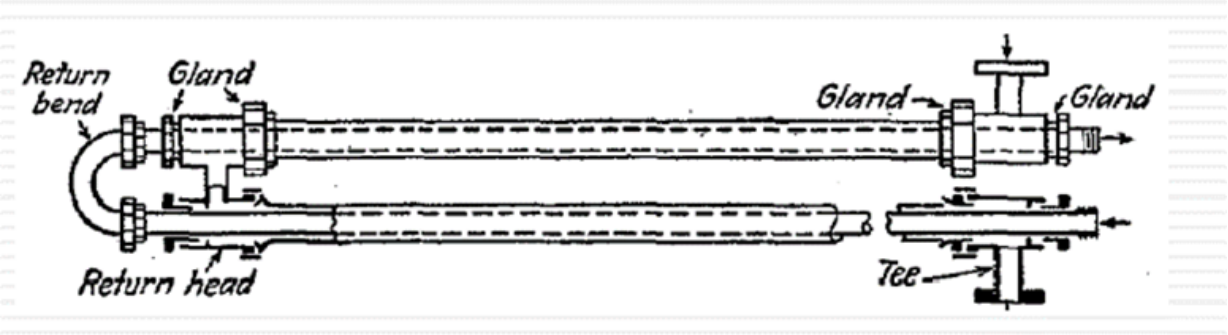
Jenis: Double Pipe Heat Exchanger

Suhu Masuk : 30 ^{0}C

Suhu Keluar : 15 ^{0}C

Jumlah: 1 unit

Tekanan: 1 atm



Komponen Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Fao (kmol/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	412.2271	4.4807
H_2O	1.7856	0.0992
Total	414.0127	4.5799

Beban Panas

Beban panas dihitung menggunakan persamaan :

Q beban = Q umpan - Q keluar

Q = m Cp dT

Keterangan :

Cp = Kapasitas panas masing-masing komponen [kJ/kmol.K]

m = Kecepatan masing-masing komponen cairan masuk cooler (kmol/jam)

dT = Beda suhu fluida dengan suhu referensi (K)

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

Komponen	Cp (kJ/kmol.K))
$C_3H_5(OH)_3$	132.15 + 8.60E-01 T – 1,97E-4 T^2 + 1,81E-6 T^3
H_2O	92.05 - 4.00E-02 T – 2.11E-4 T^2 + 5.35E-7 T^3

Menghitung Beban Panas

Suhu masuk = 303 K
Suhu Keluar = 288 K

$\Delta H\ C_3H_5(OH)_3 = \int_{303}^{288} Cp\ .\ dT$ masuk

$= 132.15 \times (288 - 303) + \left(\frac{0.86}{2}\right) \times (288^2 - 303^2) -$

$\left(\frac{1.97E\text{-}04}{3}\right) \times (288^3 - 303^3) + \left(\frac{1.81E\text{-}06}{4}\right) \times (288 - 303)$

$=$ -6.24E+03 kJ/kmol

$\Delta H\ H_2O = \int_{303}^{288} Cp\ .\ dT$ masuk

$= 92.05 \times (288 - 303) - \left(\frac{4.0E\text{-}02}{2}\right) \times (288^2 - 303^2) -$

$\left(\frac{2.11E\text{-}04}{3}\right) \times (288^3 - 303^3) + \left(\frac{5.35E\text{-}07}{4}\right) \times (288^4 - 303^4)$

$=$ -1.1E+03 kJ/kmol

Tabel Neraca Panas

Komponen	Fao (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol K)	Qt (kJ/jam)
$C_3H_5(OH)_3$	4.4807	-6,237.12	-27946.8435
H_2O	0.0992	-1,134.23	-112.5169
Total	4.5799	-7,371.35	-28059.3604

Qt = -28059.3604 kJ/jam
= -26595.1388 BTU/jam

Menghitung Viskositas Komponen Masuk

Log 10 μ = A + B/T + C.T + D.T2 (μ dalam cP dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	μ (kg/ms)
$C_3H_5(OH)_3$	-18.2152	4.23E+03	2.87E-02	-1.86E-05	968.5059	0.96851
H_2O	-10.2158	1.79E+03	1.77E-02	-1.26E-05	0.9926	0.00099
Viskositas Campuran					947.5495	0.94755

Menghitung Konduktivitas Termal Komponen Masuk

Komponen	BM	Fao (kmol/jam)	yi	kth (W/m.K)	yi.kth.$BM^{0,33}$	yi.$BM^{0,33}$
$C_3H_5(OH)_3$	92	4.480729	0.9783	0.2913	1.28676	4.41658
H_2O	18	0.099201	0.0217	6.2019	0.35206	0.05677
Total		4.579931	1.0000	6.4933	1.63882	4.47334

Konduktivitas Termal Average = 0.3664 W/m.K
= 0.3664 J/s.m.K
= 1.3189 kJ/jam.m.K

Menghitung Kapasitas Panas Komponen Masuk

Komponen	BM	Fao (kmol/jam)	yi	Cp (kJ/kmol.K)	Cp.yi
$C_3H_5(OH)_3$	92	4.480729	0.9783	414.5653	405.5858
H_2O	18	0.099201	0.0217	531.4345	11.5109
Total		4.579931	1.0000	945.9997	417.0967

Cp = 417.0967 kJ/kmol.K
BMmix = 90.3972 kg/kmol
Cp av = 4.6140 kJ/kg.K

Media Pendingin

Sebagai media pendingin digunakan air dengan:

Suhu masuk (t_1) = 6 ^{0}C = 42.8 F = 279.15 K
Suhu keluar (t_2) = 9 ^{0}C = 48 F = 282.15 K
Suhu rata-rata = 7.5 ^{0}C = 46 F = 280.65 K
Kapasitas Panas (Cp) = 12.67 kJ/kg
Viskositas (μ) = 1.3 cP
Densitas (ρ) = 999.65 kg/m³
Konduktivitas Termal (k) = 0.3343 BTU/jam.ft.^{0}F

Maka,

$$\text{Massa pendingin (m)} = \frac{Qt}{\int Cp\, dT}$$

$$= \frac{26595.1388 \text{ BTU/jam}}{5.4484 \text{ BTU/lb}}$$

= 4881.2519 lb/jam
= 2214.0986 kg/jam

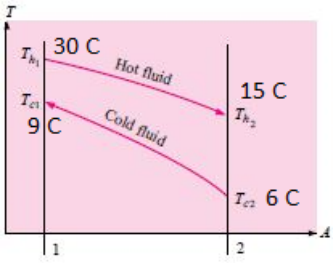
Menghitung ΔT_{LMTD}

Suhu umpan masuk cooler (T_1)	=	30	°C	=	86 F
Suhu umpan keluar cooler (T_2)	=	15	°C	=	59 F
Suhu air pendingin masuk (t_1)	=	6	°C	=	42.8 F
Suhu air pendingin keluar (t_2)	=	9	°C	=	48 F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{Ln}\ \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(\ 86\ -\ 48\ ) - (\ 59\ -\ 42.8\ )}{\text{Ln}\ \frac{(\ 86\ -\ 48\ )}{(\ 59\ -\ 42.8\ )}}$$

$$= 25.493 \text{ F}$$



Koefisien Perpindahan Kalor

Coolers (no phase change)		
Cold Fluid	Hot Fluid	Overall U (BTU/hr-ft 2 -F)
Water	Water	150 – 300
Water	Organic solvent	50 – 150
Water	Gases	3 – 50
Water	Light oils	60 – 160
Water	Heavy oils	10 – 50
Light oil	Organic solvent	20 – 70
Brine	Water	100 – 200
Brine	Organic solvent	30 – 90
Brine	Gases	3 – 50
Organic solvents	Organic solvents	20 – 60
Heavy oils	Heavy oils	8 – 50

Sistem	=	Water - Organic Solvent	
Range Ud	=	50 - 150	Btu/jam.ft².°F
Ud Dipilih	=	50	Btu/jam.ft².°F
	=	1022.09	kJ/m².jam.K

Alat Penukar Kalor

Menghitung Luas Perpindahan Kalor

$$A = \frac{Qt}{Ud\ \Delta T}$$

$$= \frac{26595.1388 \text{ BTU/jam}}{50 \text{ Btu/jam.ft}^2.^0\text{F} \times 25.493 \text{ F}}$$

$$= 20.8648 \text{ ft}^2$$

$$= 1.9384 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan kalor < 100 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah double pipe heat exchanger. (Kern, 1983 p. 103)

Memilih Spesifikasi Cooler

Dipilih spesifikasi cooler berdasarkan Table 6.1 dan table 6.2, Kern 1983 ;

TABLE 6.1. DOUBLE PIPE EXCHANGER FITTINGS

Outer pipe, IPS	*Inner pipe, IPS*
2	1¼
2½	1¼
3	2
4	3

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in.²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Annulus = 2 1/2 in
Inner Pipe = 1 1/4 in

Flow Area :
Annulus = 2.63 in²
Inner Pipe = 1.5 in²

Annulus :
de = 2.02 in
de' = 0.81 in

Tabel 11 Kern, IPS 1 1/4 :

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	
⅛	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¼	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
⅜	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
½	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		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

Inner Pipe

IPS	=	1.25	in	=	0.1042	ft
OD	=	1.66	in	=	0.1383	ft
ID	=	1.38	in	=	0.1150	ft
ap	=	1.5	in²	=	0.0104	ft²
ap'	=	0.435	ft²/ft			

Annulus

OD	=	2.88	in	=	0.24	ft
ID	=	2.469	in	=	0.2058	ft

Menghitung Panjang Tabung

$$L = \frac{A}{ap'}$$

$$= \frac{20.8648 \text{ ft}^2}{0.435 \text{ ft}}$$

$$= 47.9651 \text{ ft}$$

Panjang Tabung standart 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Diambil panjang standar = 8 ft

= 2.4384 m

$$\text{Hairpin (n)} = \frac{L}{2 \times 8 \text{ ft}}$$

$$= \frac{47.9651 \text{ ft}}{16 \text{ ft}}$$

$$= 2.9978 \approx 3$$

Rute fluida

Inner Pipe Side : cold fluid = air

Annulus : hot fluid = gliserin

Menentukan luas transfer panas koreksi dan Ud Koreksi

$$\text{A Koreksi} = L \times n \times 2 \times ap'$$

$$= 8 \text{ ft} \times 3 \times 2 \times 0.4350 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 20.8648 \text{ ft}^2$$

$$\text{Ud Koreksi} = \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{26595.1388 \text{ BTU/jam}}{20.8648 \text{ ft}^2 \times 25.493 \text{ F}}$$

$$= 50 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.F}$$

$$= 1022.09 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K}$$

Menghitung Koefisien hi, hio, ho dan UC

Annulus (hot fluid)

Menghitung Luas Aliran

$$a_a = \frac{\pi \times (D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

Keterangan :

a_a = Luas aliran (m^2)

D_1 = Diameter luar inner pipe (m)

D_2 = Diameter dalam annulus (m)

$$a_a = \frac{3.14 \times (0.0039 - 0.0018)}{4}$$

$$= 0.0017 \text{ m}^2$$

$$= 0.0182 \text{ ft}^2$$

Menghitung Diameter Ekivalen

$$De = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

$$= \frac{(\ 0.0039 \ - \ 0.0018 \ )}{0.0422}$$

$$= 0.0511 \ m$$

$$= 0.1677 \ ft$$

Menghitung Fluks Massa

$$Ga = \frac{\text{Kecepatan massa fluida dingin}}{a_a}$$

$$= \frac{414.0127 \ kg/jam}{0.0017 \ m^2}$$

$$= 244727.726 \ kg/jam.m^2$$

Menghitung Kecepatan Linear

$$v \ linear = \frac{Gt}{\rho g}$$

$$= \frac{244727.726 \ kg/jam.m^2}{999.65 \ kg/m^3}$$

$$= 244.8134 \ m/jam$$

$$= 0.0680 \ m/s$$

Menghitung Bilangan Reynold

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

$$= \frac{244727.7262 \ kg/jam.m^2 \times 0.0351 \ m}{3411.18 \ kg/m.s}$$

$$= 2.5147$$

Menghitung Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{Cp \times \mu}{kth \ av}$$

$$= \frac{4.6140 \ kJ/kg.K \ x \ 3411.18 \ kg/mh}{1.3189 \ kJ/jam.m.K}$$

$$= 11933.9797$$

Mencari Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{jH \times kth \ av \times Pr^{0'33} \times (\mu/\mu w)^{0'14}}{De}$$

Dari Figure 24 , "Process Heat Transfer" Kern (1965),

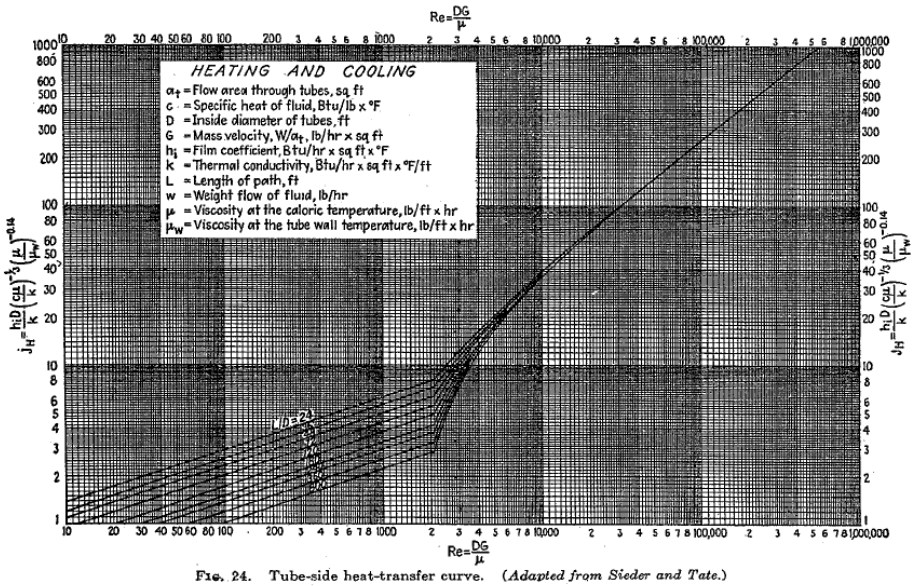


FIG. 24. Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

jH = 1

$(\mu/\mu w)^{0'14}$ = 1

$$hi = \frac{1 \times 1.3189 \text{ kJ/jam.m.K} \times 11933.9797^{0.33} \times 1^{0.14}}{0.0511}$$

$$= 571.5065 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}$$

$$hio = \frac{hi \times ID}{OD}$$

$$= \frac{571.5065 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K} \times 0.0627 \text{ m}}{0.0732 \text{ m}}$$

$$= 489.9478 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}$$

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{489.9478 \times 6511.1450}{489.9478 + 6511.1450}$$

$$= 1366.9813 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}$$

Inner Pipe (cold fluid)

Menghitung Luas Aliran Pipa (ap)

$$ap = \frac{\pi \times (IDp)^2}{4}$$

$$= \frac{3.14 \times 1.38^{\,2} \text{ in}}{4}$$

$$= 1.4950 \text{ in}^2$$

$$= 0.0010 \text{ m}^2$$

Menghitung Fluks Massa

$$Gt = \frac{\text{Kecepatan massa fluida dingin}}{\text{ap}}$$

$$= \frac{2214.0986 \text{ kg/jam}}{0.0010 \text{ m}^2}$$

$$= 2295628.982 \text{ kg/m}^2\text{.jam}$$

$$= 637.6747 \text{ kg/m}^2\text{.s}$$

$$= 470181.875 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Gs \times De}{\mu}$$

$$= \frac{637.6747 \text{ kg/m}^2\text{.s} \times 0.0511 \text{ m}}{0.0013 \text{ kg/ms}}$$

$$= 25071.1860$$

Menghitung Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{Cp \times \mu}{kth\ av}$$

$$= \frac{53.0594 \text{ kJ/kg.K} \times 4.68 \text{ kg/m.h}}{2.0815 \text{ kJ/h.m.K}}$$

$$= 119.298$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor

$$ho = \frac{jH \times kth\ av \times Pr^{0'33} \times (\mu/\mu w)^{0'14}}{De}$$

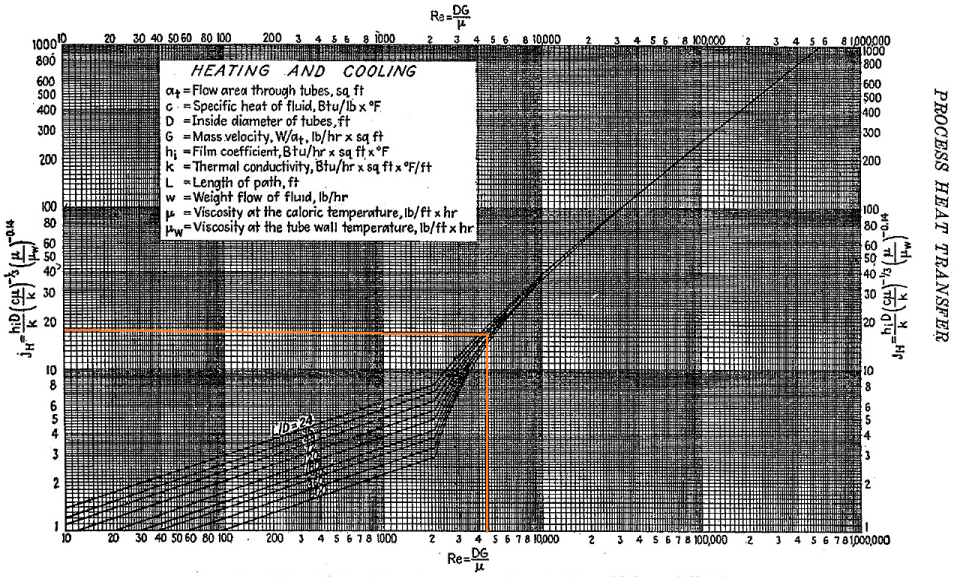


FIG. 24. Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

Dari Figure 24 , "Process Heat Transfer" Kern (1965),

jH = 33

$(\mu/\mu w)^{0'14}$ = 1

$$ho = \frac{33 \times 2.0815 \text{ kJ/jam.m.K} \times 119.2986^{0.33} \times 1^{0.14}}{0.0511 \text{ m}}$$

= 6511.1450 kJ/jam.m².K

Faktor Pengotor

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

$$= \frac{1}{1022.09} - \frac{1}{1366.9813}$$

= 0.0002 kJ/jam.m².K

= 0.0009 W/m².K

Rd min = 0.0004 W/m².K

(Chemical Process Engineering Design and Economics, Harry Silla (2003), Tabel 4.3, Halaman 179)

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat

Penurunan Tekanan

Inner pipe (cold fluid)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}}$$

$$= 0.0014 + \frac{0.125}{25071.186^{0.32}}$$

= 0.0063

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta fp = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times p^2 \times ID}$$

$$= \frac{4 \times 0.0063 \times (470181.875)^2 \times 47.9651}{2 \times 4.18E+08 \times (62.4062)^2 \times 0.1150}$$

= 0.7124 ft

$$\Delta Ppipe = \frac{p \times \Delta fp}{144}$$

$$= \frac{62.4062 \text{ lb/ft}^3 \times 0.7124 \text{ ft}}{144}$$

= 0.3087 psia

∆Ppipe maksimal = 10 psia

∆Ppipe < ∆Ppipe max, maka alat ini layak digunakan

Annulus (hot fluid)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$= 0.0035 + \frac{0.264}{2.515^{0.42}}$$

$$= 0.2000 \text{ ft}$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta fa = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times p^2 \times ID}$$

$$= \frac{4 \times 0.2000 \times (244727.726)^2 \times 47.9651}{2 \times 4.18E+08 \times (78.5507)^2 \times 0.2058}$$

$$= 2.166 \text{ ft}$$

$$V = \frac{Ga}{3600 \times p}$$

$$= \frac{244727.726}{3600 \times 78.5507}$$

$$= 0.8654 \text{ ft/s}$$

$$F1 = \frac{2 \times V^2}{2 \times 32.2}$$

$$= \frac{2 \times 0.8654^2}{2 \times 32.2}$$

$$= 0.0233 \text{ ft}$$

$$\Delta P \text{ annulus} = \frac{p \times (\Delta fa + F1)}{144}$$

$$= \frac{62.4062 \times (2.166 + 0.0233)}{144}$$

$$= 0.9487 \text{ psia}$$

∆Pannulus maksimal = 10 psia

∆Pannulus < ∆Pannulus max, maka alat ini layak digunakan

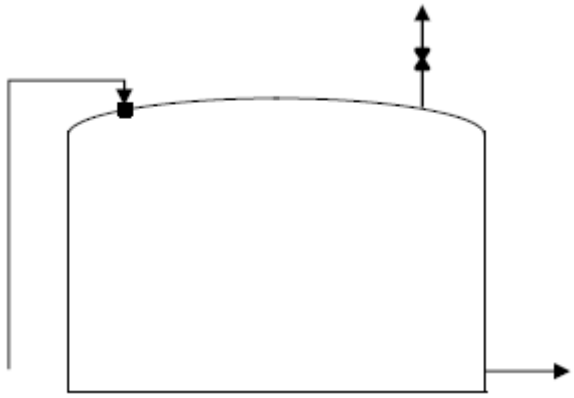
KESIMPULAN

Fungsi	=	Menurunkan suhu bahan baku ($C_3H_5(OH)_3$) dari suhu 30^{0}C ke 15^{0}C menggunakan air pendingin				
Tipe	=	Double Pipe Heat Exchanger				
Ukuran Alat						
OD Annulus	=	2.88	in	=	0.24	ft
ID Annulus	=	2.469	in	=	0.2058	ft
OD Innerpipe	=	1.66	in	=	0.1383	ft
ID Innerpipe	=	1.38	in	=	0.1150	ft
Jumlah Hairpin	=	3				
Panjang Pipa	=	8	ft	=	2.4384	m
Luas Perpindahan Kalor	=	1.9384	m²			
Beban Panas	=	28059.3604	kJ/jam			
Media Pendingin						
Jenis	=	Air Pendingin				
Suhu Masuk	=	6	^{0}C	=	42.8	F
Suhu Keluar	=	9	^{0}C	=	48	F
Massa Media Pendingin	=	2214.0986	kg/jam			
Koefisien Perpindahan Panas						
ho	=	6511.1450	kJ/jam.m².K			
hio	=	489.9478	kJ/jam.m².K			
Uc	=	1366.9813	kJ/jam.m².K			
Ud	=	1022.09	kJ/m².jam.K			
Rd Terhitung	=	0.0009	W/m².K			
Rd Minimum	=	0.0004	W/m².K			
Pressure Drop Annulus	=	0.9487	psia			
Pressure Drop Pipe	=	0.3087	psia			

Perancangan Tangki Penyimpanan Asam Nitrat (T-01)

Tangki Penyimpanan Asam Nitrat (T-01)

Fungsi: Menyimpan larutan asam nitrat 68% sebanyak 697412.309 kg selama 14 hari
Jenis Tangki: Vertical vessel dengan torrispherical head
Suhu: 30^0C
Jumlah: 1 unit
Tekanan: 1 atm



Komponen Masuk Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Fao (kmol/jam)	xi	p (kg/m³)	*p* . xi
HNO_3	1411.4297	22.4036	0.68	1521	1034.28
H_2O	664.2022	36.9001	0.32	999.06	319.6992
Total	2075.6319	59.3038	1	*p* campuran	1353.9792

Pemilihan Jenis Tangki

Isi Tangki = Larutan HNO_3 68%
Temperatur = 30 ^{0}C
Tekanan = 1 atm
Jenis Tangki yang Dipilih = Vertical vessel dengan torrispherical roof

Menentukan Volume Cairan Didalam Tangki

Densitas cairan (*p*) = 1353.98 kg/m³
Waktu penyimpanan = 14 hari = 336 jam
Volume Larutan

$$= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \text{ x waktu tinggal}$$

$$= \frac{1411.4297 \text{ kg/jam}}{1353.98 \text{ kg/m}^3} \text{ x } \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \text{ x } 14 \text{ hari}$$

$$= 350.2568 \text{ m}^3$$

Volume Tangki

Dengan over design 20%, maka didapat volume tangki:

Volume tangki (Vt) = 1.2 x 350.2568 m^3
= 420.3081 m^3
= 2643.7380 bbl
= 14843.0410 ft^3

Menghitung Dimensi Tangki

Ukuran Tangki

Berdasarkan Appendix E item 3 - Brownell & Young, 1979 (96 in butt welded courses) API Standard.
Dengan volume tangki (Vt) diatas, diambil ukuran standar untuk D dan H sebagai berikut:

Kapasitas standar = 2690 bbl
D = 20 ft
H = 48 ft

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

Menghitung 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 psia

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 :

$$P = \frac{p \cdot (H-1)}{144}$$

Maka, tebal shell dapat dihitung :

$$ts = \frac{p \cdot (H-1) \cdot D}{2 \cdot f \cdot E \cdot 144} + C$$

dengan :

D = diameter dalam shell (in)
f = tekanan bahan yang diijinkan (psi)
H = tinggi tangki (ft)
p = densitas (lb/ft³)
C = faktor korosi (in)
E = efisiensi

ts = 0.0003913 x (H-1) + 0.125

Dengan menggunakan lebar tiap plate 96 in (8 ft), maka untuk tinggi tangki 48 ft diperlukan 7 susunan plate.

Jarak dihitung dari bawah

Susunan ke-	Tinggi Tangki (ft)	Tebal Plate yang Dihitung (in)	Tebal Plate Standard (in)
t1	48	0.1434	0.1875
t2	42	0.1410	0.1875
t3	36	0.1387	0.1875
t4	30	0.1363	0.1875
t5	24	0.1340	0.1875
t6	16	0.1309	0.1875
t7	8	0.1277	0.1875

Menghitung Dimensi Atap Tangki

Tekanan Overdesign = 16.17 psi
Diameter = 20 ft
= 240 in
Allowable stress = 18750 psi
Efisiensi sambungan = 80%
Faktor korosi = 0.125 in

Menghitung Tebal Tutup Tangki

Untuk menghitung tebal tutup digunakan persamaan 13.10, "Proccess Equipment Design", Brownell & Young (1959) hal 256

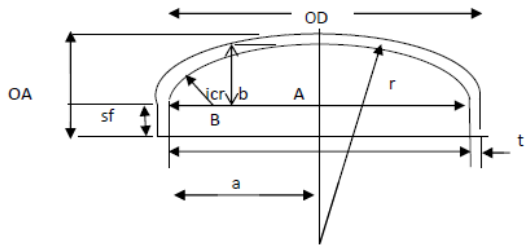
$$th = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{f \,.\, E - 0.1P} + C$$

maka,

$$th = \frac{0.885 \times 16.17 \text{ psi} \times (6\% \times 240 \text{ in})}{18750 \times 0.8 - 0.1 \times 16.17} + 0.125$$

$$= 0.1387 \text{ in}$$

t standar = 0.1875 in



Untuk nilai OD = 240 in maka nilai rc, icr, dan t adalah :

r = 180 in
icr = 14.4375 in
t = 1.125 in

Nilai diameter dalam tangki adalah:

OD = ID + (2 . tebal dinding tangki)
240 in = ID + (2. 1.125 in)
ID = 237.75 in
= 6.0389 m

Berdasarkan tebal head standar, maka dipilih straight flange (Sf) antara 1,5 – 4,5 in. (Tabel 5.8 hal. 93 Brownell and Young)
Dipilih Sf = 1,5 in

a = *ID/2*
= 118.88 in

AB = a - icr
= 104.44 in

BC = rc - icr
= 240 in - 14.4 in
= 225 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
= 199.928 in

b = rc - AC
= 240 in - 199.928 in
= 40.072 in

Maka tinggi head (OA) = th standar + b + sf

	=	0.1875	in	+	40.072	in	+ 1.5 in
	=	41.759	in				
	=	1.0607	m				
	=	3.4799	ft				

Menghitung Tinggi Tangki Total

Tinggi Tangki	=	48	ft			
Tinggi Tutup	=	3.4799	ft			
Tinggi Total	=	48	ft	+	3.4799	ft
	=	51.4799	ft			
	=	15.6911	m			

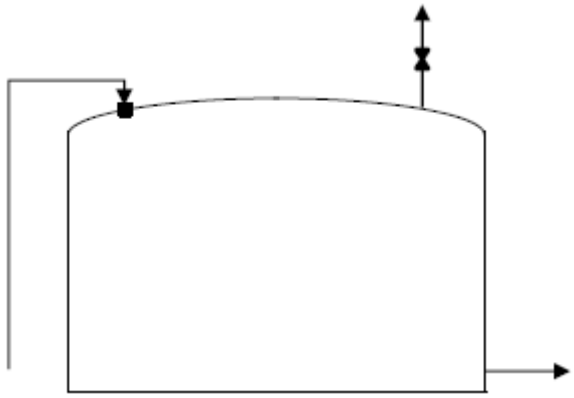
KESIMPULAN

Tujuan	=	Menyimpan larutan asam nitrat 68% sebanyak	697412.309	kg sebelum dialirkan ke tempat lain
Jenis	=	Vertical vessel dengan torrispherical head		
Bahan	=	Stainless steel SA-167		
Volume Cairan	=	350.26	m^3	
	=	350256.76	l	
Tinggi Shell	=	48	ft	
	=	14.63	m	
Tinggi Head	=	3.48	ft	
	=	1.06	m	
Tinggi Tangki	=	51.48	ft	
	=	15.69	m	
Diameter Tangki	=	20	ft	
	=	6.1	m	
Suhu Operasi	=	30^0C		
Tekanan Operasi	=	1 atm		
Waktu Tinggal	=	14	hari	
Jumlah Tangki	=	1 unit		

Perancangan Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (T-02)

Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (T-02)

Fungsi: Menyimpan larutan asam sulfat 98% sebanyak 483918.745 kg selama 14 hari
Jenis Tangki: Vertical vessel dengan torrispherical head
Suhu: 30 ^{0}C
Jumlah: 1 unit
Tekanan: 1 atm



Komponen Masuk Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Fao (kmol/jam)	xi	p (kg/m³)	*p* . xi
H_2SO_4	1411.4297	840.9720	0.98	1836	1799.28
H_2O	28.8047	93.4413	0.02	996.25	19.925
Total	1440.2344	934.4133	1	*p* campuran	1819.205

Pemilihan Jenis Tangki

Isi Tangki = Larutan H_2SO_4 98%
Temperatur = 30 ^{0}C
Tekanan = 1 atm
Jenis Tangki yang Dipilih = Vertical vessel dengan torrispherical roof

Menentukan Volume Cairan Didalam Tangki

Densitas cairan (*p*) = 1819.2 kg/m³
Waktu penyimpanan = 14 hari = 336 jam
Volume Larutan

$$= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \text{ x waktu tinggal}$$

$$= \frac{1440.2344 \text{ kg/jam}}{1819.2050 \text{ kg/m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 14 \text{ hari}$$

$$= 266.0056 \text{ m}^3$$

Volume Tangki

Dengan over design 20%, maka didapat volume tangki:

Volume tangki (Vt) = 1.2 x 266.0056 m^3
= 319.2067 m^3
= 2007.8104 bbl
= 11272.6796 ft^3

Menghitung Dimensi Tangki

Ukuran Tangki

Berdasarkan Appendix E item 3 hal. 348 - Brownell & Young, 1979 (96 in butt welded courses) API Standard. Dengan volume tangki (Vt) 2007.8104 bbl, diambil ukuran standar untuk D dan H sebagai berikut:

Kapasitas standar = 2350 bbl
D = 20 ft
H = 42 ft

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

Menghitung 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 psia

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 :

$$P = \frac{p \cdot (H-1)}{144}$$

Maka, tebal shell dapat dihitung :

$$ts = \frac{p \,.\, (H\text{-}1) \,.\, D}{2 \,.\, f \,.\, E \,.\, 144} + C$$

dengan :

D = diameter dalam shell (in)
f = tekanan bahan yang diijinkan (psi)
H = tinggi tangki (ft)
p = densitas (lb/ft³)
C = faktor korosi (in)
E = efisiensi

ts = 0.0005258 x (H-1) + 0.125

Dengan menggunakan lebar tiap plate 96 in (8 ft), maka untuk tinggi tangki 42 ft diperlukan 6 susunan plate.

Jarak dihitung dari bawah

Susunan ke-	Tinggi Tangki (ft)	Tebal Plate yang Dihitung (in)	Tebal Plate Standard (in)
t1	42	0.1466	0.1875
t2	36	0.1434	0.1875
t3	30	0.1402	0.1875
t4	24	0.1371	0.1875
t5	16	0.1329	0.1875
t6	8	0.1287	0.1875

Menghitung Dimensi Atap Tangki

Tekanan Overdesign	=	16.17	psi
Diameter	=	20	ft
	=	240	in
Allowable stress	=	18750	psi
Efisiensi sambungan	=	80%	
Faktor korosi	=	0.125	in

Menghitung Tebal Tutup Tangki

Untuk menghitung tebal tutup digunakan persamaan 13.10, "Proccess Equipment Design", Brownell & Young (1959) hal 256

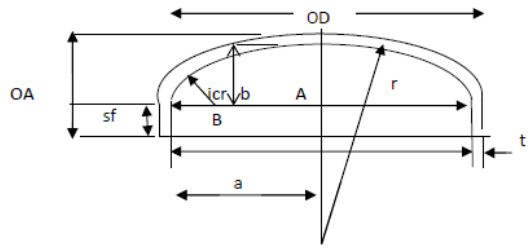
$$th = \frac{0{,}885 \text{ x } P \text{ x } rc}{f \,.\, E - 0.1P} + C$$

maka,

$$th = \frac{0.885 \times 16.17 \text{ psi} \times (6\% \times 240 \text{ in})}{18750 \times 0.8 - 0.1 \times 16.17} + 0.125$$

$$= 0.1387 \text{ in}$$

t standar = 0.1875 in



Untuk nilai OD = 240 in maka nilai rc, icr, dan t adalah :

r = 180 in
icr = 14.4375 in
t = 1.125 in

Nilai diameter dalam tangki adalah:

OD = ID + (2 . tebal dinding tangki)
240 in = ID + (2. 1.125 in)
ID = 237.75 in
= 6.0389 m

Berdasarkan tebal head standar, maka dipilih straight flange (Sf) antara 1,5 – 4,5 in. (Tabel 5.8 hal. 93 Brownell and Young)
Dipilih Sf = 1,5 in

a = *ID/2*
= 118.88 in

AB = a - icr
= 104.44 in

BC = rc - icr
= 240 in - 14.4375 in
= 225.56 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
= 199.928 in

b = rc - AC
= 240 in - 199.928 in
= 40.072 in

Maka tinggi head (OA) = th standar + b + sf
= 1.125 in + 40.072 in + 1.5 in
= 42.697 in
= 1.0845 m
= 3.5581 ft

Menghitung Tinggi Tangki Total

Tinggi Tangki = 20 ft
Tinggi Tutup = 3.5581 ft
Tinggi Total = 20 ft + 3.5581 ft
= 23.5581 ft
= 7.1805 m

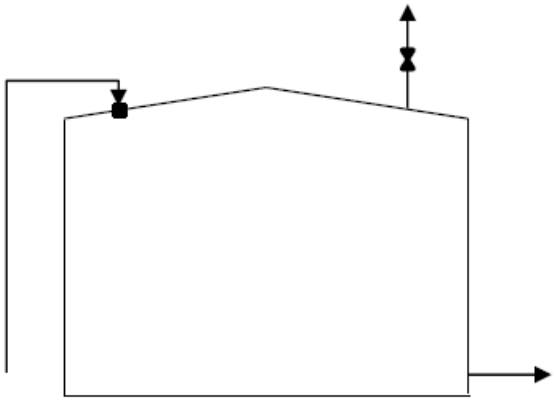
KESIMPULAN

Tujuan	=	Menyimpan larutan asam sulfat 98% sebanyak 483918.745	kg selama 14 hari
Jenis	=	Vertical vessel dengan torrispherical head	
Bahan	=	Stainless steel SA-167	
Volume Cairan	=	266.01	m^3
	=	266005.62	l
Tinggi Shell	=	42	ft
	=	12.80	m
Tinggi Head	=	3.56	ft
	=	1.08	m
Tinggi Tangki	=	23.56	ft
	=	7.18	m
Diameter Tangki	=	20	ft
	=	6.10	m
Suhu Operasi	=	30 ^{0}C	
Tekanan Operasi	=	1 atm	
Waktu Tinggal	=	14 hari	
Jumlah Tangki	=	1 unit	

Perancangan Tangki Penyimpanan Gliserol (T-03)

Tangki Penyimpanan Gliserol (T-03)

Fungsi: Menyimpan larutan gliserol 99.5% sebanyak 139108.269 kg selama 14 hari
Jenis Tangki: Vertical vessel dengan conical head
Suhu: 30 ^{0}C
Jumlah: 1 unit
Tekanan: 1 atm



Komponen Masuk Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Fao (kmol/jam)	xi	p (kg/m³)	*p* . xi
$C_3H_5(OH)_3$	412.2271	652.7003	0.996	1264	1258.5484
H_2O	1.7856	16.7639	0.004	996.25	4.2968
Total	414.0127	669.4642	1	*p* campuran	1262.8452

Pemilihan Jenis Tangki

Isi Tangki = Larutan $C_3H_5(OH)_3$ 99.5%
Temperatur = 30 ^{0}C
Tekanan = 1 atm
Jenis Tangki yang Dipilih = Vertical vessel dengan conical roof

Volume Bahan

Densitas cairan (*p*) = 1262.85 kg/m³
Waktu penyimpanan = 14 hari = 336 jam
Volume Larutan

$$= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \text{ x waktu tinggal}$$

$$= \frac{414.0127 \text{ kg/jam}}{1521 \text{ kg/m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 14 \text{ hari}$$

$$= 91.4584 \text{ m}^3$$

Volume Tangki

Dengan over design 20%, maka didapat volume tangki:

Volume tangki (Vt) = 1.2 x 91.4584 m^3
= 109.7501 m^3
= 690.3282 bbl
= 3875.7887 ft^3

Menghitung Dimensi Tangki

Ukuran Tangki

Berdasarkan Appendix E item 3 hal. 348 - Brownell & Young, 1979 (96 in butt welded courses) API Standard. Dengan volume tangki (Vt) 690.3282 bbl, diambil ukuran standar untuk D dan H sebagai berikut:

Kapasitas standar = 755 bbl
D = 15 ft
H = 24 ft

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

Menghitung 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 psia

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 :

$$P = \frac{p \cdot (H-1)}{144}$$

Maka, tebal shell dapat dihitung :

$$ts = \frac{p \,.\, (H\text{-}1) \,.\, D}{2 \,.\, f \,.\, E \,.\, 144} + C$$

dengan :

D = diameter dalam shell (in)
f = tekanan bahan yang diijinkan (psi)
H = tinggi tangki (ft)
p = densitas (lb/ft³)
C = faktor korosi (in)
E = efisiensi

ts = 0.0002737 x (H-1) + 0.125

Dengan menggunakan lebar tiap plate 96 in (8 ft), maka untuk tinggi tangki 24 ft diperlukan 3 susunan plate.

Jarak dihitung dari bawah

Susunan ke-	Tinggi Tangki (ft)	Tebal Plate yang Dihitung (in)	Tebal Plate Standard (in)
t1	24	0.1313	0.1875
t2	16	0.1291	0.1875
t3	8	0.1269	0.1875

Menghitung Dimensi Atap Tangki

Tekanan Overdesign = 16.17 psi
Diameter = 15 ft
= 180 in
Allowable stress = 18750 psi
Efisiensi sambungan = 80%
Faktor korosi = 0.125 in

Menghitung Tebal Tutup Tangki

Untuk menghitung tebal tutup digunakan persamaan 13.10, "Proccess Equipment Design", Brownell & Young (1959) hal 256

$$t = \frac{P.D}{2.f.e\ -0{,}2P} + C$$

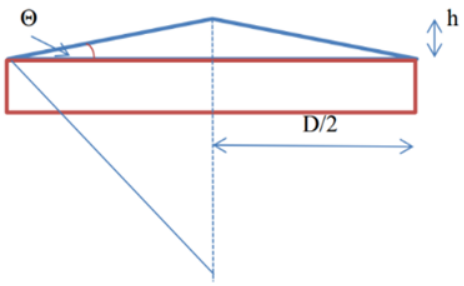
maka,

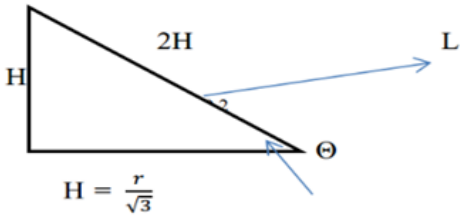
$$t = \frac{16.17 \times 15}{2 \times 18750 \times 0.8 - 0.2 \times 16.17}$$

= 0.0081 in
t standar = 0.1875 in

Menetukan Tinggi Tutup

Digunakan persamaan 4.5 dari "Process Equipment Design", Brownel & Young (1959), hal 64





Keterangan :

θ = Sudut cone roof terhadap horizontal
D = Diameter tangki (ft) = 15 ft
t = Tebal cone roof (in) = 0.1875 in

$$\sin\theta = \frac{15}{430 \times 0.1875}$$
$$= 0.1860$$
$$\theta = 10.7222$$

$$\tan\theta = 0.1894$$
$$\tan\theta = \frac{H}{r}$$
$$H = \tan\theta \times r$$
$$= 0.1894 \times 7.5$$
$$= 1.4201 \text{ ft}$$

Menghitung Tinggi Tangki Total

Tinggi Tangki = 24 ft
Tinggi Tutup = 1.4201 ft
Tinggi Total = 24 ft + 1.4201 ft
= 25.4201 ft
= 7.7481 m

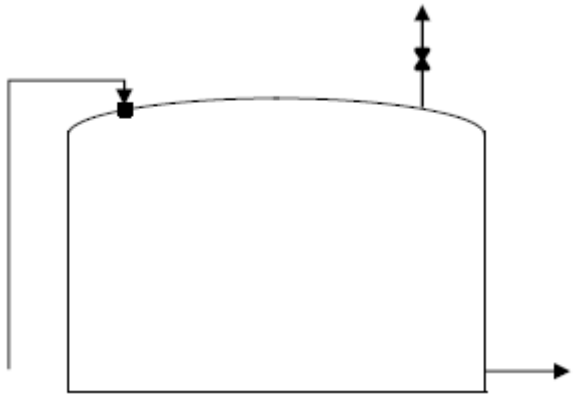
KESIMPULAN

Tujuan	=	Menyimpan larutan gliserol 99.5% sebanyak	139108.269	kg selama 14 hari
Jenis	=	Vertical vessel dengan conical head		
Bahan	=	Stainless steel SA-167		
Volume Cairan	=	109.7501	m^3	
	=	109750.114	l	
Tinggi Shell	=	24	ft	
	=	7.3152	m	
Tinggi Head	=	1.4201	ft	
	=	0.4329	m	
Tinggi Tangki	=	25.4201	ft	
	=	7.7481	m	
Diameter Tangki	=	15	ft	
	=	4.572	m	
Suhu Operasi	=	30 ^{0}C		
Tekanan Operasi	=	1 atm		
Waktu Tinggal	=	14	hari	
Jumlah Tangki	=	1 unit		

Perancangan Tangki Penyimpanan Nitrogliserin (T-04)

Tangki Penyimpanan Nitrogliserin (T-04)

Fungsi: Menyimpan produk nitrogliserin sebanyak 730309.136 kg selama 30 hari
Jenis Tangki: Vertical vessel dengan torrispherical head
Suhu: 25 ^{0}C
Jumlah: 2 unit
Tekanan: 1 atm



Komponen Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182
Total	1014.3182

Volume Bahan

Densitas cairan (ρ) = 1264 kg/m³
Waktu penyimpanan = 30 hari = 720 jam
Volume Larutan

$$= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \text{ x waktu tinggal}$$

$$= \frac{1014.3182 \text{ kg/jam}}{1600 \text{ kg/m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 30 \text{ hari}$$

= 456.4432 m³

Volume Tangki

Dengan over design 20%, maka didapat volume tangki:

Volume tangki (Vt) = 1.2 x 456.4432 m³
= 547.7319 m³
= 3445.2333 bbl
= 19342.9678 ft³

Menghitung Dimensi Tangki

Ukuran Tangki

Berdasarkan Appendix E item 3 hal. 348 - Brownell & Young, 1979 (96 in butt welded courses) API Standard. Dengan volume tangki (Vt) 3445.2333 bbl, diambil ukuran standar untuk D dan H sebagai berikut:

Kapasitas standar = 2010 bbl
D = 20 ft
H = 36 ft

Karena kapasitas tangki standar tidak mencukupi untuk memenuhi kebutuhan penyimpanan Nitrogliserin, maka dibutuhkan 2 tangki.

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

Menghitung 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 psia

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 :

$$P = \frac{p \cdot (H-1)}{144}$$

Maka, tebal shell dapat dihitung :

$$ts = \frac{p \cdot (H-1) \cdot D}{2 \cdot f \cdot E \cdot 144} + C$$

dengan :

D = diameter dalam shell (in)
f = tekanan bahan yang diijinkan (psi)
H = tinggi tangki (ft)
p = densitas (lb/ft³)
C = faktor korosi (in)
E = efisiensi

ts = 0.0003653 x (H-1) + 0.125

Dengan menggunakan lebar tiap plate 96 in (8 ft), maka untuk tinggi tangki 36 ft diperlukan 5 susunan plate.

Jarak dihitung dari bawah

Susunan ke-	Tinggi Tangki (ft)	Tebal Plate yang Dihitung (in)	Tebal Plate Standard (in)
t1	36	0.1378	0.1875
t2	30	0.1356	0.1875
t3	24	0.1334	0.1875
t4	16	0.1305	0.1875
t5	8	0.1276	0.1875

Menghitung Dimensi Atap Tangki

Tekanan Overdesign = 16.17 psi
Diameter = 20 ft
= 240 in
Allowable stress = 18750 psi
Efisiensi sambungan = 80%
Faktor korosi = 0.125 in

Menghitung Tebal Tutup Tangki

Untuk menghitung tebal tutup digunakan persamaan 13.10, "Proccess Equipment Design", Brownell & Young (1959) hal 256

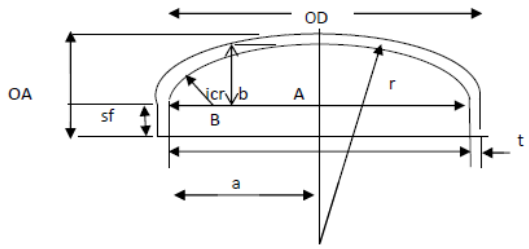
$$th = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{f \cdot E - 0.1P} + C$$

Dimana crown radius (rc) yang digunakan adalah 6% (Brownell & Young, hal. 258). Maka tebal head adalah :

$$th = \frac{0.885 \times 16.2 \text{ psi} \times (6\% \times 240 \text{ in})}{18750 \times 0.8 - 0.1 \times 16.17} + 0.125$$

$$= 0.1387 \text{ in}$$

Maka, dipilih th standar = 0.1875 in



Untuk nilai OD = 240 in maka nilai rc, icr, dan t adalah :

r = 170 in
icr = 14.4375 in
t = 1.125 in

Nilai diameter dalam tangki adalah:

OD = ID + (2 . tebal dinding tangki)
240 in = ID + (2. 1.125 in)
ID = 237.75 in
= 6.0389 m

Berdasarkan tebal head standar (3/16), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1,5 – 2,25 in. (Tabel 5.8 hal. 93 Brownell and Young)
Dipilih Sf = 1,5 in

a = *ID/2*
= 118.88 in

AB = a - icr
= 104.44 in

BC = rc - icr
= 240 in - 14.4375 in
= 225.5625 in

AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
= 199.928 in

b = rc - AC
= 240 in - 199.928 in
= 40.072 in

Maka tinggi head (OA) = th standar + b + sf
= 0.1875 in + 40.072 in + 1.5 in
= 41.759 in
= 1.0607 m
= 3.4799 ft

Tinggi Tangki = 36 ft
Tinggi Tutup = 3.4799 ft
Tinggi Total = 36 ft + 3.4799 ft
= 39.4799 ft
= 12.0335 m

Merancang Pendingin Tangki

Pada dasarnya, tangki ini tidak memerlukan medium pendingin maupun pemanas karena tidak ada panas yang diterima maupun diberikan kepada lingkungan. Medium pendingin yang digunakan adalah air untuk menjaga suhu pada tangki sekitar 25^{0}C. Alasan penggunaan pendingin adalah untuk menjaga suhu tangki pada suhu ruang dan tidak melebihi dari 30^{0}C yang akan membuat produk nitrogliserin terdekomposisi.

$$T_{rata\text{-}rata} = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= \frac{(6 + 14)^0C}{2}$$

$$= 10\ ^0C$$

Data air pendingin (H_2O) pada suhu 10^{0}C adalah sebagai berikut:

Cp = 1.0031 BTU/lb.^{0}F
= 1.8056 BTU/lb.^{0}C
ρ = 999.65 kg/m^3
= 0.9997 kg/l
μ = 1.3 cP

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

$$\frac{Q}{t} = \sigma e A T^4$$

Keterangan :

Q = Panas yang dipancarkan (joule)
t = Waktu (sekon)
σ = Konstanta Stefan Boltzmann = 5.67E-08 J/s · m^2 · K^4
e = Emisivitas Permukaan = 0.32 (Stainless Steel 167)

A = Luas Area Permukaan = Luas Permukaan Shell + Luas Permukaan head

= $(2 \times \pi \times r \times t) + (4 \times \pi \times r^4)$

= 4663.9164 m^2

= 50201.9784 ft^2

T^4 = Suhu Absolut (kelvin) = $T_2^4 - T_1^4$

= $(298^4 - 293^4)$ K

= 542742065 K

Maka :

$$\frac{Q}{t} = \sigma \cdot e \cdot A \cdot T^4$$

= 5.67E-08 $J/s \cdot m^2 \cdot K^4$ x 0.32 x 4663.9164 m^2 x 542742065 K

Q = 45927.973 J/s

= 156712.749 BTU/jam

$$M = \frac{\text{Panas Beban (Qs)}}{\text{Cp. } \Delta T}$$

$$= \frac{156712.7485 \text{ BTU/jam}}{1.8056 \text{ BTU/lb.}^0\text{C} \times 8 \ ^0\text{C}}$$

= 10849.1972 lbm/jam

= 4921.1131 kg/jam

Koefisien Transfer Panas :

Campuran memiliki viskositas lebih dari 1 maka dapat disebut sebagai Heavy Organics. Sehingga dari Tabel Kern page 840 diperoleh data Overall Heat Transfer yaitu 5 – 75 BTU/ft^2. jam. ^0F

Karena campuran memiliki viskositas yang tinggi maka ditetapkan harga UD maksimal yaitu 75 BTU/ft^2. Jam

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\text{Ln} \dfrac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$= \frac{(25-20) - (28-25)}{\text{Ln} \dfrac{(25 - 20)}{(28 - 25)}}$$

= 3.9152 ^0C

39.0474 ^0F

Menghitung Luas Transfer Panas

$$\text{Luas Transfer Panas (A)} = \frac{Qs}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{156712.7485 \text{ BTU/jam}}{75 \dfrac{\text{BTU}}{ft^2.jam.F} \times 39.0474 \ ^0F}$$

= 53.512 ft^2

Sehingga dapat disimpulkan bahwa Luas Transfer Panas (A) < Luas Permukaan mixer (A dekanter). Maka dipilih jaket pendingin untuk mendinginkan.

$$qv = \frac{M}{\rho}$$

= 4922.8361 L/jam
= 4.9228 m^3/jam
= 0.0014 m^3/s
= 0.0483 ft^3/s

Menghitung Jaket pendingin untuk Tangki Penyimpanan - 4

Diameter Dalam Jaket Pendingin (IDj)

IDj = OD Tangki + 2 x Tebal Dinding Tangki
= 240 in + 2 x 0.1875 in
= 240.375 in

Tebal Jaket Pendingin (tj)

$$tj = \frac{IDj - OD\ Decanter}{2}$$

$$= \frac{240.375\ in - 240\ in}{2}$$

= 0.1875 in

Diameter Luar Jaket Pendingin (ODj)

ODj = IDj + 2 x tj
= 240.375 in + 2 x 0.1875 in
= 240.75 in

Jari - jari luar jaket pendingin (rj)

rj = 0.5 x ODj
= 0.5 x 240.75 in
= 120.375 in

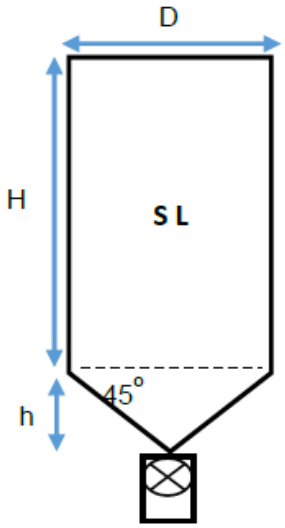
KESIMPULAN

Tujuan	=	Menyimpan produk nitrogliserin sebanyak selama 30 hari	730309.136 kg
Jenis	=	Vertical vessel dengan torrispherical head	
Bahan	=	Stainless steel SA-167	
Volume Cairan	=	547.73 m^3	
	=	547731.85 l	
Ukuran Tangki			
Tinggi Shell	=	36 ft	
	=	10.97 m	
Tinggi Head	=	3.48 ft	
	=	1.06 m	
Tinggi Tangki	=	39 ft	
	=	12.03 m	
Diameter Tangki	=	20 ft	
	=	6.10 m	
Suhu Operasi	=	25 ^oC	
Tekanan Operasi	=	1 atm	
Waktu Tinggal	=	30 hari	
Jumlah Tangki	=	2 unit	
Pendingin			
Jenis	=	Jaket	
Media Pendingin	=	Air Pendingin	
Kebutuhan Pendingin	=	4921.11 kg/jam	
Tebal Jaket Pendingin	=	0.1875 in	
Jari" Luar Jaket Pendingin	=	120.375 in	

Perancangan Silo - 1

Silo 1 (SL-01)

Fungsi:	Menyimpan bahan baku Sodium Karbonat (Na_2CO_3) sebanyak dengan waktu tinggal 7 hari	185548.99	kg
Jenis Alat:	Tangki silinder vertikal dengan conical bottom		
Jumlah:	1 unit		



Komponen Masuk Mixer (M-02)

Komponen	Massa (kg/jam)
Na_2CO_3	1104.4583
Total	1104.4583

Laju Alir Massa	=	1104.4583	kg/jam			
Dipilih waktu tinggal	=	7 hari	=	168 jam		
Maka kapasitas (W)	=	1104.4583	kg/jam	x	168 jam	
	=	185548.99	kg			
Densitas	=	2540	kg/m³			
Laju Alir Volumetrik	=	2.2998	m³/jam			

Menentukan Dimensi Silo

Volume = W / densitas

$$= \frac{185548.99 \text{ kg}}{2540 \text{ kg/m}^3}$$

= 73.0508 m³

= 73050.784 liter

Over Design = 20%

= 1.2 x 73.0508 m³

= 87.6609 m³

Dipilih sudut kemiringan 45⁰

$\text{Tan q} = (\frac{h}{\frac{D}{2}})$

$\text{Tan } 45^{o} = (\frac{h}{\frac{D}{2}})$

$h = (\frac{D}{2} x \text{ Tan } 45)$

$h = 0{,}5\ D$

Dipilih H = D

Vsilo		=	Volume silinder + Volume kerucut	
		=	(Π x D² x H / 4) + (Π x D² x h / 12)	
		=	0.785 D³ + 0.130 D³	
87.6609	m³	=	0.916 D³	
D		=	4.574	m
H		=	4.574	m
h		=	0.5 D	
		=	2.287	m
Tinggi Total		=	6.861	m

Menghitung Tebal Shell

Digunakan bahan Carbon Steel SA-135

Tekanan Design (P)	=	14.7	psi	
Allowable Stress (f)	=	12750	psi	
Efisiensi Sambungan (E)	=	0.85		
Faktor Korosi (C)	=	0.125	in	
Jari - Jari Tangki (r)	=	D/2	= 90.04	in

Tebal Shell (Tshell) = $\frac{P \times r}{(f \times E) - (0.6 \times P)} + C$

= $\frac{14.7 \text{ psi} \times 90.04 \text{ in}}{(12750 \text{ psi} \times 0.85) - (0.6 \times 14.7 \text{ psi})} + 0.125 \text{ in}$

= 0.2472 in

Dipilih Tshell Standar = 5/16 in = 0.3125 in

Menghitung Tebal Head

Digunakan bahan Carbon Steel SA-135

Tekanan Design (P)	=	14.7	psi
Allowable Stress (f)	=	12750	psi
Efisiensi Sambungan (E)	=	0.85	
Faktor Korosi (C)	=	0.125	in
Jari - Jari Tangki (r)	=	90.04	in

Tebal Head (Thead) $= \dfrac{0.885\ P \times r}{(f \times E) - (0.1 \times P)} + C$

$= \dfrac{0.885 \times 14.7\ psi \times 90.04\ in}{(12750\ psi \times 0.85) - (0.6 \times 14.7\ psi)} + 0.125\ in$

$= 0.2331$ in

Dipilih Thead Standar = 5/16 in = 0.3125 in

Menghitung Tebal Bottom

Bentuk : conical

Tebal Bottom (Tb) $= \dfrac{P \times D}{2 \cos \theta \times (f \times E) - (0.6 \times P)} + C$

$= \dfrac{14.7\ psi \times 180.082\ in}{2 \cos 45 \times (12750\ psi \times 0.85) - (0.6 \times 14.7\ psi)} + 0.125\ in$

$= 0.2413$ in

Dipilih Tb Standar = 5/16 in = 0.3125 in

KESIMPULAN

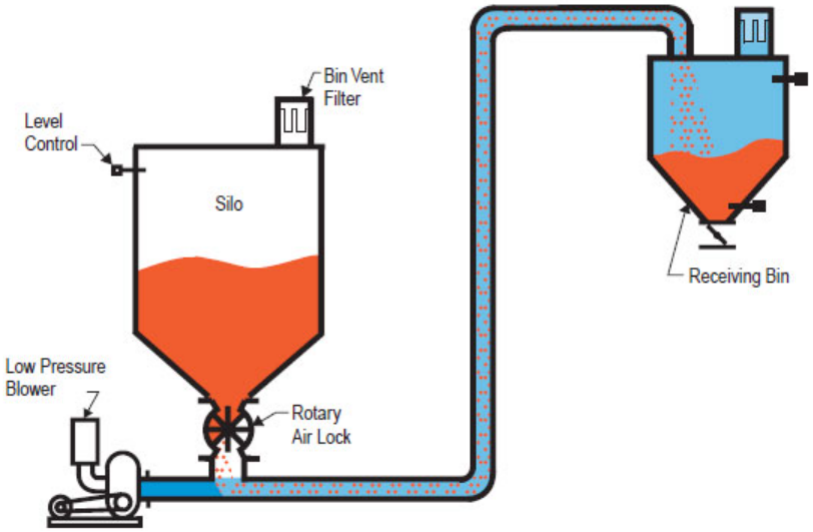
Fungsi	=	Menyimpan bahan baku Sodium Karbonat (Na_2CO_3) sebanyak 185548.99 kg/jam dengan waktu tinggal 7 hari
Tipe	=	Tangki silinder vertikal dengan conical bottom
Suhu	=	30 ^{0}C
Tekanan	=	1 atm
Ukuran Alat		
Volume tangki	=	87.7 m^3
Diameter	=	4.6 m
Tinggi	=	6.9 m
Tebal Shell	=	0.3125 in
Tebal head	=	0.3125 in
Tebal Bottom	=	0.3125 in
Dimensi Konis		
Diameter	=	4.6 m
Tinggi	=	2.3 m
Bahan	=	Carbon Steel SA-135
Jumlah	=	1 unit

Perancangan Pneumatic Conveyor (PC - 01)

Pneumatic Conveyor (PC - 01)

Fungsi: Mengangkut padatan Sodium Karbonat (Na2CO3) dari Silo menuju Mixer

Jenis Alat: Screw Compressor



Densitas Umpan = 2.54 kg/L

Laju Alir Umpan = 1104.4583 kg/jam

Laju Alir Volumetrik = 2.2998 m^3/jam

Dirancang panjang Screw Compressor dari Silo ke Mixer = 4 m

= 13.12 ft

$$\text{Kapasitas Volume} = \frac{\text{Kecepatan Umpan}}{\text{Densitas Umpan}}$$

$$= \frac{1104.4583 \text{ kg/jam}}{2.54 \text{ kg/L}}$$

= 434.83 L/jam

= 15.356 ft^3/jam

Data fisis dan alat dari literatur Pneumatic Conveying Design guide, Mills, 1990

Sifat fisis Bahan Baku (Na2CO3)

Besar Partikel = 14 µm

Bulk Density (ρb) = 1070 kg/m^3

Densitas Partikel (ρp) = 2540 kg/m^3

Mengukur Panjang Pipa

Dirancang panjang Screw Compressor dari Silo ke Mixer = 4 m
(Horizontal) = 13.1233[illegible] ft

Pipa Vertikal = Tinggi Mixer = 3.2 m

Bends (Lekukan) = 6 x 90 °

Kapasitas

Kecepatan Umpan = 1104.45[illegible] kg/jam
= 0.30679[illegible] kg/s

Supply Udara

Tipe blower = Screw Compressor
Tekanan Perancangan (P) = 2 Bar
Tekanan Inlet Pipa (P1) = 1.6 Bar
Pressure drop Inlet Pipa (Δp) = 1.6 Bar
Kecepatan Inlet Pipa = 1.2 x Cmin

Menghitung Kecepatan Pengangkutan Minimum (Cmin)

$$Cmin = \frac{0.365\ m.T1}{d^2\ p1}$$; (Mills, 1990)

Keterangan:

m = Kecepatan umpan (Kg/s)
T1 = Suhu Pengangkutan (K)
d = Diameter Pipa Bore (m)
p1 = Tekanan Inlet Pipa (kN/m2)

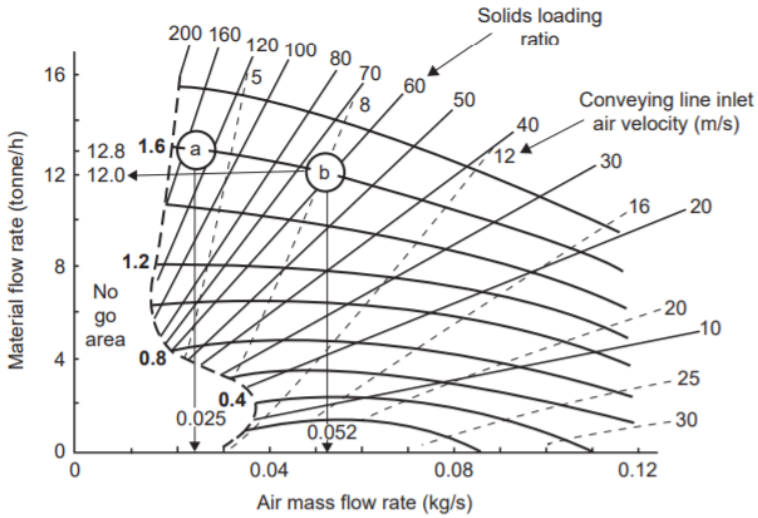


Figure 16.6 Repeat of Figure 16.1 with appropriate operating point identified.

Dari literatur didapatkan d = 0.052 m

Dengan suhu dyang digunakan mengacu pada suhu Mixer yaitu 30 ^{0}C

Sehingga,

Cmin = 0.365 x $\frac{0.3068 \text{ x } 303 \text{ K}}{0.052^2 \text{ x } 261.3 \text{ kN/m2}}$ =

= 4.8 m/s

C1 = 1.2 x 4.8

= 5.76 m/s

Menghitung Pressure Drop udara pada Pipa

$$\Delta p_a = \left(p_2^2 + \frac{64 f L \dot{m}_a^2 R T}{\pi^2 d^5} \right)^{0.5} - p_2 \quad \mathrm{N/m^2}$$

Dari persamaan 16.2 Mills, 1990

Dengan:

P2 = Tekanan atmosferis standar = 101.3 N/m2

L = Panjang Test Piple = Tinggi Mixer + Panjang Pipa Horizontal = 7.2

m = Kecepatan Umpan = 0.3068 kg/s

f = Faktor friksi pada pipa = 0.0045

R = Tetapan R untuk udara = 287 J/kg.K

T = Suhu pada conveyor = 303 K

d = Panjang bore pipe = 0.052 m

Maka,

ΔP_a = $\left(101.^2 + \frac{0.3\text{C} \quad 0.0045 \quad 64}{\pi^2 \quad d^5} \right)^{0.5}$ - P2

= 0.00000323 bar

Menghitung kecepatan volumetris udara

$$V_0 = \frac{2.23\ d^2\ P_1\ C_1}{T_1}\ (m^3/s)$$; Persamaan 16.6, Mills, 1990

$$= \frac{2.23\ \ 0.052^{\ 2}\ \ x\ \ 261.3\ x\ \ 5.76}{303}$$

= 0.02995 m^3/s

Menghitung Daya Screw Compressor

$$P = 203\ V_0\ \ln(P_1/P_2)$$

$$= 203\ x\ 0.02995\ \ln\frac{261.3}{101.3}$$

= 5.762 kW

Sehingga membutuhkan daya screw compressor untuk mengangkut partikel Na_2CO_3 sebesar 7.726 HP

Maka, diambil daya standar sebesar 10 HP

(Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628)

KESIMPULAN

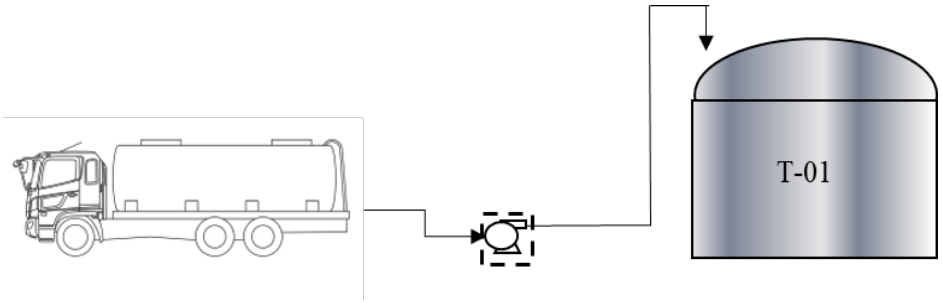
Fungsi	=	Mengangkut padatan Sodium Karbonat (Na2CO3) dari Silo menuju Bucket Conveyor
Tipe	=	Screw Compressor
Dimensi		
Diameter	=	0.052 m
Kecepatan Pengangkutan	=	5.76 m/s
Panjang	=	7.5 m
Power	=	10 HP
Jumlah	=	1

Perancangan Pompa -1 (P-01)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{o}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa bahan HNO_3 68% dari tangki pembelian menuju tangki penyimpanan-1 (T-01)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{o}C)
Volume Mobil Tangki = 24000 L
Waktu Pengosongan = 20 menit = 0.3333 jam

Data Umpan Masuk

Bahan yang dipompa:

Komponen	xi	p (kg/m³)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
HNO_3	0.6800	1491.05	0.7602	1013.9140	0.5169
H_2O	0.3200	999.57	0.8177	319.8624	0.2617
Total	1.0000			1333.7764	0.7786

Densitas Campuran = 1333.7764 kg/m³
= 1.3338 kg/L
Viskositas Campuran = 0.7786 Cp
= 0.0007786 kg/m.s

Massa Cairan Dalam Tangki

Massa Cairan Dalam Tangki = Volume tangki mobil x *p* campuran
= 24000 L x 1.3338 kg/L
= 32010.6336 kg

Kapasitas Pompa

Kecepatan Volumetrik Cairan (Q) = $\frac{\text{Volume tangki mobil}}{\text{Waktu pengosongan tangki}}$

= $\frac{24000 \text{ L}}{0.3333 \text{ jam}}$

= 72000 L/jam = 317.006 gal/menit

= 0.0200 m^3/detik

= 0.7063 ft^3/detik

Jumlah Truk yang Dibutuhkan = $\frac{\text{Volume cairan tangki penyimpanan}}{\text{Volume truk tangki}}$

= $\frac{420.3081 \text{ } m^3}{24 \text{ } m^3}$

= 18

Waktu Pengisian = Jumlah truk yang dibutuhkan x Waktu pengisian

= 18 x 0.3333 jam

= 5.8376 jam

Kecepatan Massa (m) = $\frac{\text{V tangki x } \rho}{\text{Waktu Pengosongan}}$

= $\frac{24000 \text{ L x } 1.3338 \text{ kg/L}}{0.3333 \text{ jam}}$

= 96031.9 kg/jam

= 26.676 kg/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 10^5 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

6) Mechanical Seal digunakan pada Centrifugal Pump untuk mencegah terjadinya kebocoran

7) Bahan pompa yang digunakan adalah Stainless Steel untuk mencegah terjadinya korosi

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada truk tangki
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m = (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit penyimpanan, dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Titik 2 = Ujung pipa masuk tangki penyimpanan-1 (T-01)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 48 ft = 14.6304 m

Jarak Antar Alat = 100 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
p = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3,9 x (0.7063 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (83.2650 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 5.9261 in
= 0.1505 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 6
Sch no = 40
OD = 6.625 in
ID = 6.025 in = 0.1530 m
At = 28.9 in^2 = 0.0186 m^2

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0200 \ m^3/detik}{0.0186 \ m^2}$$

$$= 1.0727 \ m/detik$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 1.0727 \ m/detik$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1333.8 \ kg/m^3 \times 1.0727 \ m/detik \times 0.1530 \ m}{0.0007786 \ kg/m.s}$$

$$= 281,205.70$$

Bahan Konstruksi Pipa

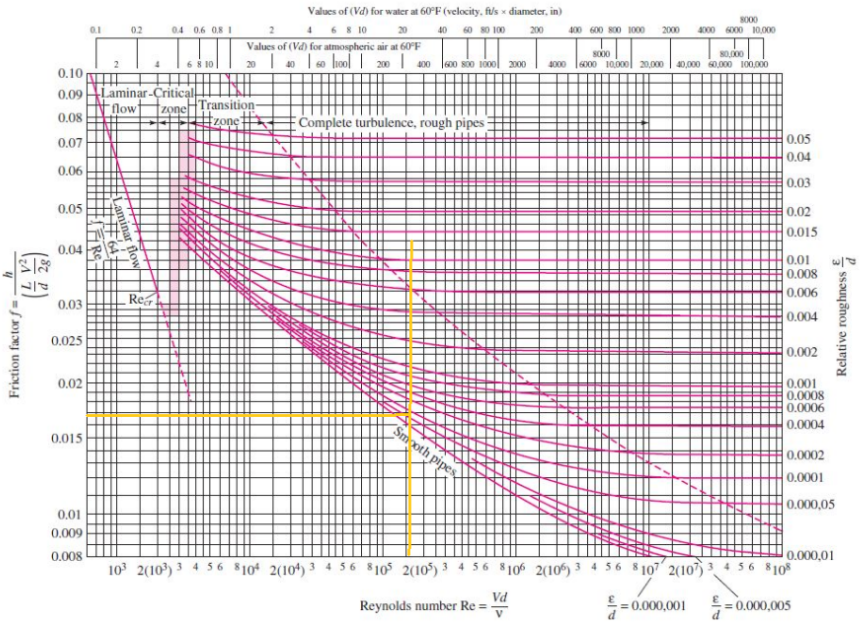
Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted 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

Dipilih bahan pipa : Stainless Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m
Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$$= \frac{0.00000213 \text{ m}}{0.1530 \text{ m}}$$

= 0.00001394 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.017

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

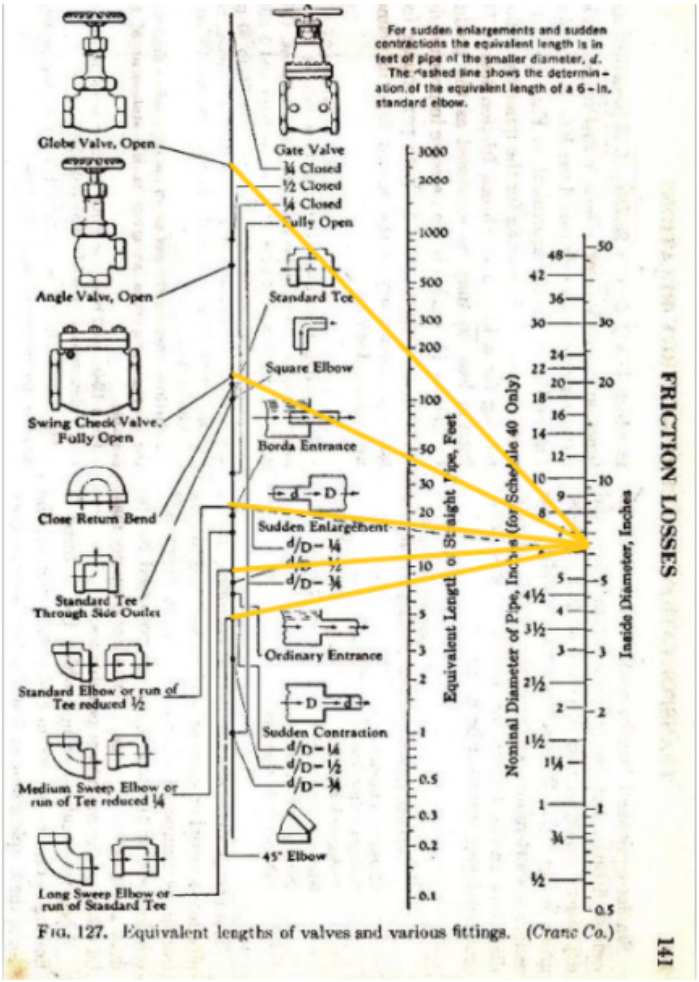


Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	18	18	5.4864
Sudden Constraction	1	8	8	2.4384
Check Valve	1	45	45	13.716
Globe Valve	1	190	190	57.912
Elbow	5	12	60	18.288
Panjang Pipa Lurus				113.6304
Total Panjang (L+Le)				211.4712

Menghitung Head Pompa

Menggunakan Persamaan Bernouli : ;

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

Dengan :

g	=	Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf	=	Head karena friksi, m
hman	=	Head pompa, m
P1	=	Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2	=	Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1	=	Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2	=	Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1	=	Elevasi titik 1, m
z2	=	Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1333.77(\text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{1.0727 \text{ ² m³/detik} - 1.0727 \text{ ² m³/detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 14.6304 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 13.6304 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.017 \times 1.0727 \text{ ² m³/detik} \times 211.471(\text{ m}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0.1530 \text{ m}}$$

$$= 1.379059 \text{ m}$$

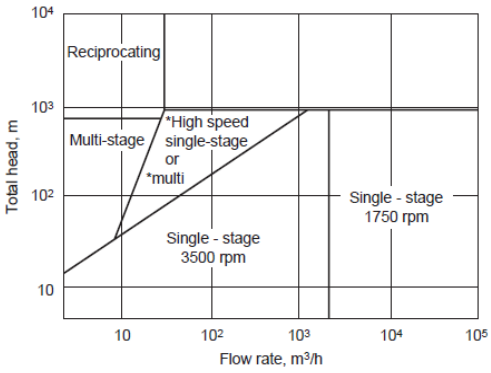
Total Head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 0 m + 0 m + 13.6304 m + 1.379059 m
= 15.0095 m

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 72 m³/jam
H = 15.0095 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

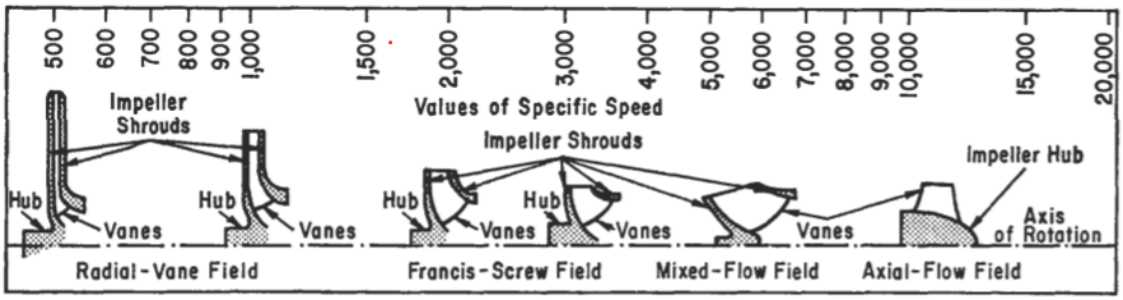
Dengan :

n = Putaran Pompa = 3500 rpm
Q = Debit (gpm) = 317.01 gal/menit
H = Head Pompa = 49.244 ft
Ns = Specific Speed

Maka,

Ns = 3352.2743

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Francis - Screw Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
HNO_3	71.7653	-4.38E+03	-2.28E+01	-4.60E-07	1.19E-05
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.30E+00	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^oC = 303 K

Komponen	Yi	Po	Yi . Po
HNO_3	0.68	81.058	55.120
H_2O	0.32	31.592	10.109
Total			65.229

Tekanan = 65.229 mmHg
= 0.0858 atm
= 1.2613 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa	=	NPSH yang tersedia			
Pa	=	Tekanan operasi	=	14.7	psi
Pv	=	Tekanan uap murni	=	1.2613	psi
S	=	Suction Head	=	1	m
			=	3.2808	ft
Hf	=	Friction Head	=	1.379059	m
			=	4.52447	ft
spgr	=	Densitas Fluida / Densitas Air	=	83.265 lb/ft³ / 62.4 lb/ft³	
			=	1.3344	

Maka :

NPSHa	=	22.014	ft
	=	6.7098	m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N	=	3500	rpm
Q	=	0.0200	m³/detik
	=	1.2	m³/menit

Maka :

NPSHr	=	2.6589	ft
	=	0.8104	m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

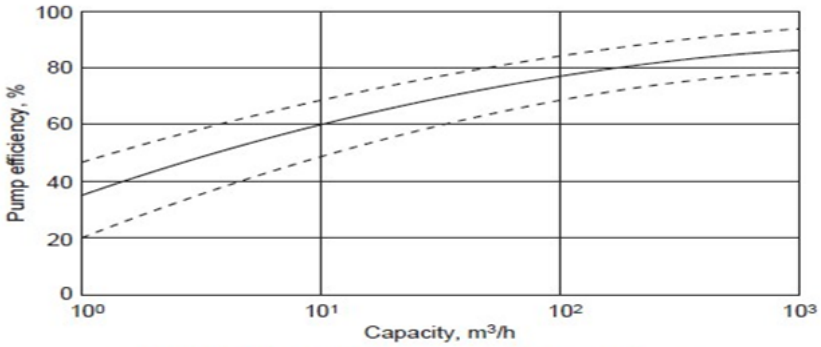


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

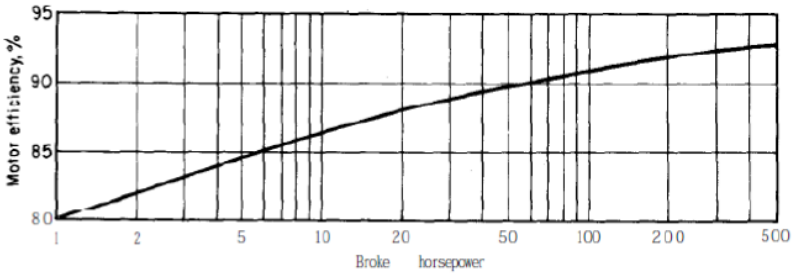
Q = 72 m³/jam
eff = 0.7

Maka,

$$BHP = \frac{0.7063 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 49.244 \text{ ft} \times 83.265 \text{ lb/ft}^3}{0.7}$$

$$= 4137.1379 \text{ lb.ft/detik}$$

$$= 7.5221 \text{ Hp}$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 82%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{7.5221 \text{ Hp}}{86\%}$$

$$= 8.75 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 10 Hp

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

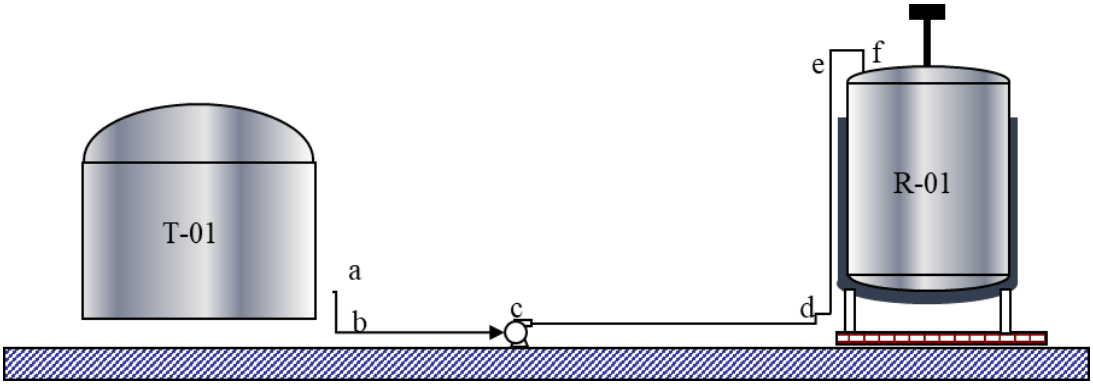
Nama Alat	:	Pompa (P-01)			
Fungsi	:	Memompa bahan HNO_3 68% dari tangki pembelian menuju tangki penyimpanan-1 (T-01)			
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage			
Tipe Impeller	:	Francis - Screw Field			
Spesifikasi Pipa					
NPS	:	6	in	=	0.1524 m
Sch no	:	40			
OD	:	6.625	in	=	0.1683 m
ID	:	6.025	in	=	0.1530 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel			
Laju Alir	:	72 m^3/jam			
Total Head	:	15.0095 m			
Daya yang dibutuhkan	:	8.75 hp			
Daya Motor	:	10 hp			
NPSHr	:	0.8104 m			
NPSHa	:	6.7098 m			

Perancangan Pompa - 2 (P-02)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{o}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa bahan HNO_3 dari tangki penyimpanan - 1 (T-01) ke mixer - 1 (M-01)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{o}C)
Densitas = 1491.05 kg/m^3
Viskositas cairan = 0.7786 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Fao (kmol/jam)	Xi	p (kg/m^3)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
HNO_3	1411.430	22.4036	0.68	1491.05	0.7602	1013.914	0.5169
H_2O	664.202	36.9001	0.32	999.57	0.8177	319.8624	0.2617
Total	2075.632	59.304	1			1333.7764	0.7786

Densitas Campuran = 1333.7764 kg/m^3
= 1.3338 kg/L
Viskositas Campuran = 0.7786 Cp
= 0.0007786 kg/m.s

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{2075.6319 \text{ kg/jam}}{1333.7764 \text{ kg/m}^3}$$

= 1.5562 m^3/jam = 6.8518 gal/menit
= 0.0004 m^3/detik

= 0.0153 ft³/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

6) Mechanical Seal digunakan pada Centrifugal Pump untuk mencegah terjadinya kebocoran

7) Bahan pompa yang digunakan adalah Stainless Steel untuk mencegah terjadinya korosi

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada Tangki Penyimpanan - 1 (T-01)
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m = (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit penyimpanan, dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Titik 2 = Ujung pipa masuk mixer - 1 (M-01)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 4 ft = 1.2192 m

Jarak Antar Alat = 60 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \, . \, q^{0{,}45} \, . \, \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft³/detik)
p = Densitas fluida (lb/ft³)

Dari perhitungan didapat

$$D_{opt} = 3.9 \times (0.0153\ ft^3/detik)^{0'45} \times (83.2650\ lb/ft^3)^{0'13}$$
$$= 0.6013\ in$$
$$= 0.0153\ m$$

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS	=	1/2			
Sch no	=	40			
OD	=	0.84	in		
ID	=	0.622	in	=	0.0158 m
At	=	0.304	in^2	=	0.0002 m^2

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$
$$= \frac{0.0004\ m^3/detik}{0.0002\ m^2}$$
$$= 2.2041\ m/detik$$
$$V_2 = V_1$$
$$= 2.2041\ m/detik$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$
$$= \frac{1491.05\ kg/m^3 \times 2.2041\ m/detik \times 0.0158\ m}{0.0007786\ kg/m.s}$$
$$= 66{,}684.62$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

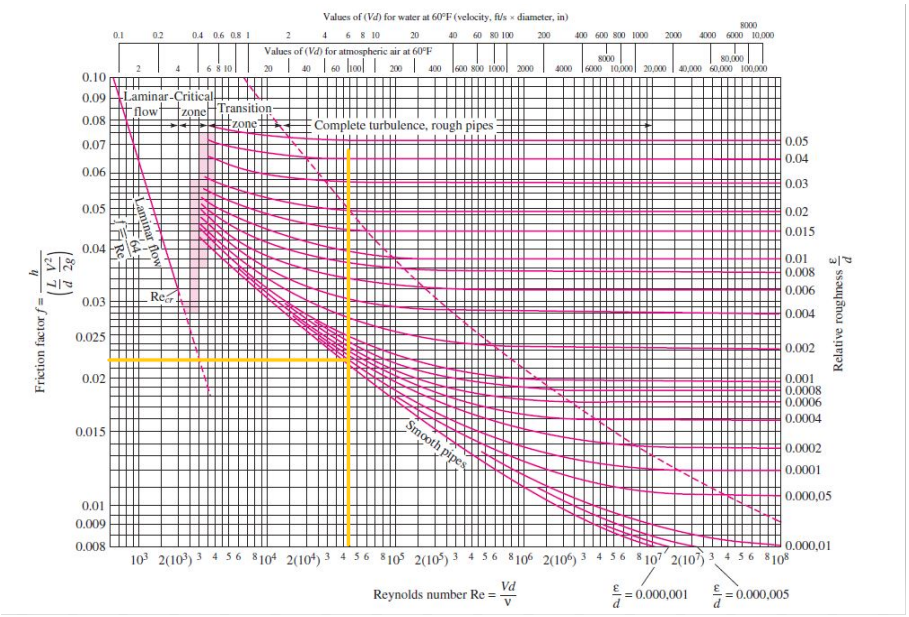
Dipilih bahan pipa : Stainless Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$= \frac{0.00000213 \text{ m}}{0.0158 \text{ m}}$

= 0.00013505 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.022

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

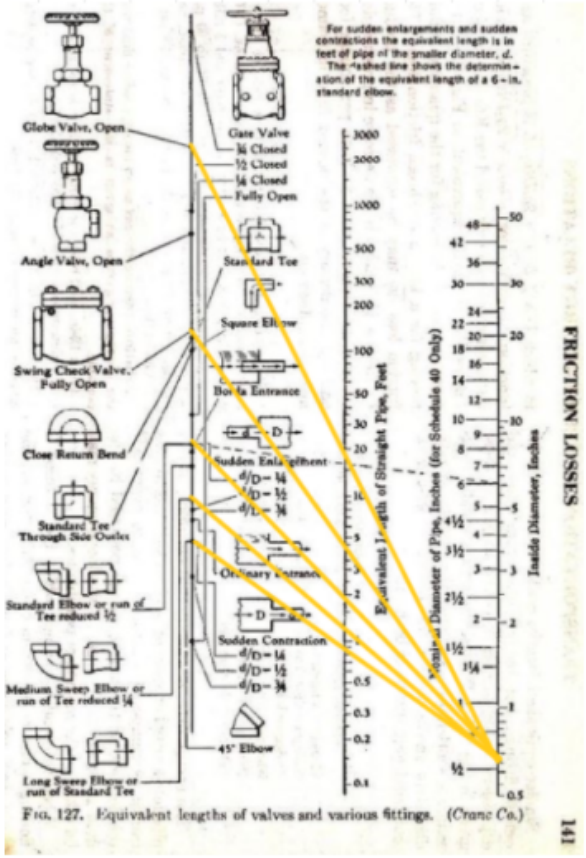


Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	2	2	0.6096
Sudden Constraction	1	0.8	0.8	0.24384
Check Valve	1	4.5	4.5	1.3716
Globe Valve	1	19	19	5.7912
Elbow	4	1.2	4.8	1.46304
Panjang Pipa Lurus				60.2192
Total Panjang (L+Le)				69.69848

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s

v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1333.77(\text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{2.2041 \text{ m}^3/\text{detik}^2 - 2.2041 \text{ m}^3/\text{detik}^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 1.2192 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 0.2192 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.022 \times 2.2041 \text{ m}^3/\text{detik}^2 \times 69.6985 \text{ m}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0.0158 \text{ m}}$$

$$= 5.4724 \text{ m}$$

Total Head

$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

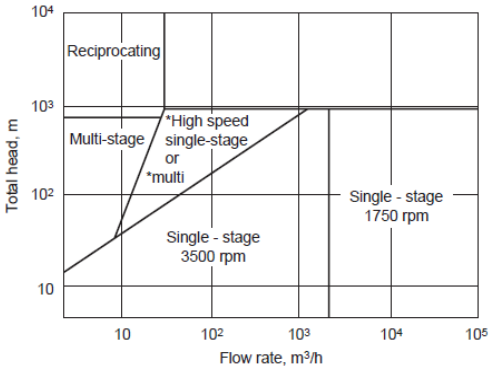
$$= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 0.2192 \text{ m} + 5.4724 \text{ m}$$

$$= 5.6916 \text{ m}$$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 1.5562 m^3/jam
H = 5.6916 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

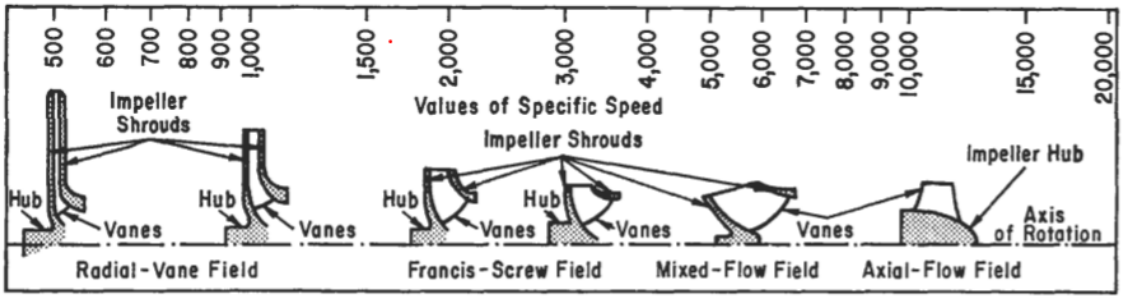
Dengan :

n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	6.85	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	18.673	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 1019.8938

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Radial - Vane Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
HNO_3	71.7653	-4.38E+03	-2.28E+01	-4.60E-07	1.19E-05
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.30E+00	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^{0}C = 303 K

Komponen	Yi	Po	Yi . Po
HNO_3	0.68	81.058	55.120
H_2O	0.32	31.592	10.109

Tekanan = 55.120 mmHg
= 0.0725 atm
= 1.0658 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia

Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi

Pv = Tekanan uap murni = 1.0658 psi

S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft

Hf = Friction Head = 5.472400 m
= 17.95407 ft

spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 83.265 lb/ft^3 / 62.4 lb/ft^3
= 1.3344

Maka :

NPSHa = 8.9225 ft
= 2.7196 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0004 m^3/detik
= 0.026 m^3/menit

Maka :

NPSHr = 0.2063 ft
= 0.0629 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

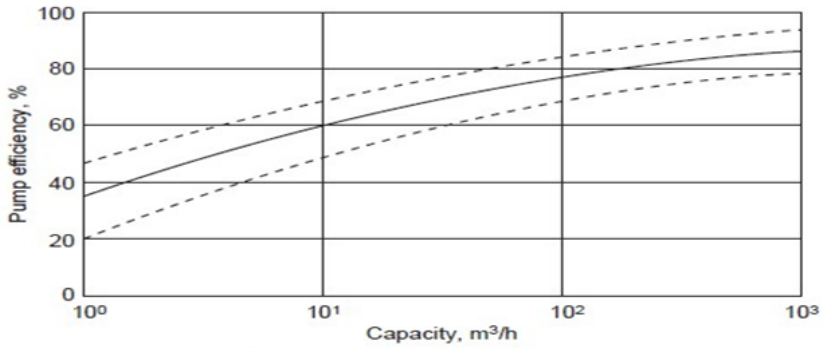


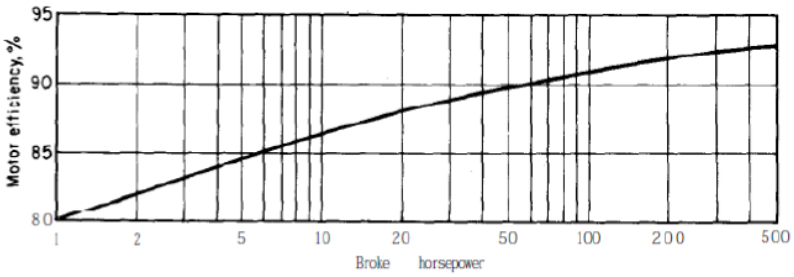
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 1.5562 m^3/jam
eff = 0.4

Maka,

$$BHP = \frac{0.0153\ ft^3/detik \times 18.673\ ft \times 83.265\ lb/ft^3}{0.4}$$

= 59.3393 lb.ft/detik
= 1.0789 Hp



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 80%.

Maka,

$$\text{Daya} = \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{1.0789 \text{ Hp}}{80\ \%}$$

$$= 1.3 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 1.5 Hp

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

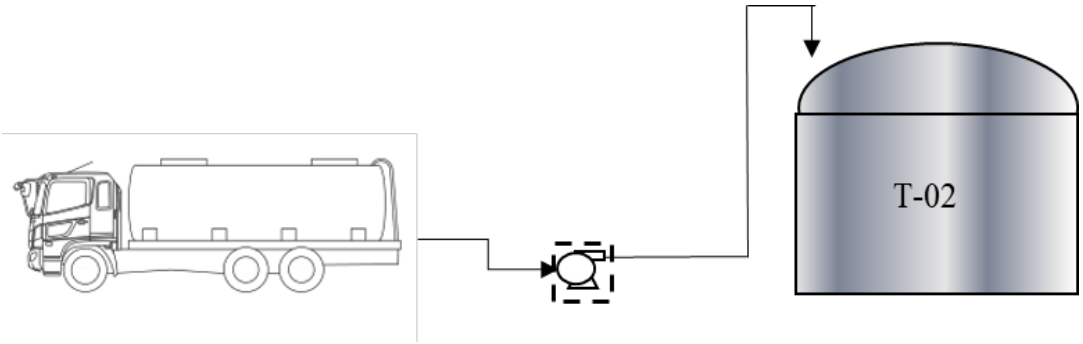
Nama Alat	:	Pompa (P-02)			
Fungsi	:	Memompa bahan HNO_3 dari tangki penyimpanan - 1 (T-01) ke mixer - 1 (M-01)			
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage			
Tipe Impeller	:	Radial - Vane Field			
Spesifikasi Pipa					
NPS	:	1/2	in	=	0.0191 m
Sch no	:	40			
OD	:	0.84	in	=	0.0213 m
ID	:	0.622	in	=	0.0158 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel			
Laju Alir	:	1.5562	m^3/jam		
Total Head	:	5.6916	m		
Daya yang dibutuhkan	:	1.3	hp		
Daya Motor	:	1.5	hp		
NPSHr	:	0.0629	m		
NPSHa	:	2.7196	m		

Perancangan Pompa - 3 (P-03)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{o}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa bahan H_2SO_4 98% dari tangki pembelian menuju tangki penyimpanan - 2 (T-02)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{o}C)
Volume Mobil Tangki = 24000 L
Waktu Pengosongan = 20 menit = 0.3333 jam

Data Umpan Masuk

Bahan yang dipompa:

Komponen	xi	p (kg/m³)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
H_2SO_4	0.98	1836	21.18	1799.2800	20.756
H_2O	0.02	996.25	0.8545	19.9250	0.017
Total	1.00			1819.2050	20.773

Densitas Campuran = 1819.2050 kg/m³
= 1.8192 kg/L
Viskositas Campuran = 20.7735 Cp
= 0.0208 kg/m.s

Massa Cairan Dalam Tangki

Massa Cairan Dalam Tangki = Volume tangki mobil x *p* campuran
= 24000 L x 1.8192 kg/L
= 43660.9 kg

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Volume tangki mobil}}{\text{Waktu pengosongan tangki}}$$

$$= \frac{24000\ \text{L}}{0.3333\ \text{jam}}$$

$$= 72000\ \text{L/jam} = 317.006\ \text{gal/menit}$$

$$= 0.0200\ \text{m}^3\text{/detik}$$

$$= 0.7063\ \text{ft}^3\text{/detik}$$

$$\text{Jumlah Truk yang Dibutuhkan} = \frac{\text{Volume cairan tangki penyimpanan}}{\text{Volume truk tangki}}$$

$$= \frac{319.2067\ \text{m}^3}{24\ \text{m}^3}$$

$$= 13$$

$$\text{Waktu Pengisian} = \text{Jumlah truk yang dibutuhkan x Waktu pengisian}$$

$$= 13 \times 0.3333\ \text{jam}$$

$$= 4.4334\ \text{jam}$$

$$\text{Kecepatan Massa (m)} = \frac{\text{V tangki x } \rho}{\text{Waktu Pengosongan}}$$

$$= \frac{24000\ \text{L} \times 1.8192\ \text{kg/L}}{0.3333\ \text{jam}}$$

$$= 130982.76\ \text{kg/jam}$$

$$= 36.384\ \text{kg/detik}$$

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

6) Mechanical Seal digunakan pada Centrifugal Pump untuk mencegah terjadinya kebocoran

7) Bahan pompa yang digunakan adalah Stainless Steel untuk mencegah terjadinya korosi

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada truk tangki
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m = (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit penyimpanan, dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Titik 2 = Ujung pipa masuk tangki penyimpanan-1 (T-01)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 42 ft = 12.8016 m

Jarak Antar Alat = 100 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \, . \, q^{0{,}45} \, . \, \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
p = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3,9 x (0.7063 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (113.569 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 6.0147 in
= 0.1528 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 6
Sch no = 40
OD = 6.625 in
ID = 6.025 in = 0.1530 m
At = 28.9 in^2 = 0.0186 m^2

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0200 \ m^3/detik}{0.0186 \ m^2}$$

= 1.0727 m/detik

V_2 = V_1

= 1.0727 m/detik

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1819.21\ kg/m^3 \times 1.0727\ m/detik \times 0.1530\ m}{0.02078\ kg/m.s}$$

= 14,372.74

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

Dipilih bahan pipa : Stainless Steel

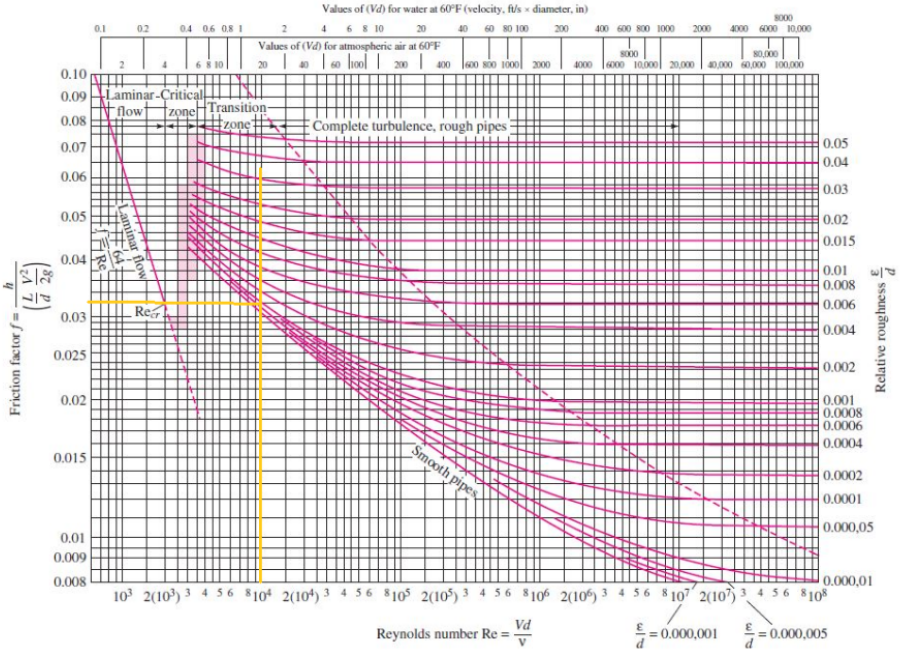
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m

Kekerasan relatif (er) $= \frac{\varepsilon}{ID}$

$$= \frac{0.00000213\ m}{0.1530\ m}$$

= 0.00001394 m

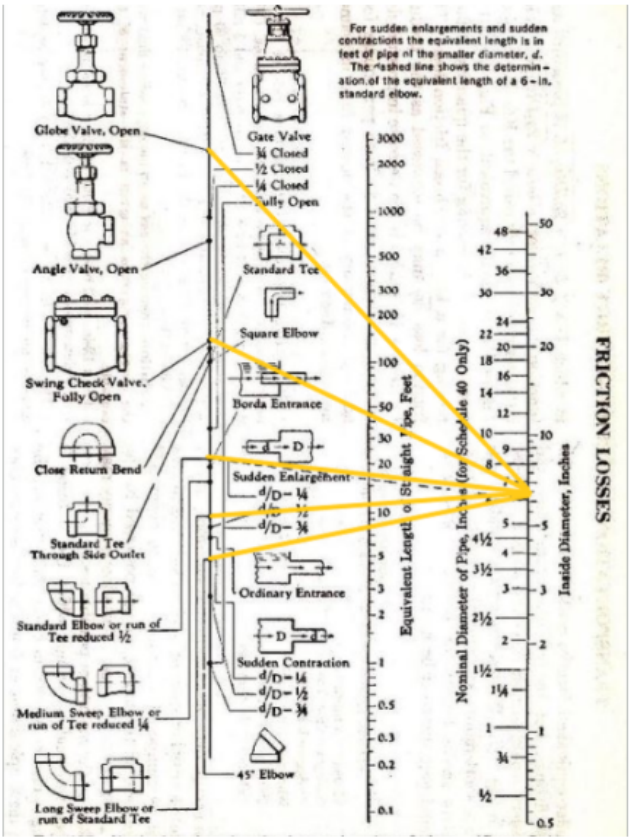


Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.032

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :



Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	18	18	5.4864
Sudden Constraction	1	8	8	2.4384
Check Valve	1	45	45	13.716
Globe Valve	1	190	190	57.912
Elbow	5	12	60	18.288
Panjang Pipa Lurus				111.8016
Total Panjang (L+Le)				209.6424

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1819.21 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{1.0727^{\,2} \text{ m}^3\text{/detik} - 1.0727^{\,2} \text{ m}^3\text{/detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$Hs = Z_2 - Z_1$

$= 12.8016\ m - 1\ m$

$= 11.8016\ m$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.032 \times 1.0727^2\ m^3/detik \times 209.642^4\ m}{2 \times 9.8\ m/s^2 \times 0.1530\ m}$$

$= 2.573426\ m$

Total Head

$H = Hp + Hv + Hs + Hf$

$= 0\ m + 0\ m + 11.8016\ m + 2.573426\ m$

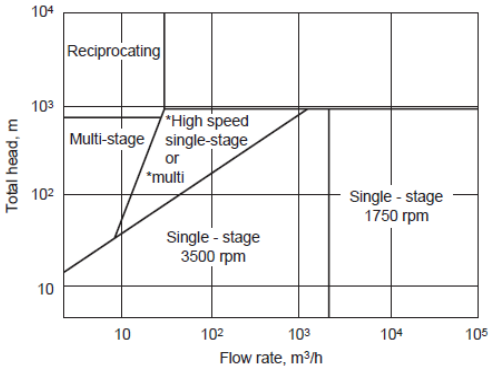
$= 14.3750\ m$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

$Q = 72\ m^3/jam$

$H = 14.3750\ m$



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

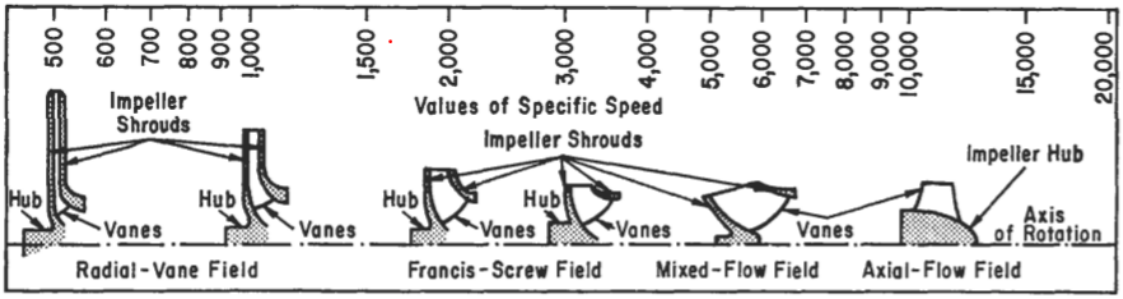
Dengan :

n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	317.01	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	47.162	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 3462.6360

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Francis - Screw Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
H_2SO_4	2.582	-4.19E+03	3.36E+00	-1.12E-03	2.27E-07
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^{0}C = 303 K

Komponen	Fraksi Massa (Yi)	Po	Yi . Po
H_2SO_4	0.98	0.000585	0.000574
H_2O	0.02	31.591508	0.631830
Total			0.632404

Tekanan = 0.632404 mmHg
= 0.0008 atm
= 0.0122 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia
Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi
Pv = Tekanan uap murni = 0.0122 psi
S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft
Hf = Friction Head = 2.573426 m
= 8.44300 ft
spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 113.569 lb/ft³ / 62.4 lb/ft³
= 1.8200

Maka :

NPSHa = 13.4747 ft
= 4.1071 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0200 m³/detik
= 1.2 m³/menit

Maka :

NPSHr = 2.6589 ft
= 0.8104 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

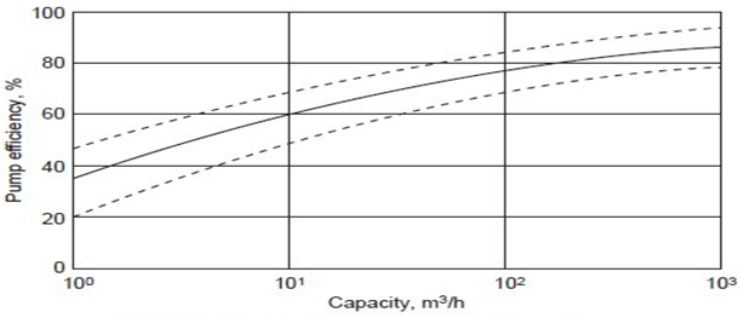


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

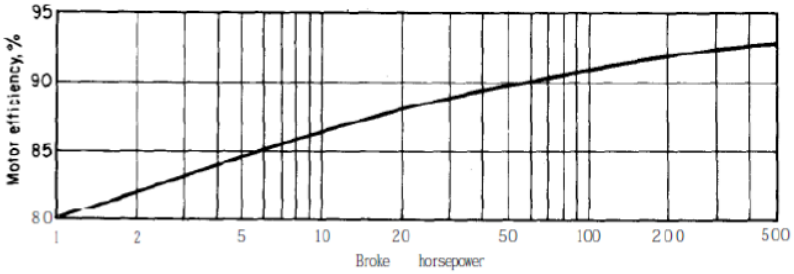
Q = 72 m³/jam
eff = 0.7

Maka,

$$BHP = \frac{0.7063 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 47.162 \text{ ft} \times 113.569 \text{ lb/ft}^3}{0.7}$$

$$= 5404.3345 \text{ lb.ft/detik}$$

$$= 9.8261 \text{ Hp}$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 85%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{9.8261 \text{ Hp}}{87\%}$$

$$= 11.29 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 15 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

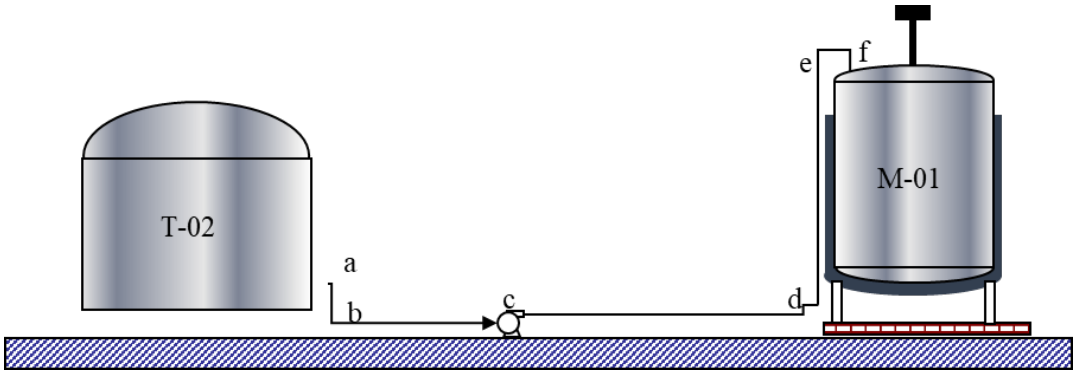
Nama Alat	:	Pompa (P-03)			
Fungsi	:	Memompa bahan H_2SO_4 98% dari tangki pembelian menuju tangki penyimpanan - 2 (T-02)			
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage			
Tipe Impeller	:	Francis - Screw Field			
Spesifikasi Pipa					
NPS	:	6	in	=	0.1524 m
Sch no	:	40			
OD	:	6.625	in	=	0.1683 m
ID	:	6.025	in	=	0.1530 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel			
Laju Alir	:	72	m^3/jam		
Total Head	:	14.3750	m		
Daya yang dibutuhkan	:	15	hp		
Daya Motor	:	15	hp		
NPSHr	:	0.8104	m		
NPSHa	:	4.1071	m		

Perancangan Pompa - 4 (P-04)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{o}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa bahan H_2SO_4 dari tangki pembelian menuju Mixer - 1 (M-01)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{o}C)
Densitas = 1752.0250 kg/m^3
Viskositas cairan = 19.15 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kg/jam)	Fraksi Mol	p (kg/m^3)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
H_2SO_4	1411.430	14.4023	0.9	1836	21.18	1652.4	19.0620
H_2O	28.805	1.6003	0.1	996.25	0.8545	99.625	0.0854
Total	1440.234	16.0026	1.0			1752.025	19.147

Densitas Campuran = 1752.025 kg/m^3
= 1.7520 kg/L
Viskositas Campuran = 19.147 Cp
= 0.01915 kg/m.s

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{1440.234 \text{ kg/jam}}{1752.025 \text{ kg/m}^3}$$

= 0.8220 m^3/jam = 0.0002 m^3/detik
= 0.0081 ft^3/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

6) Mechanical Seal digunakan pada Centrifugal Pump untuk mencegah terjadinya kebocoran

7) Bahan pompa yang digunakan adalah Stainless Steel untuk mencegah terjadinya korosi

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada Tangki Penyimpanan - 2 (T-02)
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m = (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit penyimpanan, dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Titik 2 = Ujung pipa masuk mixer - 1 (M-01)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 4 ft = 1.2192 m

Jarak Antar Alat = 60 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \, . \, q^{0{,}45} \, . \, \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
p = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3,9 x (0.0081 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (109.375 lb/ft^3)$^{0'13}$

= 0.8154 in
= 0.0207 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 3/4
Sch no = 40
OD = 1.05 in
ID = 0.824 in = 0.0209 m
At = 0.534 in² = 0.0003 m²

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0002 \text{ m}^3/\text{detik}}{0.0003 \text{ m}^2}$$

$$= 0.663 \text{ m/detik}$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 0.663 \text{ m/detik}$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1752.03 \text{ kg/m}^3 \times 0.663 \text{ m/detik} \times 0.0209 \text{ m}}{0.01915 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 1{,}269.32$$

Bahan Konstruksi Pipa

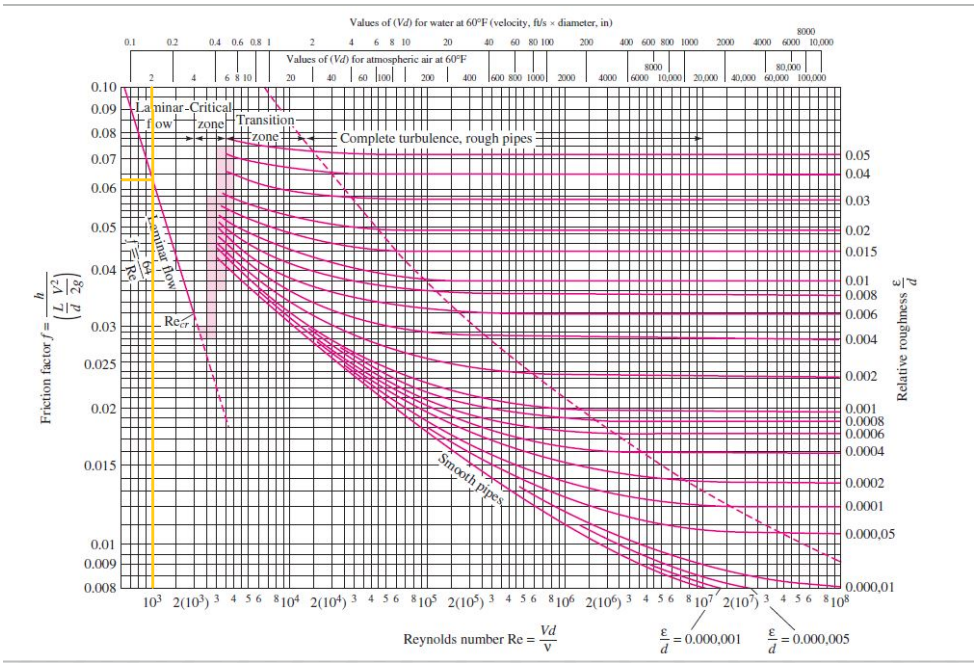
Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted 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

Dipilih bahan pipa : Stainless Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m
Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$$= \frac{0.00000213 \text{ m}}{0.0209 \text{ m}}$$

= 0.00010194 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.063

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

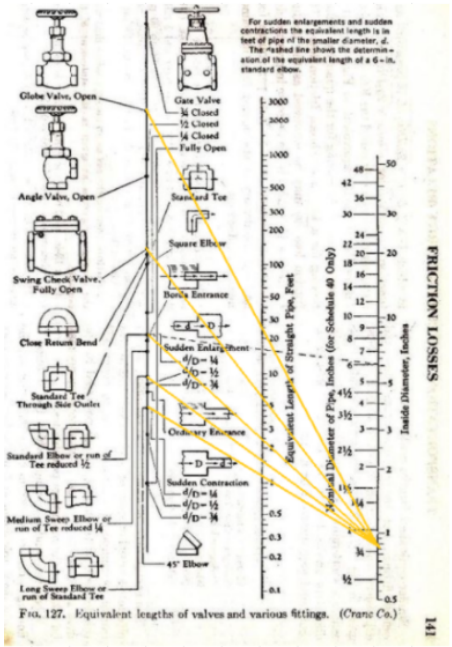


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	2.5	2.5	0.762
Sudden Constraction	1	1.1	1.1	0.3353
Check Valve	1	6	6	1.8288
Globe Valve	1	25	25	7.62
Elbow	3	1.5	4.5	1.3716
Panjang Pipa Lurus				60.2192
Total Panjang (L+Le)				72.13688

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1752.03 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{0.663\ ^2\ m^3/detik - 0.663\ ^2\ m^3/detik}{2 \times 9.8\ m/s^2}$$

$$= 0\ m$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 1.2192\ m - 1\ m$$

$$= 0.2192\ m$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.063 \times 0.663\ ^2\ m^3/detik \times 72.1369\ m}{2 \times 9.8\ m/s^2 \times 0.0209\ m}$$

$$= 4.866809\ m$$

Total Head

$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

$$= 0\ m + 0\ m + 0.2192\ m + 4.866809\ m$$

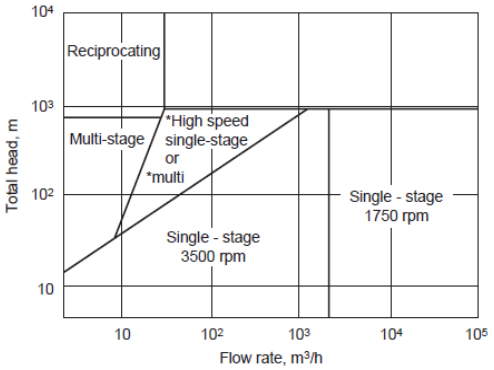
$$= 5.0860\ m$$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 0.8220 m^3/jam

H = 1.2192 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

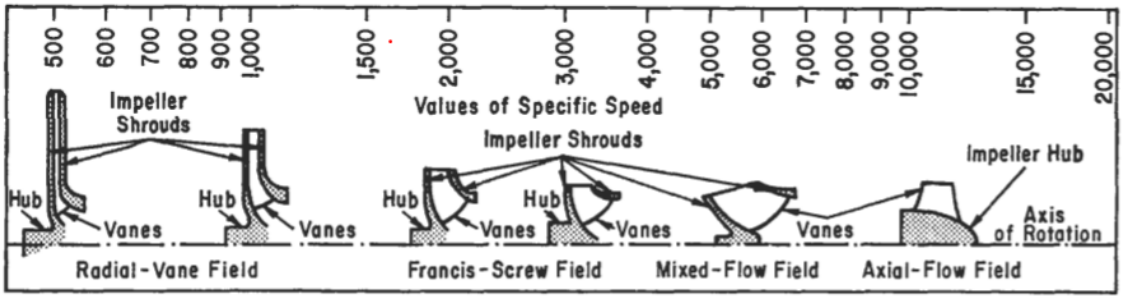
Dengan :

n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	3.62	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	16.686	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 806.5117

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Radial - Vane Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
H_2SO_4	2.582	-4.19E+03	3.36E+00	-1.12E-03	2.27E-07
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 28 ^{0}C = 301 K

Komponen	Fraksi Mol (Yi)	Po	Yi . Po
H_2SO_4	0.90	0.000465	0.000419
H_2O	0.10	28.136273	2.813627
Total			2.814046

Tekanan = 2.814046 mmHg
= 0.0037 atm
= 0.0544 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2,31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia
Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi
Pv = Tekanan uap murni = 0.0544 psi
S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft
Hf = Friction Head = 4.866809 m
= 15.96722 ft
spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 109.375 lb/ft³ / 62.4 lb/ft³
= 1.7528

Maka :

NPSHa = 6.6094 ft
= 2.0146 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}}.Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0002 m³/detik
= 0.0137 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.1348 ft
= 0.0411 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

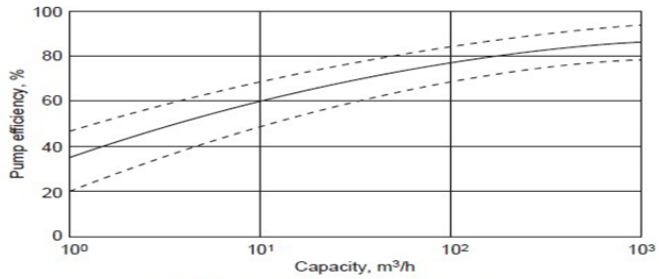


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

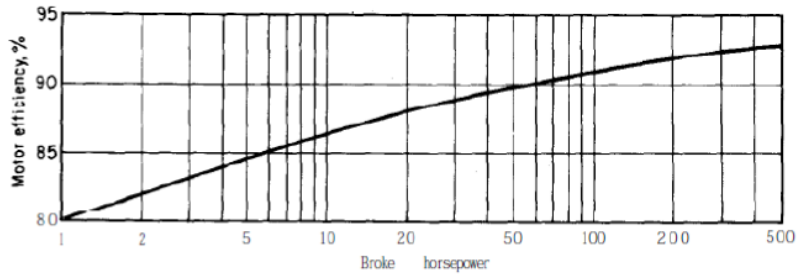
Q = 0.8220 m³/jam
eff = 0.4

Maka,

$$BHP = \frac{0.0081 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 16.686 \text{ ft} \times 109.375 \text{ lb/ft}^3}{0.4}$$

$$= 36.7932 \text{ lb.ft/detik}$$

$$= 0.6690 \text{ Hp}$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 80%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{0.6690 \text{ Hp}}{80\ \%}$$

$$= 0.8 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 1 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

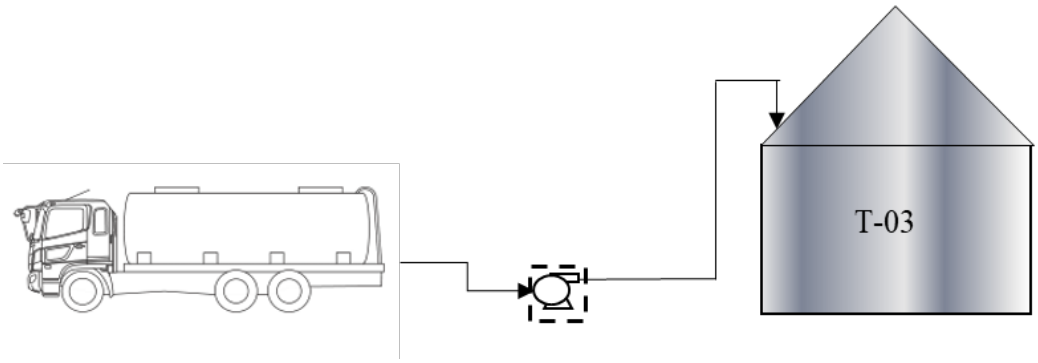
Nama Alat	:	Pompa (P-04)			
Fungsi	:				
		Memompa bahan H_2SO_4 dari tangki pembelian menuju Mixer - 1 (M-01)			
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage			
Tipe Impeller	:	Radial - Vane Field			
Spesifikasi Pipa					
NPS	:	44,259	in	=	0.0191 m
Sch no	:	40			
OD	:	1.05	in	=	0.0000 m
ID	:	0.82	in	=	0.0000 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel			
Laju Alir	:	0.8220	m^3/jam		
Total Head	:	5.0860	m		
Daya yang dibutuhkan	:	0.84	hp		
Daya Motor	:	1	hp		
NPSHr	:	0.0411	m		
NPSHa	:	2.0146	m		

Perancangan Pompa - 5 (P-05)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{o}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa bahan $C_3H_5(OH)_3$ 99.5% dari tangki pembelian menuju tangki penyimpanan - 3 (T-03)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{o}C)
Volume Mobil Tangki = 24000 L
Waktu Pengosongan = 20 menit = 0.3333 jam

Data Umpan Masuk

Komponen	Xi	p (kg/m^3)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
$C_3H_5(OH)_3$	0.995	1264		0.0000	0.000
H_2O	0.005	996.25	0.8545	0.0000	0.0000
Total	1.000			0.0000	0.000

Densitas Campuran = 1262.6613 kg/m^3
= 1.2627 kg/L
Viskositas Campuran = 613.9292 Cp
= 0.6139 kg/m.s

Massa Cairan Dalam Tangki

Massa Cairan Dalam Tangki = Volume tangki mobil x *p* campuran
= 24000 L x 1.2627 kg/L
= 30303.8700 kg

Kapasitas Pompa

Kecepatan Volumetrik Cairan (Q) = $\frac{\text{Volume tangki mobil}}{\text{Waktu pengosongan tangki}}$

= $\frac{24000 \text{ L}}{0.3333 \text{ jam}}$

= 72007.2 L/jam = 317.038 gal/menit

= 0.0200 m^3/detik

= 0.7064 ft^3/detik

Jumlah Truk yang Dibutuhkan = $\frac{\text{Volume cairan tangki penyimpanan}}{\text{Volume truk tangki}}$

= $\frac{109.7501 \text{ } m^3}{24 \text{ } m^3}$

= 5

Waktu Pengisian = Jumlah truk yang dibutuhkan x Waktu pengisian

= 5 x 0.3333

= 1.5242 jam

Kecepatan Massa (m) = $\frac{\text{V tangki x } \rho}{\text{Waktu Pengosongan}}$

= $\frac{24000 \text{ L x } 1.2627 \text{ kg/L}}{0.3333 \text{ jam}}$

= 90920.7021 kg/jam

= 25.256 kg/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada truk tangki

Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar

Elevasi, Z_1 = 1 m = (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit penyimpanan, dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Titik 2 = Ujung pipa masuk tangki penyimpanan-1 (T-01)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 24 ft = 7.3152 m

Jarak Antar Alat = 100 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3,9 x (0.7064 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (78.825 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 5.8843 in
= 0.1495 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 6
Sch no = 40
OD = 6.625 in
ID = 6.025 in = 0.1530 m
At = 28.9 in^2 = 0.0186 m^2

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0200 \ m^3/detik}{0.0186 \ m^2}$$

$$= 1.0728 \ m/detik$$

$V_2 = V_1$
= 1.0728 m/detik

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1262.66\ kg/m^3 \times 1.0728\ m/detik \times 0.1530\ m}{0.61393\ kg/m.s}$$

$$= 337.65$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

Dipilih bahan pipa : Stainless Steel

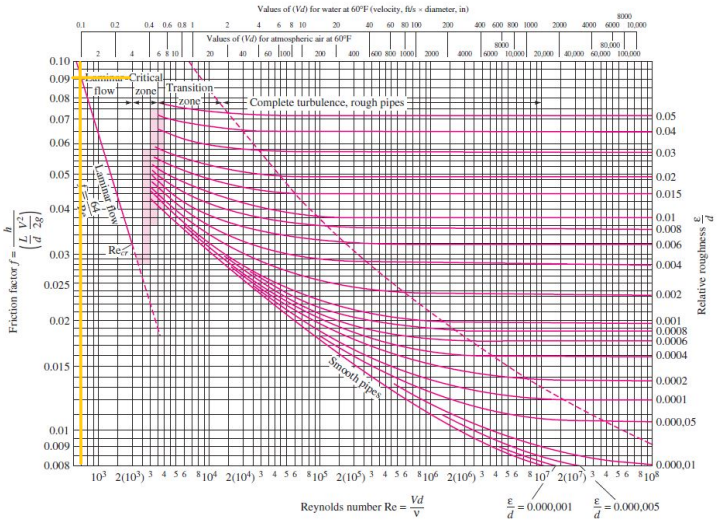
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$$= \frac{0.00000213\ m}{0.1530\ m}$$

$$= 0.00001394\ m$$

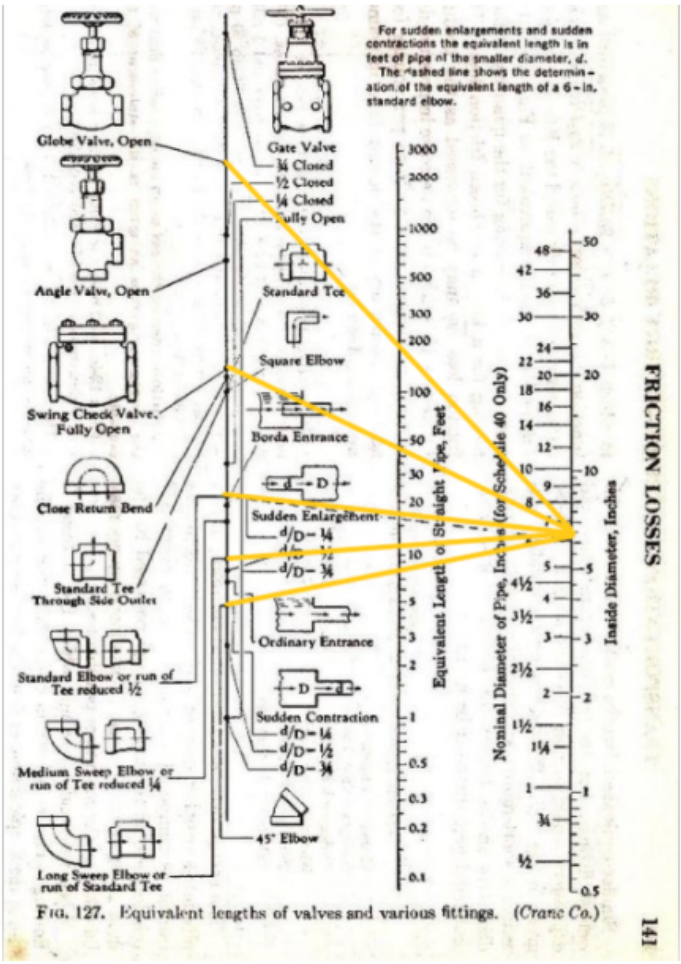


Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.09

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :



Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	18	18	5.4864
Sudden Constraction	1	8	8	2.4384
Check Valve	1	45	45	13.716
Globe Valve	1	190	190	57.912
Elbow	5	12	60	18.288
Panjang Pipa Lurus				106.3152
Total Panjang (L+Le)				204.156

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g	=	Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf	=	Head karena friksi, m
hman	=	Head pompa, m
P1	=	Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2	=	Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1	=	Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2	=	Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1	=	Elevasi titik 1, m
z2	=	Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1262.66 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{1.0728^2 \text{ m}^3\text{/detik} - 1.0728^2 \text{ m}^3\text{/detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 7.3152 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 6.3152 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.09 \times 1.0728^2 \text{ m}^3\text{/detik} \times 204.156 \text{ m}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0.1530 \text{ m}}$$

$$= 7.049757 \text{ m}$$

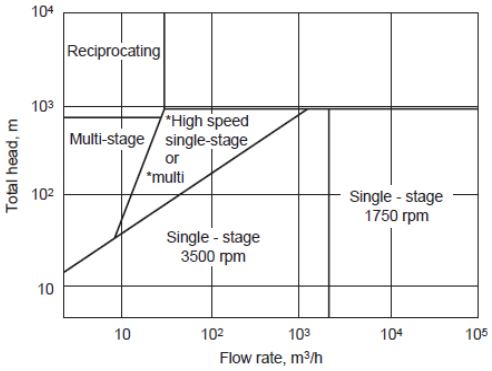
Total Head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 0 m + 0 m + 6.3152 m + 7.049757 m
= 13.3650 m

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 72 m^3/jam
H = 13.3650 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Dengan :

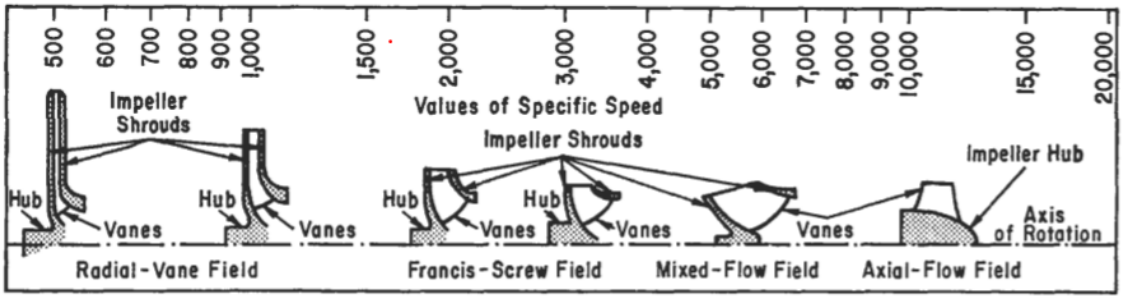
n = Putaran Pompa = 3500 rpm
Q = Debit (gpm) = 317.04 gal/menit
H = Head Pompa = 43.848 ft
Ns = Specific Speed

Maka,

Ns = 3657.2898

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Francis - Screw Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
$C_3H_5(OH)_3$	-62.793	-3.66E+03	3.42E+01	-5.19E-02	2.28E-05
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^{0}C = 303 K

Komponen	Yi	Po	Yi . Po
$C_3H_5(OH)_3$	99.5	0.000300	0.029884
H_2O	0.5	31.591508	15.795754
Total			15.825638

Tekanan = 15.825638 mmHg
= 0.0208 atm
= 0.3060 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia

Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi

Pv = Tekanan uap murni = 0.3060 psi

S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft

Hf = Friction Head = 7.049757 m
= 23.12912 ft

spgr = $\frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}}$ = $\frac{78.825 \text{ lb/ft}^3}{62.4 \text{ lb/ft}^3}$

= 1.2632

Maka :

NPSHa = 6.4658 ft

= 1.9708 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm

Q = 0.0200 m³/detik

= 1.2 m³/menit

Maka :

NPSHr = 2.6590 ft

= 0.8105 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

BHP = $\frac{\text{Q x H x } \rho}{\text{eff}}$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

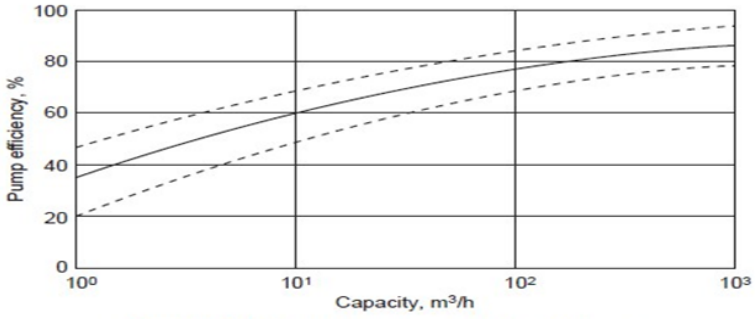


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 72 m³/jam

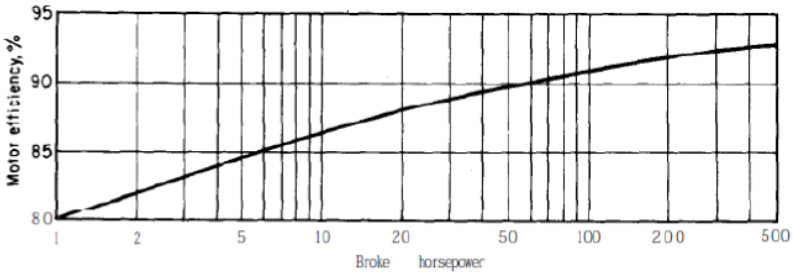
eff = 0.7

Maka,

$$BHP = \frac{0.7064 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 43.848 \text{ ft} \times 78.825 \text{ lb/ft}^3}{0.7}$$

$$= 3487.7855 \text{ lb.ft/detik}$$

$$= 6.3414 \text{ Hp}$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 84%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{6.3414 \text{ Hp}}{84\ \%}$$

$$= 7.55 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 10 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

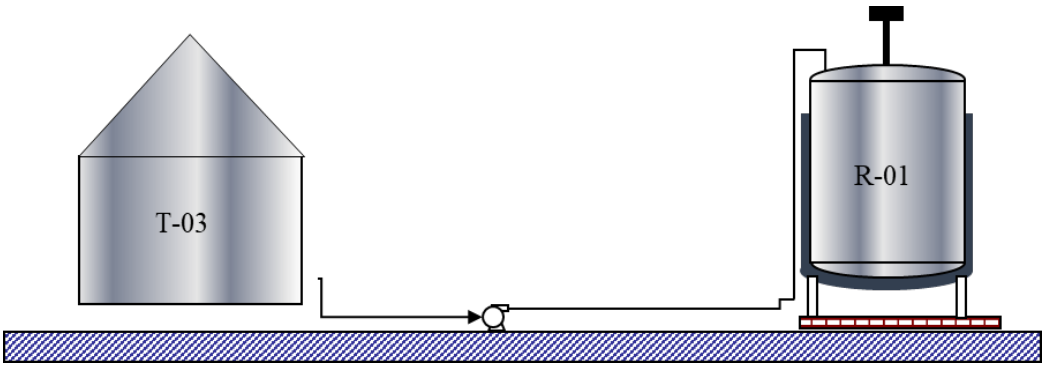
Nama Alat	:	Pompa (P-05)			
Fungsi	:	Memompa bahan $C_3H_5(OH)_3$ 99.5% dari tangki pembelian menuju tangki penyimpanan - 3 (T-03)			
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage			
Tipe Impeller	:	Francis - Screw Field			
Spesifikasi Pipa					
NPS	:	6	in	=	0.1524 m
Sch no	:	40			
OD	:	6.625	in	=	0.1683 m
ID	:	6.025	in	=	0.1530 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel			
Laju Alir	:	72.007	m^3/jam		
Total Head	:	13.3650	m		
Daya yang dibutuhkan	:	7.55	hp		
Daya Motor	:	10	hp		
NPSHr	:	0.8105	m		
NPSHa	:	1.9708	m		

Perancangan Pompa - 6 (P-06)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{o}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa bahan $C_3H_5(OH)_3$ dari tangki penyimpanan - 3 (T-03) ke reaktor - 1 (R-01)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{o}C)
Densitas = 1262.8452 kg/m^3
Viskositas cairan = 617.01 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kg/jam)	Xi	p (kg/m^3)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
$C_3H_5(OH)_3$	412.227	4.4807	0.996	1264	617.01	1258.5484	614.349
H_2O	1.786	0.0992	0.004	996.25	0.8545	4.2968	0.0037
Total	414.013	4.5799	1.000			1262.8452	614.353

Densitas Campuran = 1262.8452 kg/m^3
= 1.2628 kg/L
Viskositas Campuran = 614.353 Cp
= 0.61435 kg/m.s

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{414.013 \text{ kg/jam}}{1262.8452 \text{ kg/m}^3}$$

= 0.3278 m^3/jam = 0.0001 m^3/detik
= 0.0032 ft^3/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada truk tangki
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m = (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit penyimpanan, dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Titik 2 = Ujung pipa masuk tangki penyimpanan-1 (T-01)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 4 ft = 1.2192 m

Jarak Antar Alat = 30 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3,9 x (0.0032 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (78.837 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 0.4630 in
= 0.0118 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 1/2
Sch no = 40
OD = 0.675 in
ID = 0.493 in = 0.0125 m
At = 0.192 in² = 0.0001 m²

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0001 \ m^3/detik}{0.0001 \ m^2}$$

$$= 0.7352 \ m/detik$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 0.7352 \ m/detik$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1262.85 \ kg/m^3 \times 0.7352 \ m/detik \times 0.0125 \ m}{0.61435 \ kg/m.s}$$

$$= 18.92$$

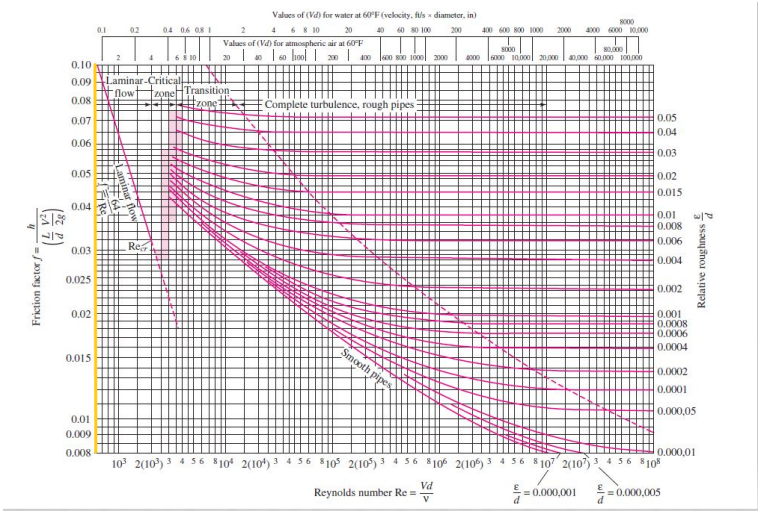
Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

Dipilih bahan pipa : Stainless Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m
Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{}$

		ID	
=		0.00000213	m
		0.0125	m
=		0.00017039	m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.1

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

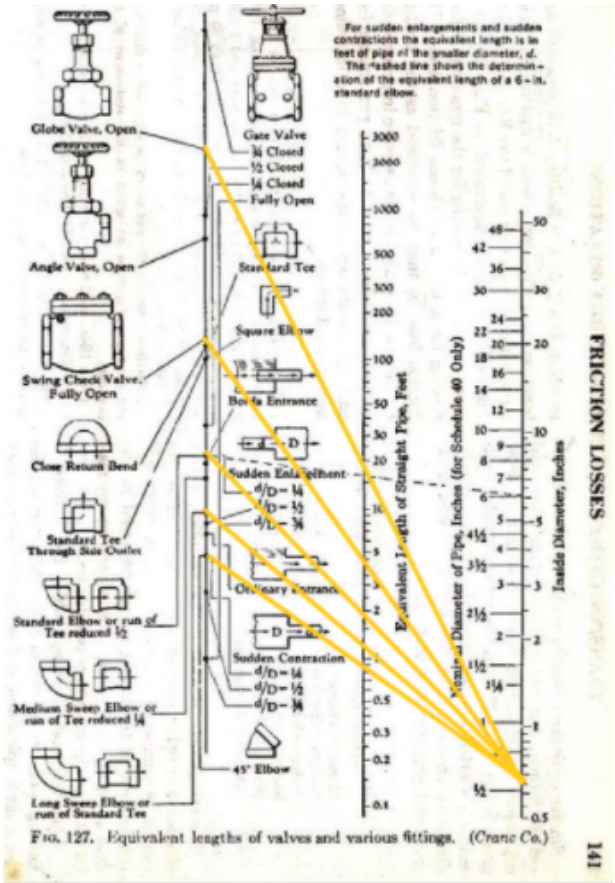


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	2	2	0.6096
Sudden Constraction	1	0.8	0.8	0.24384
Check Valve	1	4.5	4.5	1.3716
Globe Valve	1	19	19	5.7912
Elbow	5	1.2	6	1.8288
Panjang Pipa Lurus				30.2192
Total Panjang (L+Le)				40.06424

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1262.845 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{0.7352^2 \text{ m}^3/\text{detik} - 0.7352^2 \text{ m}^3/\text{detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 1.2192 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 0.2192 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.1 \times 0.7352^{2}\ m^3/detik \times 40.0642^{4}\ m}{2 \times 9.8\ m/s^2 \times 0.0125\ m}$$

$$= 8.822770\ m$$

Total Head

$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

$$= 0\ m + 0\ m + 0.2192\ m + 8.822770\ m$$

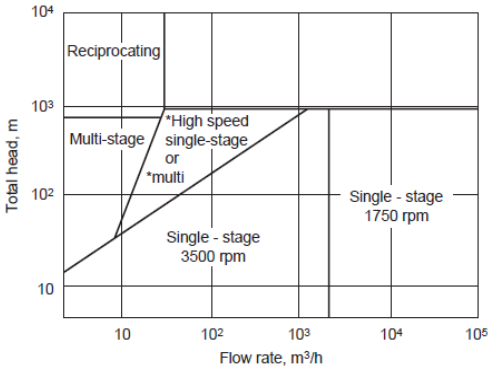
$$= 9.0420\ m$$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 0.3278 m^3/jam

H = 9.0420 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Dengan :

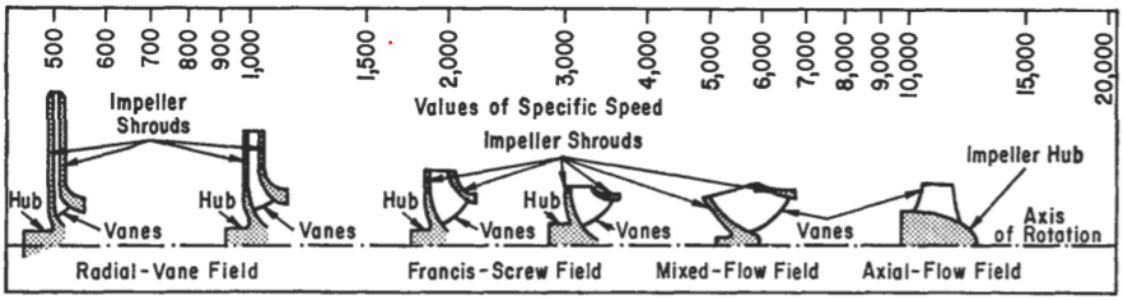
n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	1.44	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	29.665	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 330.8122

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Radial - Vane Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
$C_3H_5(OH)_3$	-62.793	-3.66E+03	3.42E+01	-5.19E-02	2.28E-05
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^{0}C = 303 K

Komponen	Fraksi Mol (Yi)	Po	Yi . Po
$C_3H_5(OH)_3$	0.9957	0.000300	0.000299
H_2O	0.0043	31.591508	0.136253
Total			0.136552

Tekanan = 0.136552 mmHg
= 0.0002 atm
= 0.0026 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia

Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi

Pv = Tekanan uap murni = 0.0026 psi

S = Suction Head = 1 m

= 3.2808 ft

Hf = Friction Head = 8.822770 m

= 28.94610 ft

spgr = $\frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}}$ = $\frac{78.837 \text{ lb/ft}^3}{62.4 \text{ lb/ft}^3}$

= 1.2634

Maka :

NPSHa = 1.1997 ft

= 0.3657 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm

Q = 0.0001 m³/detik

= 0.0055 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.0730 ft

= 0.0223 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

BHP = $\frac{Q \times H \times p}{\text{eff}}$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

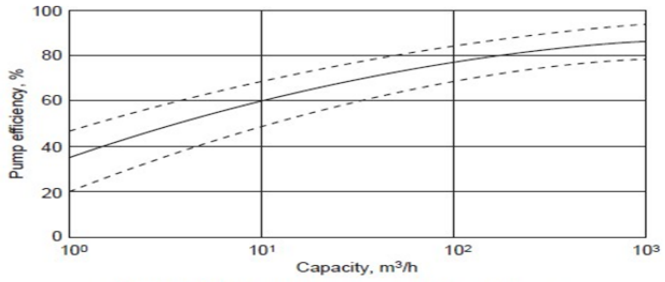


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

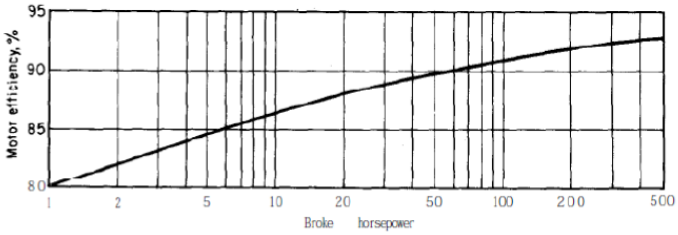
Q = 0.3278 m³/jam
eff = 0.4

Maka,

$$BHP = \frac{0.0032\ ft^3/detik \times 29.665\ ft \times 78.837\ lb/ft^3}{0.4}$$

$$= 18.8033\ lb.ft/detik$$

$$= 0.3419\ Hp$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 80%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{0.3419\ Hp}{80\ \%}$$

$$= 0.407\ Hp$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 0.5 Hp

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

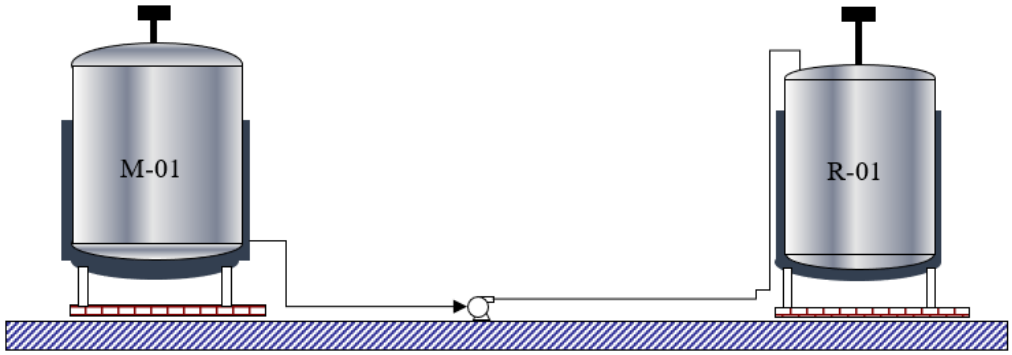
Nama Alat	:	Pompa (P-06)			
Fungsi	:	Memompa bahan $C_3H_5(OH)_3$ dari tangki penyimpanan - 3 (T-03) ke reaktor - 1 (R-01)			
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage			
Tipe Impeller	:	Radial - Vane Field			
Spesifikasi Pipa					
NPS	:	1/2	in	=	0.0127 m
Sch no	:	40			
OD	:	0.68	in	=	0.0000 m
ID	:	0.49	in	=	0.0000 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel			
Laju Alir	:	0.3278	m^3/jam		
Total Head	:	9.0420	m		
Daya yang dibutuhkan	:	0.407	hp		
Daya Motor	:	0.5	hp		
NPSHr	:	0.0223	m		
NPSHa	:	0.3657	m		

Perancangan Pompa - 7 (P-07)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 15 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa bahan H_2SO_4 dan HNO_3 dari Mixer - 1 (M-01) menuju Reaktor



Suhu = 288 K
Densitas = 1540.5714 kg/m³
Viskositas cairan = 14.86 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kg/jam)	Xi	p (kg/m³)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
H_2SO_4	1411.4297	14.4023	0.401	1841	35.5289	739.0617	14.2629
HNO_3	1411.4297	22.4036	0.401	1507	0.9262	604.9788	0.3718
H_2O	693.0069	38.5004	0.197	997.07	1.1661	196.5309	0.2298
Total	3515.866	75.3064	1.000			1540.5714	14.865

Densitas Campuran = 1540.5714 kg/m³
= 1.5406 kg/L
Viskositas Campuran = 14.865 Cp
= 0.01486 kg/m.s

Jarak Antar Alat = 7.5 m (Machdar, 2014 p. 29)

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{3515.866 \text{ kg/jam}}{1540.5714 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2.2822 \text{ m}^3\text{/jam} = 0.0006 \text{ m}^3\text{/detik}$$

= 0.0224 ft³/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

6) Mechanical Seal digunakan pada Centrifugal Pump untuk mencegah terjadinya kebocoran

7) Bahan pompa yang digunakan adalah Stainless Steel untuk mencegah terjadinya korosi

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada Mixer - 1 (M-01)
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m = (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit penyimpanan, dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Titik 2 = Ujung pipa masuk Reaktor - 1 (R-01)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 4 ft = 1.2192 m

Jarak Antar Alat = 7.5 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft³/detik)
p = Densitas fluida (lb/ft³)

Dari perhitungan didapat

$D_{opt} = 3{,}9 \times (0.0224\ ft^3/detik)^{0'45} \times (96.175\ lb/ft^3)^{0'13}$

$= 0.9476\ in$

$= 0.0241\ m$

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS	=	1			
Sch no	=	40			
OD	=	1.32	in		
ID	=	1.049	in	= 0.0266	m
At	=	0.864	in^2	= 0.0006	m^2

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0006\ m^3/detik}{0.0006\ m^2}$$

$$= 1.137\ m/detik$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 1.137\ m/detik$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1540.57\ kg/m^3 \times 1.137\ m/detik \times 0.0266\ m}{0.01486\ kg/m.s}$$

$$= 3{,}140.54$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

Dipilih bahan pipa : Stainless Steel

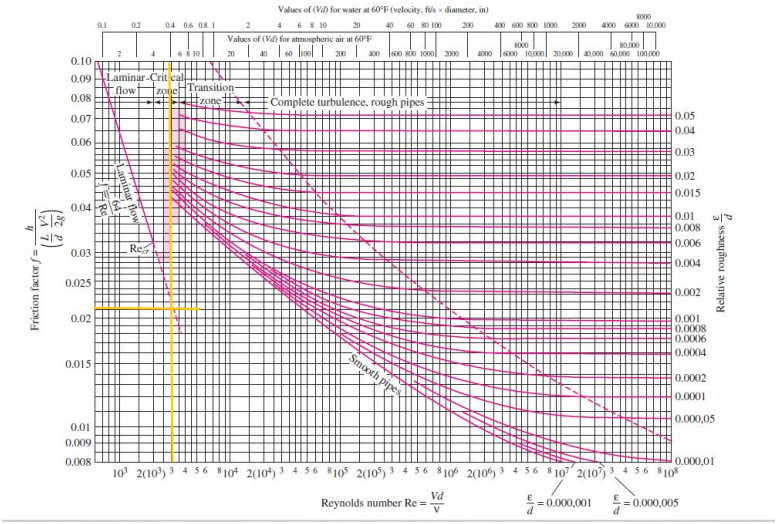
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

= $\frac{0.00000213 \text{ m}}{0.0266 \text{ m}}$

= 0.00008008 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.021

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

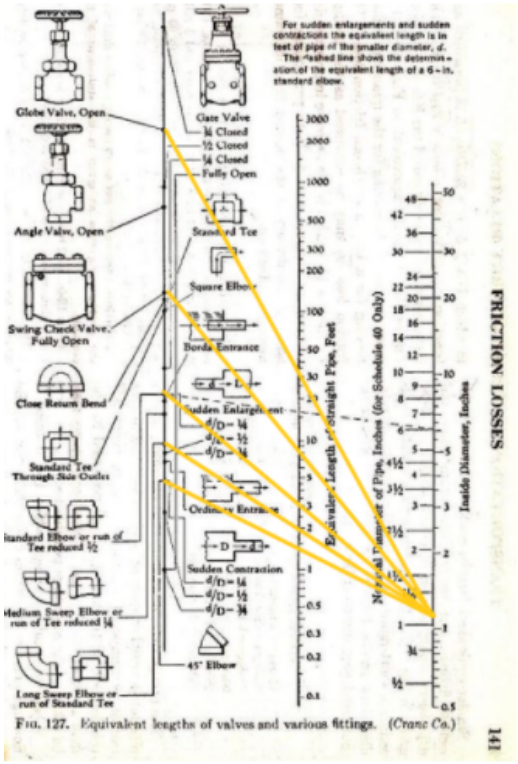


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	3.5	3.5	1.0668
Sudden Constraction	1	1.8	1.8	0.5486
Check Valve	1	10	10	3.048
Globe Valve	1	45	45	13.716
Elbow	4	2.5	10	3.048
Panjang Pipa Lurus				7.7192
Total Panjang (L+Le)				29.1466

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1540.57 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{1.137^{\,2} \text{ m}^3/\text{detik} - 1.137^{\,2} \text{ m}^3/\text{detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 1.2192 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 0.2192 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.021 \times 1.137\ ^2\ m^3/detik \times 29.1466\ m}{2 \times 9.8\ m/s^2 \times 0.0266\ m}$$

$$= 1.515920\ m$$

Total Head

$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

$$= 0\ m + 0\ m + 0.2192\ m + 1.515920\ m$$

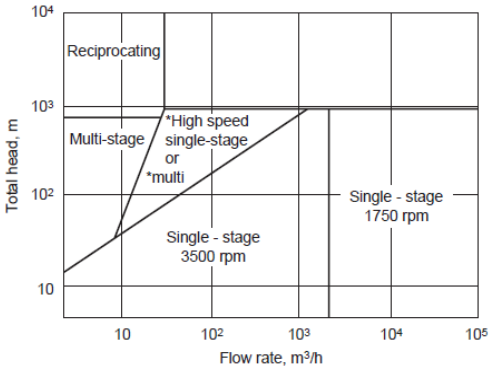
$$= 1.7351\ m$$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 2.2822 m^3/jam

H = 1.7351 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Dengan :

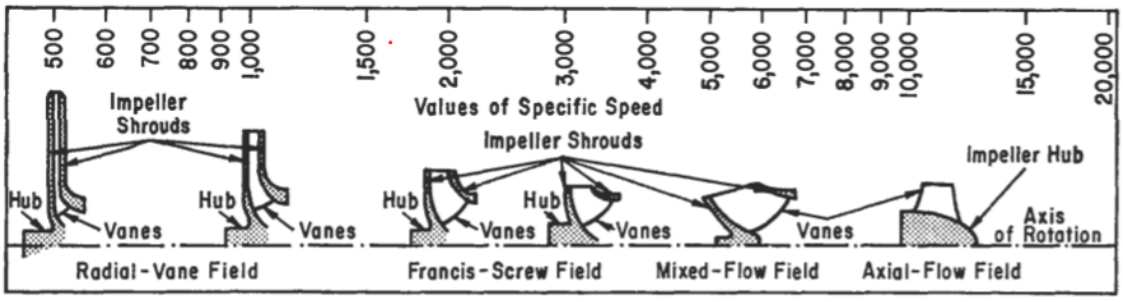
n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	10.05	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	5.693	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 3010.4073

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Francis - Screw Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
H_2SO_4	2.582	-4.19E+03	3.36E+00	-1.12E-03	2.27E-07
HNO_3	71.7653	-4.38E+03	-2.28E+01	-4.60E-07	1.19E-05
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 15 ^oC = 288 K

Komponen	Yi	Po	Yi . Po
H_2SO_4	0.4014	0.000097	0.000039
HNO_3	0.4014	35.762004	14.3565
H_2O	0.1971	12.669007	2.4972
Total			16.8537

Tekanan	=	16.8537	mmHg
	=	0.0222	atm
	=	0.3259	Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa	=	NPSH yang tersedia			
Pa	=	Tekanan operasi	=	14.7	psi
Pv	=	Tekanan uap murni	=	0.3259	psi
S	=	Suction Head	=	1	m
			=	3.2808	ft
Hf	=	Friction Head	=	1.515920	m
			=	4.97349	ft
spgr	=	Densitas Fluida / Densitas Air	=	96.175 lb/ft³ / 62.4 lb/ft³	
			=	1.5413	

Maka :

NPSHa	=	19.8448	ft
	=	6.0487	m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N	=	3500	rpm
Q	=	0.0006	m³/detik
	=	0.0380	m³/menit

Maka :

NPSHr	=	0.2663	ft
	=	0.0812	m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

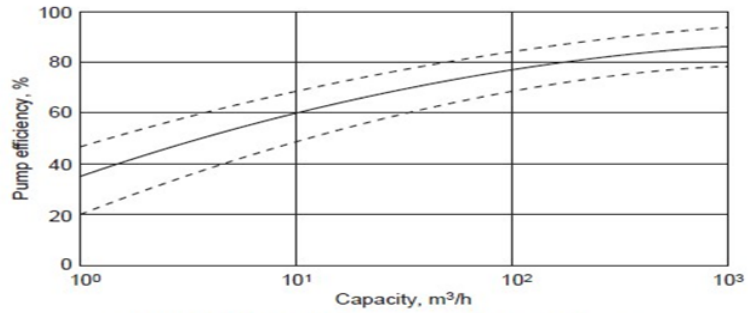


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 2.2822 m^3/jam

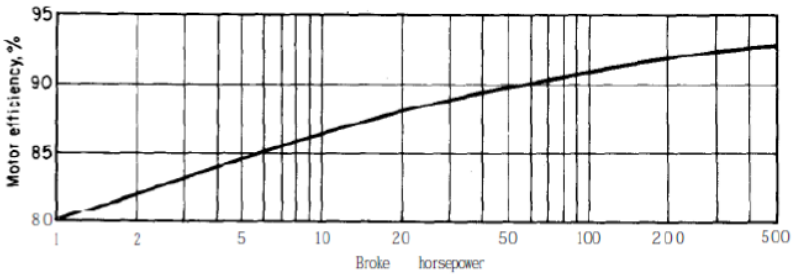
eff = 0.4

Maka,

$$BHP = \frac{0.0224\ ft^3/detik \times 5.693\ ft \times 96.175\ lb/ft^3}{0.4}$$

$$= 30.6422\ lb.ft/detik$$

$$= 0.5571\ Hp$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 80%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{0.5571\ Hp}{80\ \%}$$

$$= 0.696\ Hp$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 0.75 Hp

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

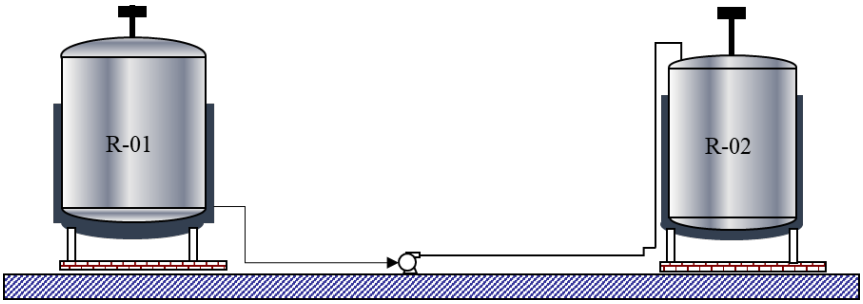
Nama Alat	:	Pompa (P-07)			
Fungsi	:				
		Memompa bahan H_2SO_4 dan HNO_3 dari Mixer - 1 (M-01) menuju Reaktor			
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage			
Tipe Impeller	:	Francis - Screw Field			
Spesifikasi Pipa					
NPS	:	1	in	=	0.0127 m
Sch no	:	40			
OD	:	1.32	in	=	0.0335 m
ID	:	1.05	in	=	0.0266 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel			
Laju Alir	:	2.2822	m^3/jam		
Total Head	:	1.7351	m		
Daya yang dibutuhkan	:	0.696	hp		
Daya Motor	:	0.75	hp		
NPSHr	:	0.0812	m		
NPSHa	:	6.0487	m		

Perancangan Pompa - 8 (P-08)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 15 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa larutan berupa Gliserol ($C_3H_5(OH)_3$), Asam Sulfat (H_2SO4), Asam Nitrat (HNO_3) dan Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Reaktor - 1 menuju Reaktor - 2



Data:

Suhu = 288 K
Densitas = 1528.0598 kg/m^3
Viskositas cairan = 43.29 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kg/jam)	xi	p (kg/m^3)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
$C_3H_5(OH)_3$	56.8873	0.6183	0.014	1264	1564.36	18.2972	22.6450
HNO_3	681.4382	10.8165	0.173	1521	0.9262	263.7403	0.1606
$C_3H_5(ONO_2)_3$	876.7622	3.86239	0.223	1600	33.40	356.9625	7.4516
H_2O	903.3615	50.1867	0.230	999.06	1.1661	229.6540	0.2680
H_2SO4	1411.4297	14.4023	0.359	1836	35.5289	659.4058	12.7603
Total	3929.879	79.8863	1.000			1528.0598	43.286

Densitas Campuran = 1528.0598 kg/m^3
= 1.5281 kg/L
Viskositas Campuran = 43.286 Cp
= 0.04329 kg/m.s

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{3929.879 \quad \text{kg/jam}}{1528.0598 \quad \text{kg/m}^3}$$

= 2.5718 m^3/jam = 0.0007 m^3/detik
= 0.0252 ft^3/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

6) Mechanical Seal digunakan pada Centrifugal Pump untuk mencegah terjadinya kebocoran

7) Bahan pompa yang digunakan adalah Stainless Steel untuk mencegah terjadinya korosi

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada Reaktor - 1 (R-01)
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m = (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit penyimpanan, dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Titik 2 = Ujung pipa masuk Reaktor - 2 (R-02)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 3 ft = 0.9144 m

Jarak Antar Alat = 7.5 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \, . \, q^{0{,}45} \, . \, \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
p = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

$D_{opt} = 3{,}9 \times (0.0252\ ft^3/detik)^{0'45} \times (95.394\ lb/ft^3)^{0'13}$

$= 1.0138$ in

$= 0.0258$ m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 1

Sch no = 40

OD = 1.32 in

ID = 1.049 in = 0.0266 m

At = 0.864 in^2 = 0.0006 m^2

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0007\ m^3/detik}{0.0006\ m^2}$$

$= 1.282$ m/detik

$V_2 = V_1$

$= 1.282$ m/detik

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1528.06\ kg/m^3 \times 1.282\ m/detik \times 0.0266\ m}{0.04329\ kg/m.s}$$

$= 1{,}205.48$

Bahan Konstruksi Pipa

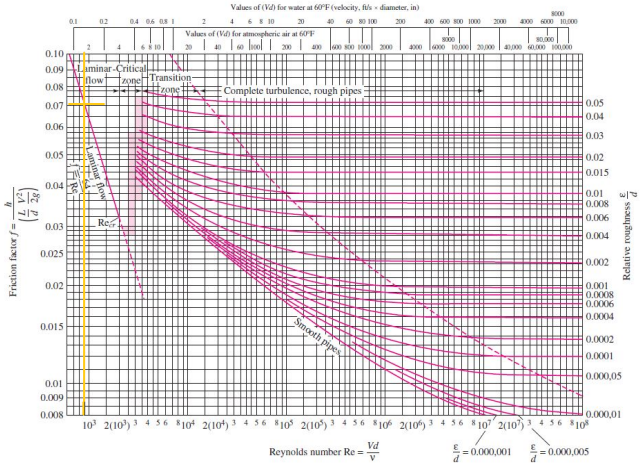
Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted 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

Dipilih bahan pipa : Stainless Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m
Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$$= \frac{0.00000213 \text{ m}}{0.0266 \text{ m}}$$

= 0.00008008 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.06

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

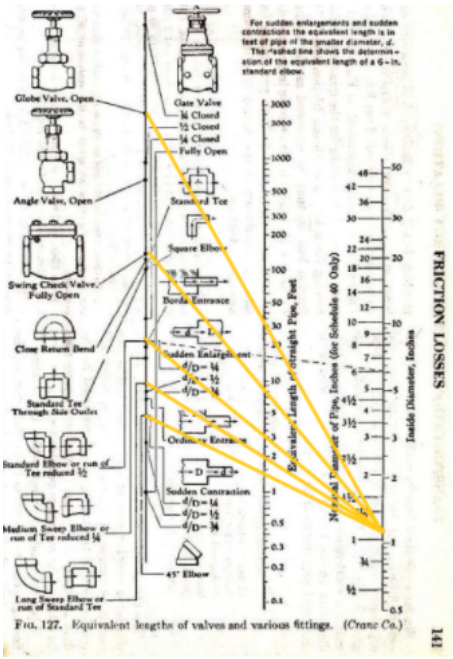


Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	3.5	3.5	1.0668
Sudden Constraction	1	1.8	1.8	0.54864
Check Valve	1	10	10	3.048
Globe Valve	1	45	45	13.716
Elbow	4	2.5	10	3.048
Panjang Pipa Lurus				7.4144
Total Panjang (L+Le)				28.84184

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1528.06 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{1.282^2 \text{ m}^3/\text{detik} - 1.282^2 \text{ m}^3/\text{detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$Hs = Z_2 - Z_1$

$= 0.9144\ m - 1\ m$

$= -0.0856\ m$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.06 \times 1.282^2\ m^3/detik \times 28.8418\ m}{2 \times 9.8\ m/s^2 \times 0.0266\ m}$$

$= 5.442761\ m$

Total Head

$H = Hp + Hv + Hs + Hf$

$= 0\ m + 0\ m + 0.9144\ m + 5.442761\ m$

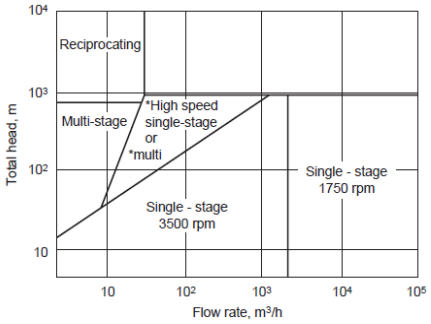
$= 6.3572\ m$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

$Q = 2.5718\ m^3/jam$

$H = 6.3572\ m$



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

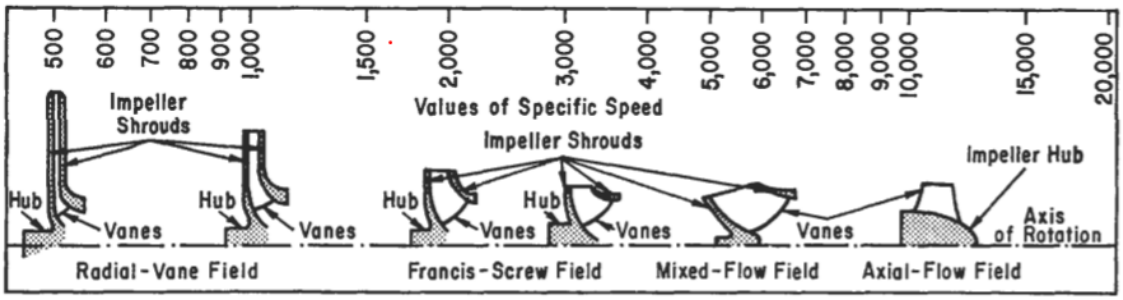
Dengan :

n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	11.32	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	20.857	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 1206.7550

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Radial - Vane Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
$C_3H_5(ONO_2)_3$	42.940	-6.21E+03	-1.01E+01	-1.93E-03	8.82E-07
H_2SO_4	2.582	-4.19E+03	3.36E+00	-1.12E-03	2.27E-07
HNO_3	71.7653	-4.38E+03	-2.28E+01	-4.60E-07	1.19E-05
$C_3H_5(OH)_3$	-62.793	-3.66E+03	3.42E+01	-5.19E-02	2.28E-05
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 15 ^{0}C = 288 K

Komponen	Yi	Po	Yi . Po
$C_3H_5(ONO_2)_3$	0.01	0.000123	0.000002
H_2SO_4	0.17	0.000097	0.000017
HNO_3	0.22	35.762004	7.978559
$C_3H_5(OH)_3$	0.23	0.000047	0.000011
H_2O	0.36	12.669007	4.550118
Total			12.528705

Tekanan = 12.528705 mmHg
= 0.0165 atm
= 0.2423 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia
Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi
Pv = Tekanan uap murni = 0.2423 psi
S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft
Hf = Friction Head = 5.442761 m
= 17.85683 ft
spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 95.394 lb/ft³ / 62.4 lb/ft³
= 1.5287

Maka :

NPSHa = 0.8642 ft
= 0.2634 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0007 m³/detik
= 0.0429 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.2884 ft
= 0.0879 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

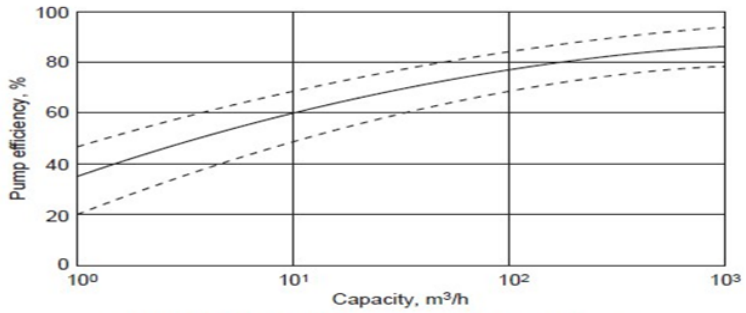


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

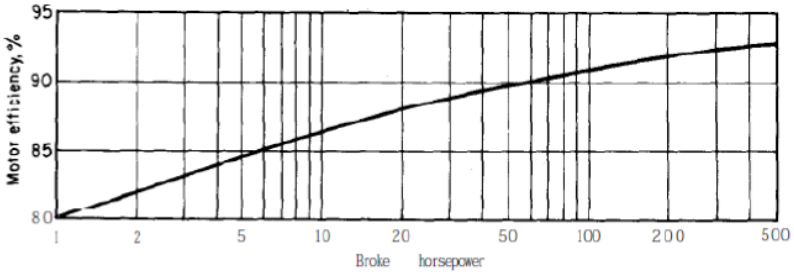
Q = 2.5718 m³/jam
eff = 0.42

Maka,

$$BHP = \frac{0.0252 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 20.857 \text{ ft} \times 95.394 \text{ lb/ft}^3}{0.42}$$

$$= 119.5117 \text{ lb.ft/detik}$$

$$= 2.1729 \text{ Hp}$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 80%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{2.1729 \text{ Hp}}{83\%}$$

$$= 2.62 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 3 Hp

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

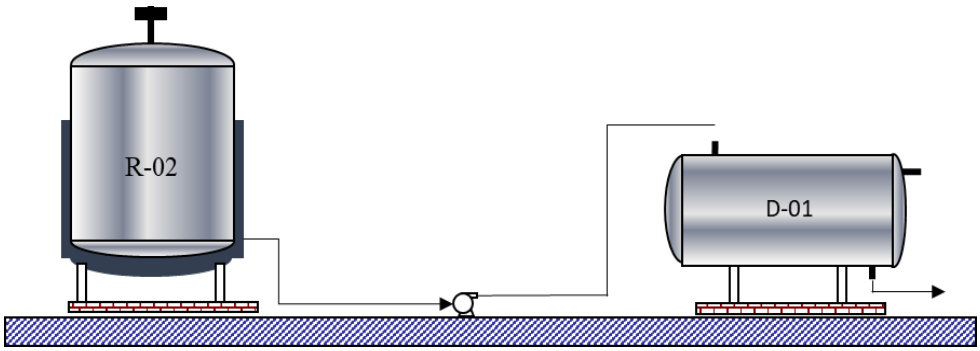
Nama Alat	:	Pompa (P-08)				
Fungsi	:	Memompa larutan berupa Gliserol ($C_3H_5(OH)_3$), Asam Sulfat (H_2SO4), Asam Nitrat (HNO_3) dan Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Reaktor - 1 menuju Reaktor - 2				
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage				
Tipe Impeller	:	Radial - Vane Field				
Spesifikasi Pipa						
NPS	:	1	in	=	0.0127	m
Sch no	:	40				
OD	:	1.32	in	=	0.0335	m
ID	:	1.05	in	=	0.0266	m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel				
Laju Alir	:	2.5718	m^3/jam			
Total Head	:	6.3572	m			
Daya yang dibutuhkan	:	2.618	hp			
Daya Motor	:	3	hp			
NPSHr	:	0.0879	m			
NPSHa	:	0.2634	m			

Perancangan Pompa - 9 (P-09)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 15 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa larutan berupa Gliserol ($C_3H_5(OH)_3$), Asam Sulfat (H_2SO4), Asam Nitrat (HNO_3) dan Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Reaktor - 2 ke Dekanter - 1



Data:

Suhu = 288 K
Densitas = 1530.1248 kg/m³
Viskositas cairan = 22.25 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kg/jam)	xi	p (kg/m³)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
$C_3H_5(OH)_3$	1.1377	0.0124	0.0003	1264	1564.36	0.3659	0.4529
HNO_3	566.9092	8.9986	0.1443	1521	0.9262	219.4136	0.1336
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182	4.4684	0.2581	1600	33.40	412.9667	8.6207
H_2O	936.0841	52.0047	0.2382	999.06	1.1661	237.9728	0.2778
H_2SO4	1411.4297	14.4023	0.3592	1836	35.5289	659.4058	12.7603
Total	3929.8789	79.8863	1.0000			1530.1248	22.245

Densitas Campuran = 1530.1248 kg/m³
= 1.5301 kg/L
Viskositas Campuran = 22.245 Cp
= 0.02225 kg/m.s

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{3929.8789 \quad kg/jam}{1530.1248 \quad kg/m^3}$$

= 2.5683 m^3/jam = 0.0007 m^3/detik

= 0.0252 ft^3/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

6) Mechanical Seal digunakan pada Centrifugal Pump untuk mencegah terjadinya kebocoran

7) Bahan pompa yang digunakan adalah Stainless Steel untuk mencegah terjadinya korosi

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada Reaktor - 2 (R-02)
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m =

Titik 2 = Ujung pipa masuk Decanter - 1 (D-01)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = -0.0048 m

Jarak Antar Alat = 12.5 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

$D_{opt} = 3{,}9 \times (0.0252\ ft^3/detik)^{0'45} \times (95.523\ lb/ft^3)^{0'13}$
$= 0.9852\ in$
$= 0.0250\ m$

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS	=	1			
Sch no	=	40			
OD	=	1.32	in		
ID	=	1.049	in	=	0.0266 m
At	=	0.864	in^2	=	0.0006 m^2

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$
$$= \frac{0.0007\ m^3/detik}{0.0006\ m^2}$$
$$= 1.280\ m/detik$$
$$V_2 = V_1$$
$$= 1.280\ m/detik$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$
$$= \frac{1530.12\ kg/m^3 \times 1.280\ m/detik \times 0.0266\ m}{0.02225\ kg/m.s}$$
$$= 2{,}345.67$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

Dipilih bahan pipa : Stainless Steel

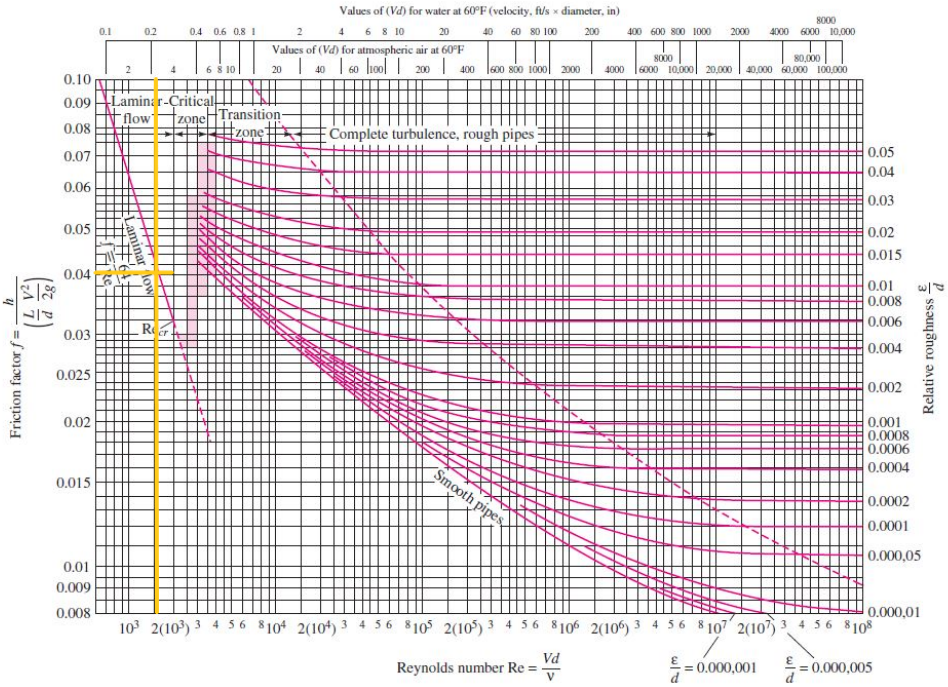
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$= \frac{0.00000213 \text{ m}}{0.0266 \text{ m}}$

= 0.00008008 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.04

Panjang Ekivalen Pipa

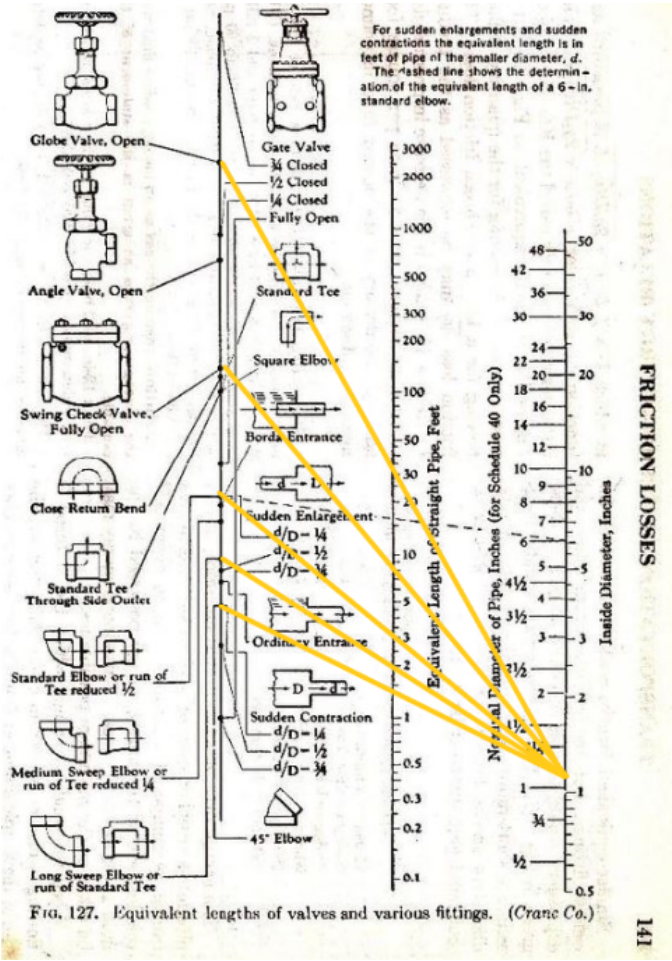


Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	3.5	3.5	1.0668
Sudden Constraction	1	1.8	1.8	0.54864
Check Valve	1	10	10	3.048
Globe Valve	1	45	45	13.716
Elbow	4	2.5	10	3.048
Panjang Pipa Lurus				11.5000
Total Panjang (L+Le)				32.92744

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²

hf = Head karena friksi, m

hman = Head pompa, m

P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa

P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1530.12 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{1.280^{\,2} \text{ m}^3\text{/detik} - 1.280^{\,2} \text{ m}^3\text{/detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= -0.0048 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= -1.0048 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.04 \times 1.280^{\,2} \text{ m}^3\text{/detik} \times 32.9274 \text{ m}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0.0266 \text{ m}}$$

$$= 4.131331 \text{ m}$$

Total Head

$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

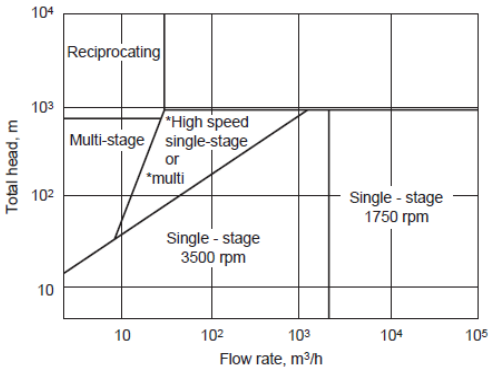
$$= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + -1.0048 \text{ m} + 4.131331 \text{ m}$$

$$= 3.1266 \text{ m}$$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 2.5683 m³/jam
H = 3.1266 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

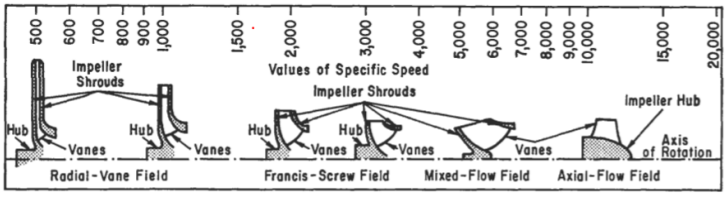
Dengan :

n = Putaran Pompa = 3500 rpm
Q = Debit (gpm) = 11.31 gal/menit
H = Head Pompa = 10.258 ft
Ns = Specific Speed

Maka,

Ns = 2053.3941

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Radial - Vane Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
$C_3H_5(ONO_2)_3$	42.940	-6.21E+03	-1.01E+01	-1.93E-03	8.82E-07
H_2SO_4	2.5820	-4.19E+03	3.36E+00	-1.12E-03	2.27E-07
HNO_3	71.7653	-4.38E+03	-2.28E+01	-4.60E-07	1.19E-05
$C_3H_5(OH)_3$	-62.793	-3.66E+03	3.42E+01	-5.19E-02	2.28E-05
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 15 ^{0}C = 288 K

Komponen	Yi	Po	Yi . Po
$C_3H_5(ONO_2)_3$	0.0003	0.000123	0.000000
H_2SO_4	0.1443	0.000097	0.000014
HNO_3	0.2581	35.762004	9.230323
$C_3H_5(OH)_3$	0.2382	0.000047	0.000011
H_2O	0.3592	12.669007	4.550118
Total			4.550129

Tekanan = 4.550129 mmHg
= 0.0060 atm
= 0.0880 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia

Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi

Pv = Tekanan uap murni = 0.0880 psi

S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft

Hf = Friction Head = 4.131331 m
= 13.55423 ft

spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 95.523 lb/ft^3 / 62.4 lb/ft^3
= 1.5308

Maka :

NPSHa = 11.7701 ft
= 3.5875 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0007 m³/detik
= 0.0428 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.2881 ft
= 0.0878 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

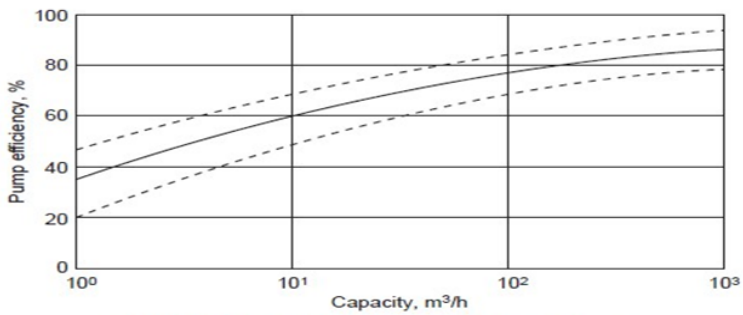


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

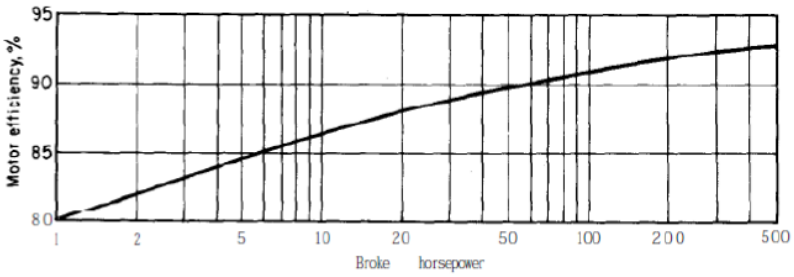
Q = 2.5683 m³/jam
eff = 0.42

Maka,

$$BHP = \frac{0.0252 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 10.258 \text{ ft} \times 95.523 \text{ lb/ft}^3}{0.42}$$

$$= 58.7781 \text{ lb.ft/detik}$$

$$= 1.0687 \text{ Hp}$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 86%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{1.0687 \text{ Hp}}{80\ \%}$$

$$= 1.34 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 3 Hp

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

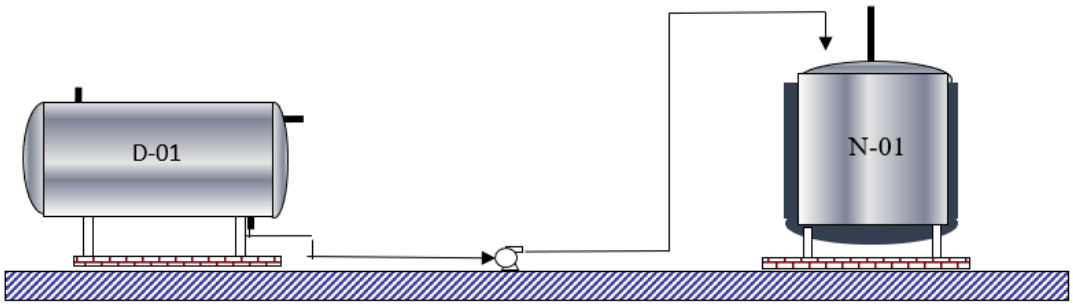
Nama Alat	:	Pompa (P-09)				
Fungsi	:	Memompa larutan berupa Gliserol ($C_3H_5(OH)_3$), Asam Sulfat (H_2SO4), Asam Nitrat (HNO_3) dan Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Reaktor - 2 ke Dekanter - 1				
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage				
Tipe Impeller	:	Radial - Vane Field				
Spesifikasi Pipa						
NPS	:	1	in	=	0.0127	m
Sch no	:	40				
OD	:	1.32	in	=	0.0335	m
ID	:	1.05	in	=	0.0266	m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel				
Laju Alir	:	2.5683	m^3/jam			
Total Head	:	3.1266	m			
Daya yang dibutuhkan	:	1.336	hp			
Daya Motor	:	3	hp			
NPSHr	:	0.0878	m			
NPSHa	:	3.5875	m			

Perancangan Pompa - 10 (P-010)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 28 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa larutan berupa Asam Sulfat (H_2SO4), Asam Nitrat (HNO_3) dan Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Dekanter - 1 ke Netralizer



Data:

Suhu = 301 K
Densitas = 1702.1190 kg/m³
Viskositas cairan = 32.81 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kg/jam)	xi	p (kg/m³)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
HNO_3	99.4360	1.5783	0.048	1507	0.9262	72.8237	0.0448
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182	4.4684	0.493	1592	33.40	784.7530	16.4640
H_2SO4	943.9565	9.6322	0.459	1841	35.5289	844.5424	16.2986
Total	2057.711	15.6789	1.000			1702.1190	32.807

Densitas Campuran = 1702.1190 kg/m³
= 1.7021 kg/L
Viskositas Campuran = 32.807 Cp
= 0.03281 kg/m.s

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{2057.711 \quad \text{kg/jam}}{1702.1190 \quad \text{kg/m}^3}$$

= 1.2089 m³/jam = 0.0003 m³/detik
= 0.0119 ft³/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

6) Mechanical Seal digunakan pada Centrifugal Pump untuk mencegah terjadinya kebocoran

7) Bahan pompa yang digunakan adalah Stainless Steel untuk mencegah terjadinya korosi

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Ujung pipa outlet fase bawah Decanter - 1 (D-01)
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1.5283 m

Titik 2 = Ujung pipa masuk Netralizer - 1 (N-01)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 1.8288 m

Jarak Antar Alat = 5 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft³/detik)
p = Densitas fluida (lb/ft³)

Dari perhitungan didapat

$D_{opt} = 3{,}9 \times (0.0119\ ft^3/detik)^{0'45} \times (106.260\ lb/ft^3)^{0'13}$

$= 0.7892\ in$

$= 0.0200\ m$

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS	=	3/4			
Sch no	=	40			
OD	=	1.05	in		
ID	=	0.824	in	=	0.0209 m
At	=	0.534	in^2	=	0.0003 m^2

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0003\ m^3/detik}{0.0003\ m^2}$$

$$= 0.975\ m/detik$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 0.975\ m/detik$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1702.12\ kg/m^3 \times 0.975\ m/detik \times 0.0209\ m}{0.03281\ kg/m.s}$$

$$= 1{,}058.43$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

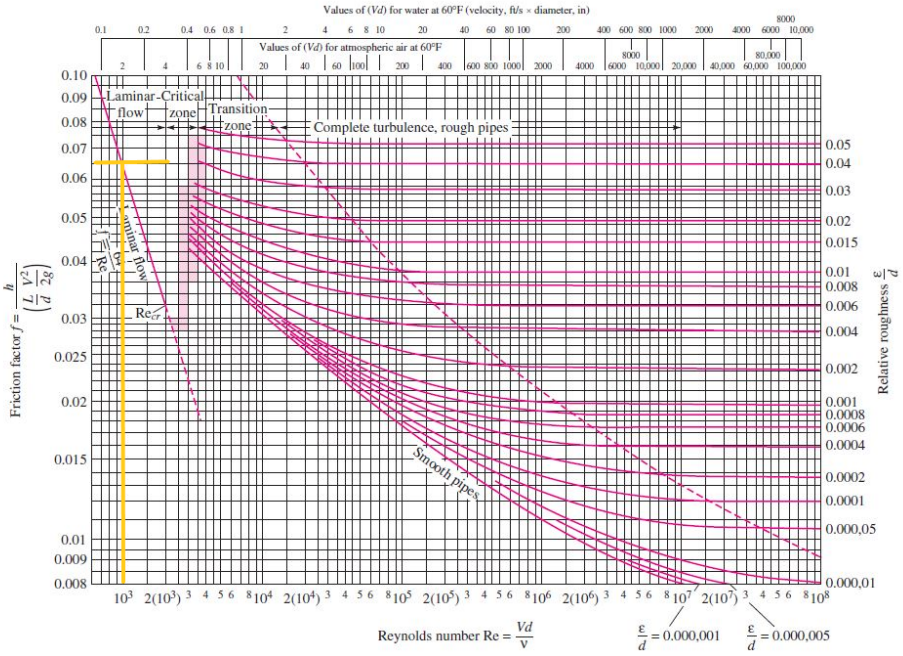
Dipilih bahan pipa : Stainless Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$= \frac{0.00000213 \text{ m}}{0.0209 \text{ m}}$

= 0.00010194 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.065

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

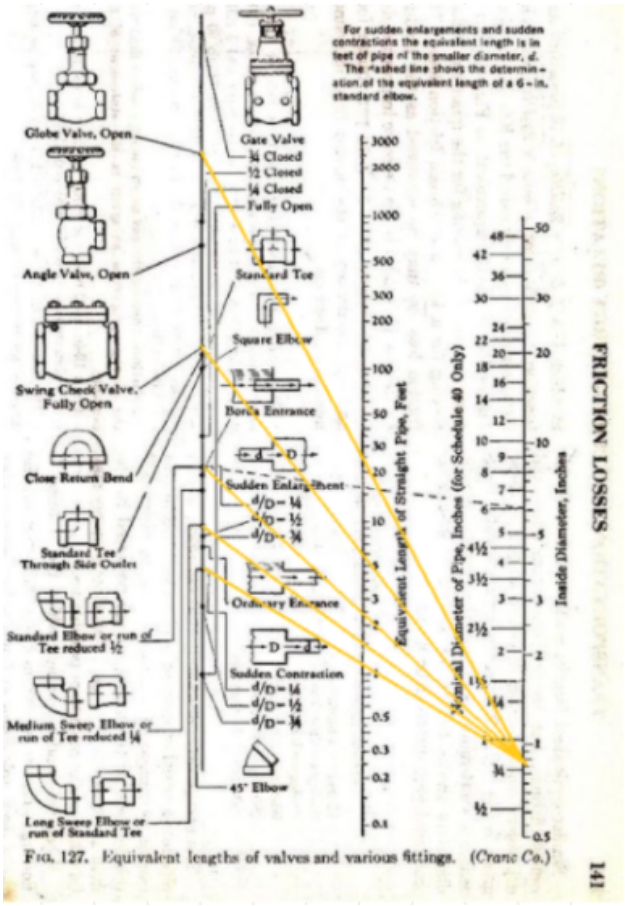


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

141

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	2.5	2.5	0.762
Sudden Constraction	1	1.1	1.1	0.33528
Check Valve	1	6	6	1.8288
Globe Valve	1	25	25	7.62
Elbow	4	1.5	6	1.8288
Panjang Pipa Lurus				5.3005
Total Panjang (L+Le)				17.67538

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²

hf = Head karena friksi, m

hman = Head pompa, m

P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa

P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1702.12 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{0.975^2 \text{ m}^3/\text{detik} - 0.975^2 \text{ m}^3/\text{detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 1.8288 \text{ m} - 1.5283 \text{ m}$$

$$= 0.3005 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.065 \times 0.975^2 \text{ m}^3/\text{detik} \times 17.6754 \text{ m}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0.0209 \text{ m}}$$

$$= 2.660918 \text{ m}$$

Total Head

$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

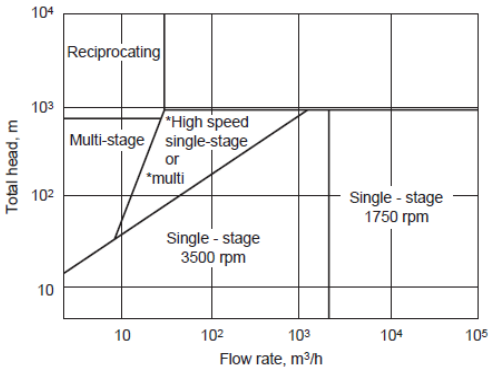
$$= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 0.3005 \text{ m} + 2.660918 \text{ m}$$

$$= 2.9614 \text{ m}$$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 1.2089 m³/jam
H = 2.9614 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

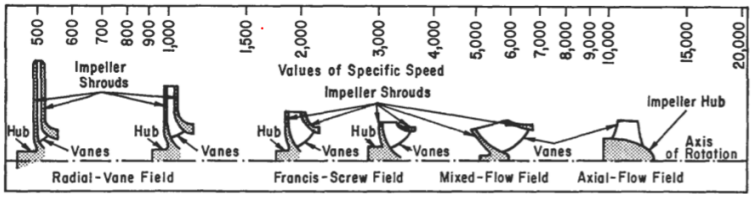
Dengan :

n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	5.32	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	9.716	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 1467.3018

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Radial - Vane Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
HNO_3	2.582	-4.19E+03	3.36E+00	-1.12E-03	2.27E-07
$C_3H_5(ONO_2)_3$	42.940	-6.21E+03	-1.01E+01	-1.93E-03	8.82E-07
H_2SO4	71.7653	-4.38E+03	-2.28E+01	-4.60E-07	1.19E-05

Suhu = 28 ^{0}C = 301 K

Komponen	Yi	Po	Yi . Po
HNO_3	0.05	0.000465	0.000022
$C_3H_5(ONO_2)_3$	0.49	0.000644	0.000317
H_2SO4	0.46	73.110997	33.539019
Total			33.539359

Tekanan = 33.539359 mmHg
= 0.0441 atm
= 0.6485 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia
Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi
Pv = Tekanan uap murni = 0.6485 psi
S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft
Hf = Friction Head = 2.660918 m
= 8.73005 ft
spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 106.260 lb/ft³ / 62.4 lb/ft³
= 1.7029

Maka :

NPSHa = 13.6064 ft
= 4.1472 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0003 m³/detik
= 0.0201 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.1743 ft
= 0.0531 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

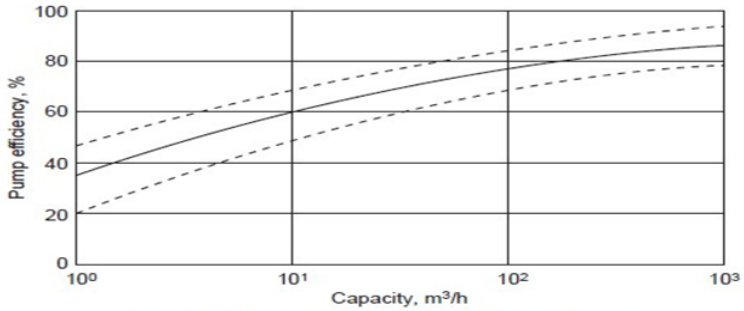


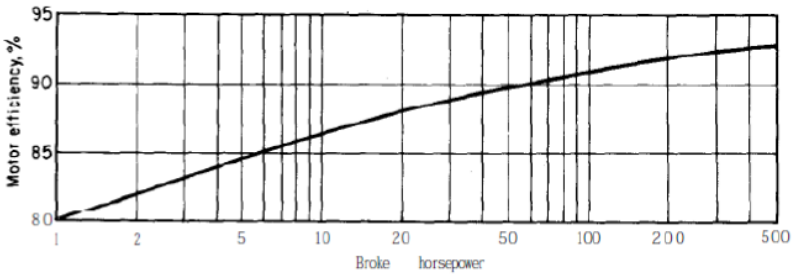
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 1.2089 m³/jam
eff = 0.4

Maka,

$$BHP = \frac{0.0119 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 9.716 \text{ ft} \times 106.260 \text{ lb/ft}^3}{0.4}$$

= 30.6085 lb.ft/detik
= 0.5565 Hp



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 80%.

Maka,

$$\text{Daya} = \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{0.5565 \text{ Hp}}{80\ \%}$$

$$= 0.70 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 1 Hp

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

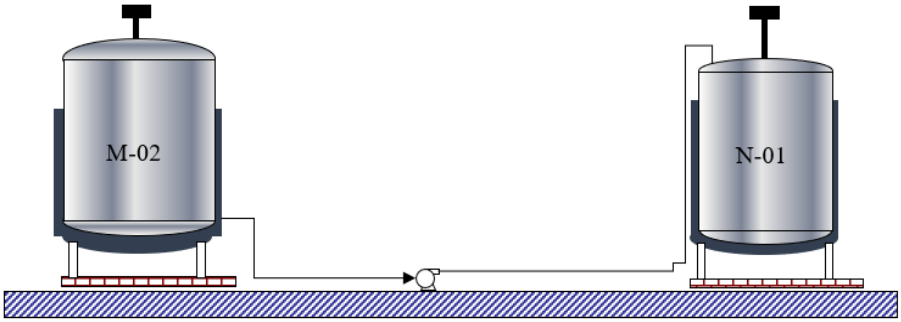
Nama Alat	:	Pompa (P-10)				
Fungsi	:	Memompa larutan berupa Asam Sulfat (H_2SO4), Asam Nitrat (HNO_3) dan Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Dekanter - 1 ke Netralizer				
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage				
Tipe Impeller	:	Radial - Vane Field				
Spesifikasi Pipa						
NPS	:	3/4	in	=	0.0127	m
Sch no	:	40				
OD	:	1.05	in	=	0.0267	m
ID	:	0.824	in	=	0.0209	m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel				
Laju Alir	:	2.9614	m^3/jam			
Total Head	:	2.9614	m			
Daya yang dibutuhkan	:	0.696	hp			
Daya Motor	:	1	hp			
NPSHr	:	0.0531	m			
NPSHa	:	4.1472	m			

Perancangan Pompa - 11 (P-11)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 28 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa larutan berupa Sodium Karbonat (Na_2CO_3) dari Mixer - 2 ke Netralizer



Data:

Suhu = 301 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 28^{0}C)
Densitas = 1490.1600 kg/m^3
Viskositas cairan = 28.34 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kg/jam)	xi	p (kg/m^3)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
Na_2CO_3	1104.4583	10.4214	0.120	1264	227.62	151.6800	27.3140
H_2O	8099.3608	449.9645	0.880	1521	1.1661	1338.4800	1.0262
Total	9203.819	460.3859	1.000			1490.1600	28.340

Densitas Campuran = 1490.1600 kg/m^3
= 1.4902 kg/L
Viskositas Campuran = 28.340 Cp
= 0.02834 kg/m.s

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{9203.819 \text{ kg/jam}}{1490.1600 \text{ kg/m}^3}$$

= 6.1764 m^3/jam = 0.0017 m^3/detik
= 0.0606 ft^3/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada Mixer - 2 (M-02)
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m = (ketinggian permukaan cairan dalam tangki unit penyimpanan, dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Titik 2 = Ujung pipa masuk Netralizer
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 1.8288 m

Jarak Antar Alat = 5 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3,9 x (0.0606 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (93.028 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 1.5378 in
= 0.0391 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 1 1/2
Sch no = 40
OD = 1.9 in
ID = 1.61 in = 0.0409 m
At = 2.04 in² = 0.0013 m²

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0017 \text{ m}^3/\text{detik}}{0.0013 \text{ m}^2}$$

$$= 1.304 \text{ m/detik}$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 1.304 \text{ m/detik}$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1490.16 \text{ kg/m}^3 \times 1.304 \text{ m/detik} \times 0.0409 \text{ m}}{0.02834 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 2{,}803.02$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

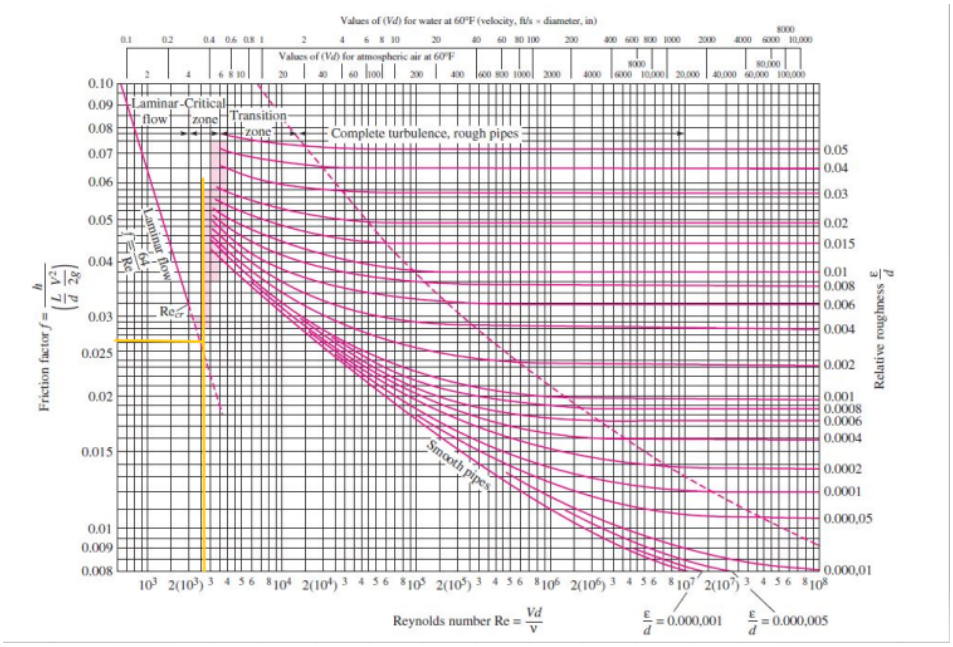
Dipilih bahan pipa : Stainless Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

= $\frac{0.00000213 \text{ m}}{0.0409 \text{ m}}$

= 0.00005217 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.026

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

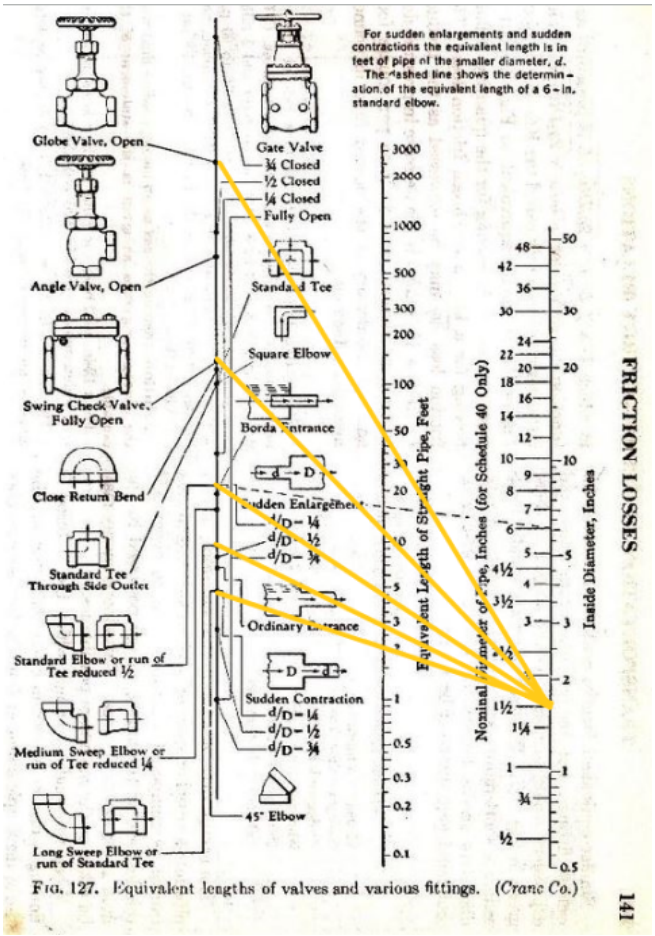


Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	4.5	4.5	1.3716
Sudden Constraction	1	2	2	0.6096
Check Valve	1	11	11	3.3528
Globe Valve	1	45	45	13.716
Elbow	4	2.8	11.2	3.41376
Panjang Pipa Lurus				5.8288
Total Panjang (L+Le)				28.29256

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²

hf = Head karena friksi, m

hman = Head pompa, m

P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa

P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$
$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1490.16 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$
$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$
$$= \frac{1.304^2 \text{ m}^3\text{/detik} - 1.304^2 \text{ m}^3\text{/detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$
$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$
$$= 1.8288 \text{ m} - 1 \text{ m}$$
$$= 0.8288 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$
$$= \frac{0.026 \times 1.304^2 \text{ m}^3\text{/detik} \times 28.2926 \text{ m}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0.0409 \text{ m}}$$
$$= 1.559553 \text{ m}$$

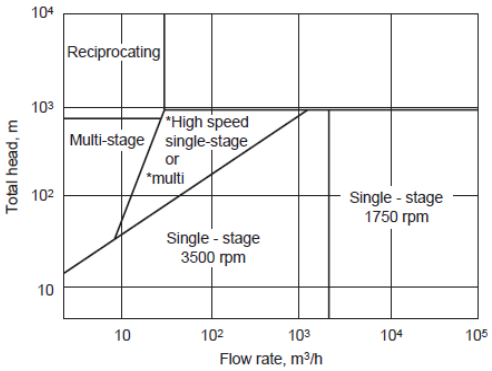
Total Head

$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$
$$= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 0.8288 \text{ m} + 1.559553 \text{ m}$$
$$= 2.3884 \text{ m}$$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 6.1764 m³/jam
H = 2.3884 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

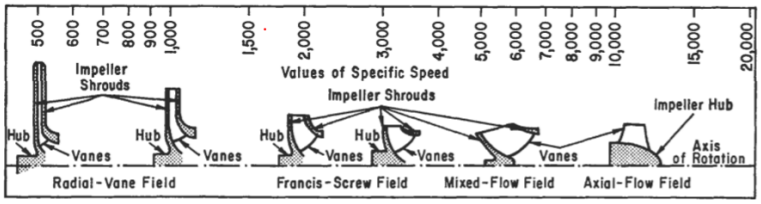
Dengan :

n = Putaran Pompa = 3500 rpm
Q = Debit (gpm) = 27.19 gal/menit
H = Head Pompa = 7.836 ft
Ns = Specific Speed

Maka,

Ns = 3897.0933

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Francis - Screw Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
Na_2CO_3	2.582	-4.19E+03	3.36E+00	-1.12E-03	2.27E-07
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^{0}C = 303 K

Komponen	Yi	Po	Yi . Po
H_2SO_4	0.12	0.000585	0.000070
H_2O	0.88	31.591508	27.800527
Total			27.800597

Tekanan = 27.800597 mmHg
= 0.0366 atm
= 0.5376 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia
Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi
Pv = Tekanan uap murni = 0.5376 psi
S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft
Hf = Friction Head = 1.559553 m
= 5.11664 ft
spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 93.028 lb/ft^3 / 62.4 lb/ft^3
= 1.4908

Maka :

NPSHa = 20.1022 ft
= 6.1272 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0017 m³/detik
= 0.1029 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.5172 ft
= 0.1576 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

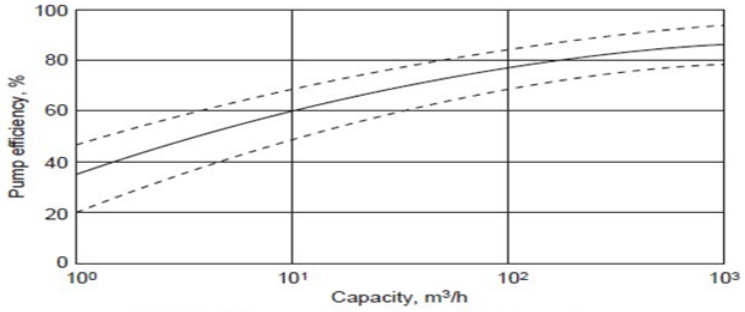


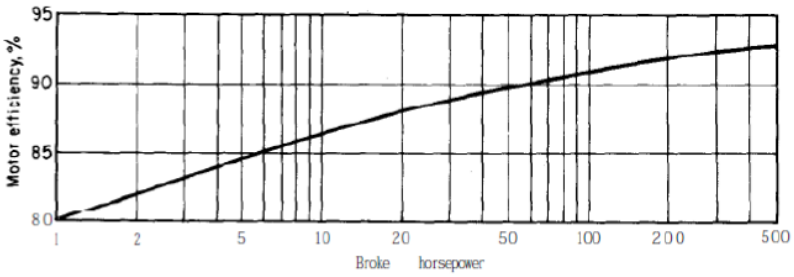
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 6.1764 m³/jam
eff = 0.5

Maka,

$$BHP = \frac{0.0606 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 7.836 \text{ ft} \times 93.028 \text{ lb/ft}^3}{0.5}$$

= 88.3312 lb.ft/detik
= 1.6060 Hp



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 80%.

Maka,

$$\text{Daya} = \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{1.6060 \text{ Hp}}{80\ \%}$$

$$= 2.0 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 2 Hp

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

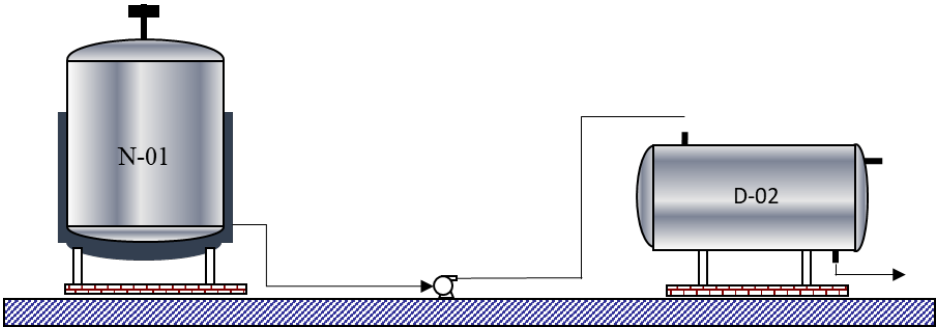
Nama Alat	:	Pompa (P-11)				
Fungsi	:	Memompa larutan berupa Sodium Karbonat (Na_2CO_3) dari Mixer - 2 ke Netralizer				
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage				
Tipe Impeller	:	Francis - Screw Field				
Spesifikasi Pipa						
NPS	:	1	1/2	in	=	0.0127 m
Sch no	:	40				
OD	:	1.9	in	=	0.0483	m
ID	:	1.61	in	=	0.0409	m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel				
Laju Alir	:	6.1764	m^3/jam			
Total Head	:	2.3884	m			
Daya yang dibutuhkan	:	2.0	Hp			
Daya Motor	:	2	Hp			
NPSHr	:	0.1576	m			
NPSHa	:	6.1272	m			

Perancangan Pompa - 12 (P-12)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 28 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa larutan berupa Sodium Sulfat (Na_2SO_4), Sodium Nitrat ($NaNO_3$), Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dan Air (H_2O) dari Netralizer ke Decanter - 2



Data:

Suhu = 301 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 28^{0}C)
Densitas = 1279.3845 kg/m^3
Viskositas cairan = 4.04 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kg/jam)	xi	p (kg/m^3)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
$C_3H_2(ONO_2)_3$	1014.3182	4.4684	0.094	1592	33.42	149.4493	3.1370
H_2O	8286.9457	460.3859	0.767	997	1.1661	764.7099	0.8943
Na_2SO_4	1369.7002	9.6322	0.127	2660	0.00	337.1970	0.0000
$NaNO_3$	134.0019	1.5783	0.012	2260	0.8850	28.0282	0.0110
Total	10804.966	476.0648	1.000			1279.3845	4.042

Densitas Campuran = 1279.3845 kg/m^3
= 1.2794 kg/L
Viskositas Campuran = 4.042 Cp
= 0.00404 kg/m.s

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{10804.966 \text{ kg/jam}}{1279.3845 \text{ kg/m}^3}$$

= 8.4454 m^3/jam = 0.0023 m^3/detik

= 0.0828 ft³/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Permukaan cairan pada Netralizer
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m

Titik 2 = Ujung pipa masuk Decanter - 2 (D-02)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 0.4570 m

Jarak Antar Alat = 5 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft³/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3,9 x (0.0828 ft³/detik)$^{0'45}$ x (79.869 lb/ft³)$^{0'13}$
= 1.5628 in

= 0.0397 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 1 1/2
Sch no = 40
OD = 1.9 in
ID = 1.61 in = 0.0409 m
At = 2.04 in² = 0.0013 m²

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0023 \text{ m}^3/\text{detik}}{0.0013 \text{ m}^2}$$

$$= 1.782 \text{ m/detik}$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 1.782 \text{ m/detik}$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1279.38 \text{ kg/m}^3 \times 1.782 \text{ m/detik} \times 0.0409 \text{ m}}{0.00404 \text{ kg/m.s}}$$

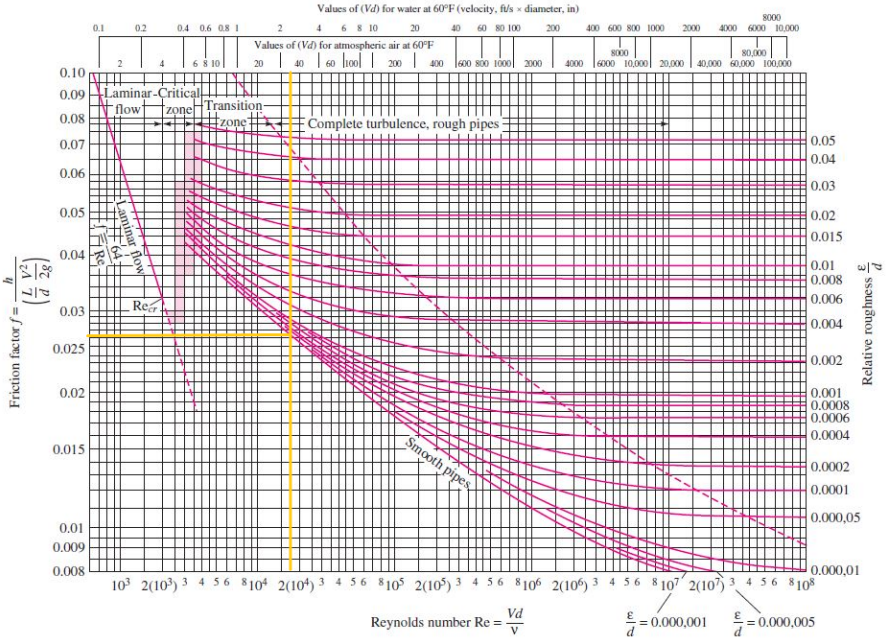
$$= 23{,}070.04$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

Dipilih bahan pipa : Stainless Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m
Kekerasan relatif (er) = ε / ID
= 0.00000213 m / 0.0409 m
= 0.00005217 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.026

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

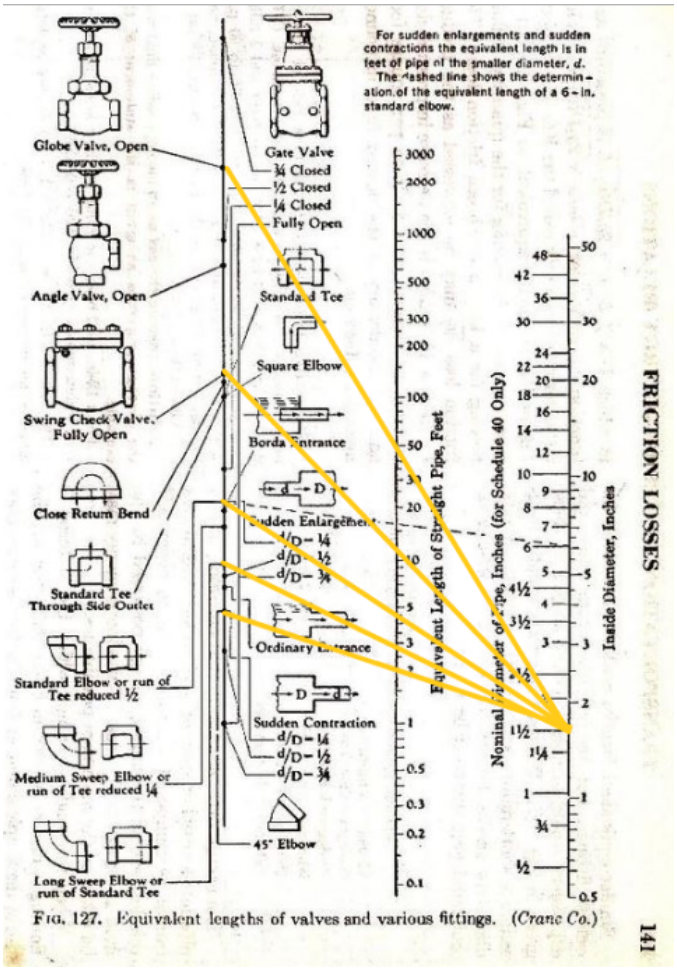


Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	4.5	4.5	1.3716
Sudden Constraction	1	2	2	0.6096
Check Valve	1	11	11	3.3528
Globe Valve	1	45	45	13.716
Elbow	4	2.8	11.2	3.41376
Panjang Pipa Lurus				5.5430
Total Panjang (L+Le)				28.00676

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa

P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1279.38 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{1.782^{\,2} \text{ m}^3\text{/detik} - 1.782^{\,2} \text{ m}^3\text{/detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 0.4570 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= -0.5430 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.026 \times 1.782^{\,2} \text{ m}^3\text{/detik} \times 28.0068 \text{ m}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0.0409 \text{ m}}$$

$$= 2.886456 \text{ m}$$

Total Head

$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

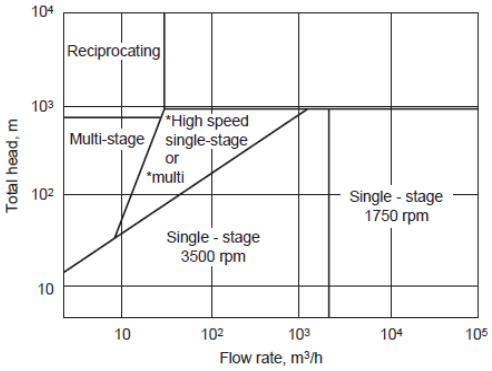
$$= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + -0.5430 \text{ m} + 2.886456 \text{ m}$$

$$= 2.3435 \text{ m}$$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 8.4454 m³/jam
H = 2.3435 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

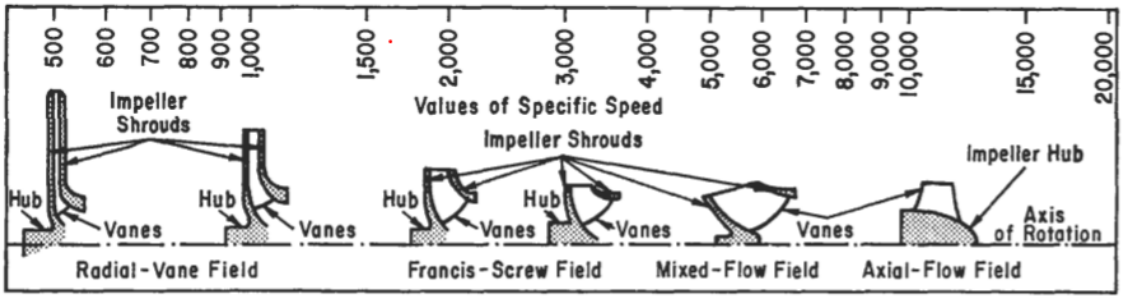
Dengan :

n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	37.18	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	7.689	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 4622.3806

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Francis Screw Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
$C_3H_2(ONO_2)_3$	42.940	-6.21E+03	-1.01E+01	-1.93E-03	8.82E-07
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06
Na_2SO_4	-2.2687	-1.51E+04	3.50E+00	-1.27E-03	1.77E-07
$NaNO_3$					

Suhu = 28 ^{0}C = 301 K

Komponen	Fraksi Mol (Yi)	Po	Yi . Po
$C_3H_2(ONO_2)_3$	0.09	0.000644	0.000060
H_2O	0.77	28.136273	21.579315
Na_2SO_4	0.13	0.00000	0.000000
$NaNO_3$	0.01	20	0.248038
Total			21.579376

Tekanan = 21.579376 mmHg
= 0.0284 atm
= 0.4173 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia

Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi

Pv = Tekanan uap murni = 0.4173 psi

S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft

Hf = Friction Head = 2.886456 m
= 9.47000 ft

spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 79.869 lb/ft³ / 62.4 lb/ft³
= 1.2800

Maka :

NPSHa = 19.5802 ft
= 5.9680 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0023 m³/detik
= 0.1408 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.6371 ft
= 0.1942 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

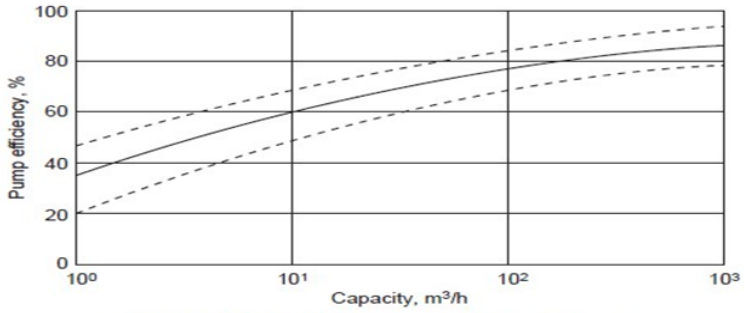


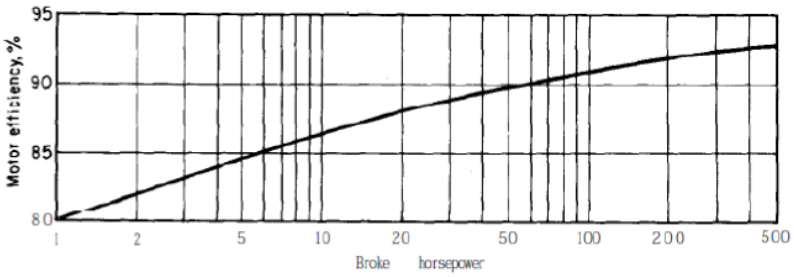
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 8.4454 m³/jam
eff = 0.6

Maka,

$$BHP = \frac{0.0828 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 7.689 \text{ ft} \times 79.869 \text{ lb/ft}^3}{0.6}$$

= 84.7903 lb.ft/detik
= 1.5416 Hp



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 80%.

Maka,

$$\text{Daya} = \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{1.5416 \text{ Hp}}{80\ \%}$$

$$= 1.93 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 2 Hp

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

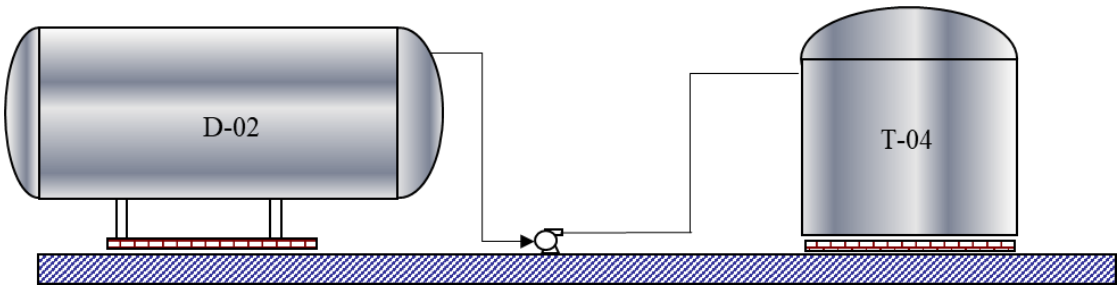
Nama Alat	:	Pompa (P-12)
Fungsi	:	Memompa larutan berupa Sodium Sulfat (Na_2SO_4), Sodium Nitrat ($NaNO_3$), Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dan Air (H_2O) dari Netralizer ke Decanter - 2
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage
Tipe Impeller	:	Francis Screw Field
Spesifikasi Pipa		
NPS	:	1 1/2 in = 0.0127 m
Sch no	:	40
OD	:	1.9 in = 0.0483 m
ID	:	1.61 in = 0.0409 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel
Laju Alir	:	8.4454 m^3/jam
Total Head	:	2.3435 m
Daya yang dibutuhkan	:	1.927 hp
Daya Motor	:	2 hp
NPSHr	:	0.1942 m
NPSHa	:	5.9680 m

Perancangan Pompa - 13 (P-13)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 28 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa larutan berupa Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Decanter - 2 ke Tangki Penyimpanan - 4



Data:

Suhu = 301 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 28^{0}C)
Densitas = 1600 kg/m^3
Viskositas cairan = 33.40 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kg/jam)	xi	p (kg/m^3)	μ (Cp)	*p* . Xi	μ . Xi
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1014.3182	4.468362	1.000	1600	33.40	1600	33.4
Total	1014.318	4.468362	1.000			1600	33.400

Densitas Campuran = 1600 kg/m^3
= 1.6000 kg/L
Viskositas Campuran = 33.400 Cp
= 0.03340 kg/m.s

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{1014.318 \text{ kg/jam}}{1600 \text{ kg/m}^3}$$

= 0.6339 m^3/jam = 0.0002 m^3/detik
= 0.0062 ft^3/detik

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.3

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1 = Pipa keluar fase bawah pada Dekanter - 2 (D-02)
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 0.7935 m

Titik 2 = Ujung pipa masuk Tangki Penyimpanan - 4 (T-04)
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 36 ft = 10.9728 m

Jarak Antar Alat = 60 m (Machdar, 2014 p. 29)

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

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

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
p = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3,9 x (0.0062 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (99.885 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 0.7214 in
= 0.0183 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 3/4
Sch no = 40
OD = 1.05 in
ID = 0.824 in = 0.0209 m
At = 0.534 in² = 0.0003 m²

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0002 \text{ m}^3/\text{detik}}{0.0003 \text{ m}^2}$$

$$= 0.511 \text{ m/detik}$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 0.511 \text{ m/detik}$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{1600.00 \text{ kg/m}^3 \times 0.511 \text{ m/detik} \times 0.0209 \text{ m}}{0.03340 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 512.48$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

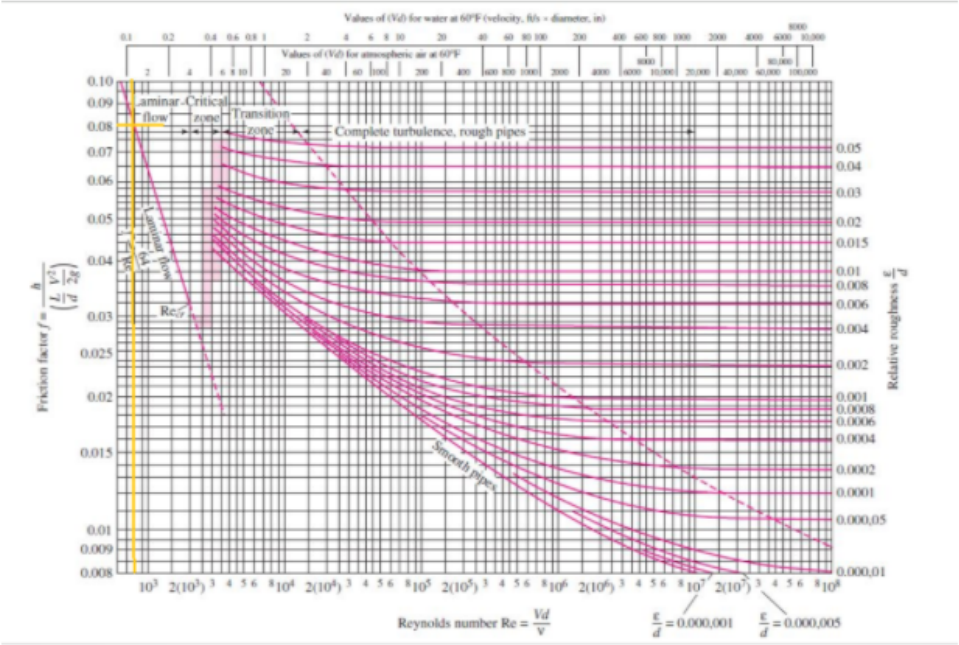
Dipilih bahan pipa : Stainless Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.000007 ft = 0.00000213 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

= $\frac{0.00000213 \text{ m}}{0.0209 \text{ m}}$

= 0.00010194 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.08

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

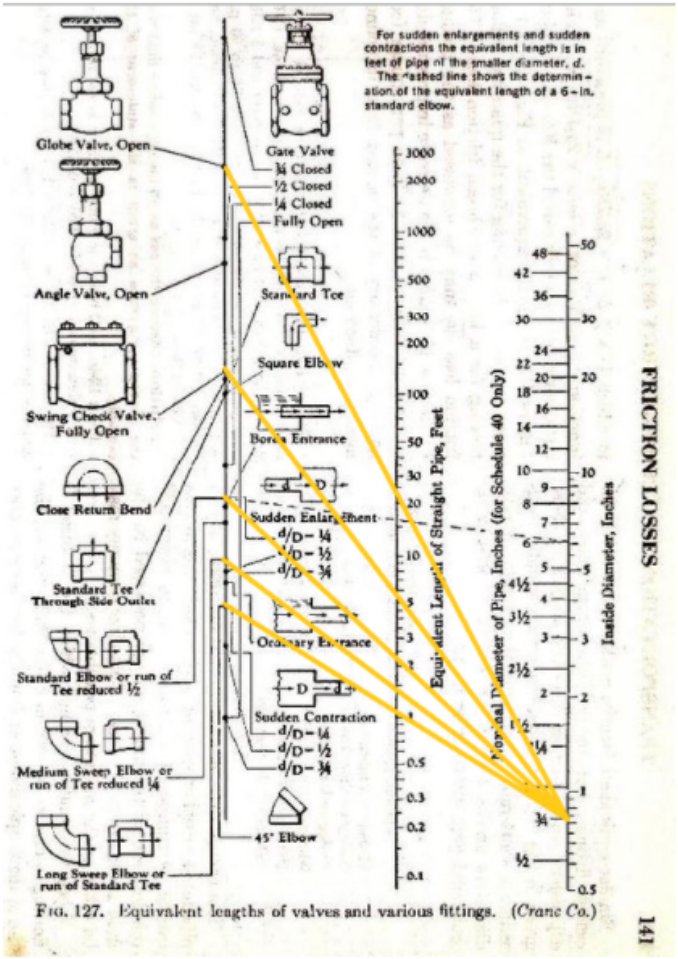


Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	2.2	2.2	0.67056
Sudden Constraction	1	1	1	0.3048
Check Valve	1	5	5	1.524
Globe Valve	1	22	22	6.7056
Elbow	4	1.5	6	1.8288
Panjang Pipa Lurus				70.1793
Total Panjang (L+Le)				81.21306

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²

hf = Head karena friksi, m

hman = Head pompa, m

P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{1600.00 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{0.511 \text{ m}^3/\text{detik}^2 - 0.511 \text{ m}^3/\text{detik}^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 10.9728 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 9.9728 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.08 \times 0.511 \text{ m}^3/\text{detik}^2 \times 81.2131 \text{ m}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0.0209 \text{ m}}$$

$$= 4.137948 \text{ m}$$

Total Head

$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

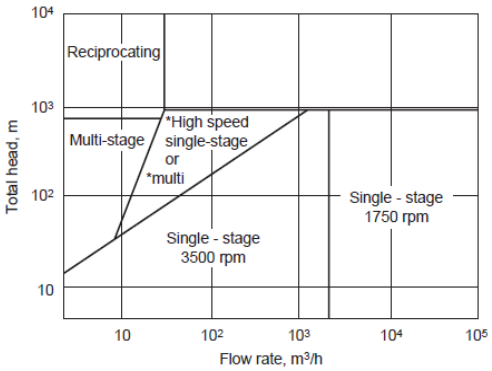
$$= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 9.9728 \text{ m} + 4.1379 \text{ m}$$

$$= 14.1107 \text{ m}$$

Pompa layak digunakan karena Total Head bernilai positif. Total Head negatif menunjukkan bahwa gaya gravitasi tidak cukup untuk menghasilkan laju alir yang cukup.

Jenis Pompa

Q = 0.6339 m³/jam
H = 14.1107 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

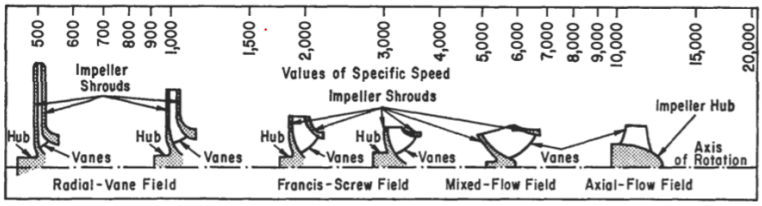
Dengan :

n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	2.79	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	46.295	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 329.4668

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Radial - Vane Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
$C_3H_5(ONO_2)_3$	42.9395	-6.21E+03	-1.01E+01	-1.93E-03	8.82E-07

Suhu = 28 ^{0}C = 301 K

Komponen	Fraksi Mol (Yi)	Po	Yi . Po
$C_3H_5(ONO_2)_3$	1.00	0.000644	0.000644
Total			0.000644

Tekanan = 0.000644 mmHg
= 0.00000085 atm
= 0.00001245 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia
Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi
Pv = Tekanan uap murni = 0.00001245 psi
S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft
Hf = Friction Head = 4.137948 m
= 13.57594 ft
spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 99.885 lb/ft³ / 62.4 lb/ft³
= 1.6007

Maka :

NPSHa = 10.9126 ft
= 3.3262 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0002 m^3/detik
= 0.0106 m^3/menit

Maka :

NPSHr = 0.1134 ft
= 0.0346 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

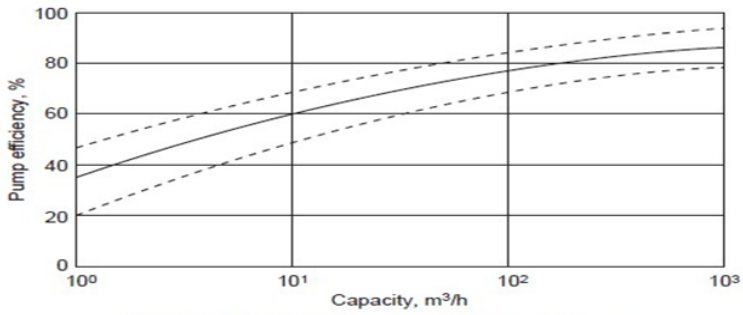


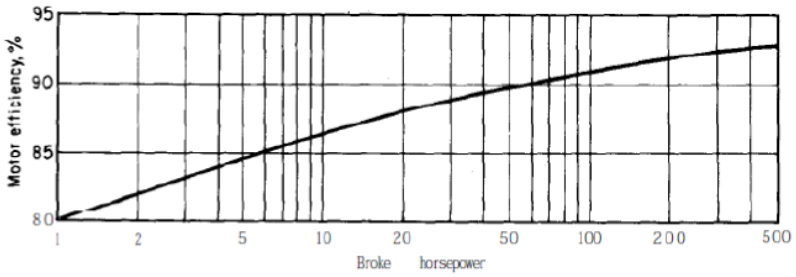
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 0.6339 m^3/jam
eff = 0.4

Maka,

$$BHP = \frac{0.0062 \text{ ft}^3\text{/detik} \times 46.295 \text{ ft} \times 99.885 \text{ lb/ft}^3}{0.4}$$

= 71.8922 lb.ft/detik
= 1.3071 Hp



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 80%.

Maka,

$$\text{Daya} = \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{1.3071 \quad \text{Hp}}{80\ \%}$$

$$= 1.63 \quad \text{Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 2 Hp

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)				
Fungsi	:	Memompa larutan berupa Nitrogliserin ($C_3H_5(ONO_2)_3$) dari Decanter - 2 ke Tangki Penyimpanan - 4				
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage				
Tipe Impeller	:	Radial - Vane Field				
Spesifikasi Pipa						
NPS	:	3/4	in	=	0.0127	m
Sch no	:	40				
OD	:	1.05	in	=	0.0267	m
ID	:	0.824	in	=	0.0209	m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel				
Laju Alir	:	0.6339	m^3/jam			
Total Head	:	14.1107	m			
Daya yang dibutuhkan	:	1.634	hp			
Daya Motor	:	2	hp			
NPSHr	:	0.0346	m			
NPSHa	:	3.3262	m			

Kebutuhan Air

Air merupakan kebutuhan dalam kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air digunakan sebagai air sanitasi dan kantor, air pendingin, air layanan umum dan air hydrant. Pabrik Nitrogliserin akan didirikan di daerah kawasan Industri Jababeka, Cikarang, Jawa Barat. Air diperoleh dari sungai Citarum yang diolah bersih terlebih dahulu.

Perhitungan Kebutuhan Air

Air Pendingin

R - 01	=	12795.1323 kg/jam	=	28208.4381	lbm/jam
R - 02	=	1466.5952 kg/jam	=	3233.2889	lbm/jam
N - 01	=	226.8616 kg/jam	=	500.1442	lbm/jam
C - 01	=	2214.0986 kg/jam	=	4881.2519	lbm/jam
T - 04	=	4921.1131 kg/jam	=	10849.1972	lbm/jam
Total	**=**	**21623.801 kg/jam**	**=**	**47672.3203**	**lbm/jam**

Air Proses

Mixer - 2 = 8099.3608 kg/jam

Air Hydran

Air hidran berfungsi sebagai air cadangan jika terjadi kebakaran dan sebagainya.
Dari Soelarso , hal 22 dirancang kebutuhan air untuk hidran sebanyak 130-260 liter/menit dirancang untuk dipakai selama 6 jam

Kebutuhan air = kebutuhan per jam (kg/jam)
= 260 liter/menit x 60 menit/jam x 6 jam
= 93600 liter
= 93875.05 kg
Waktu Tinggal = 30 hari
= 720 jam
Maka total kebutuhan air untuk hydran = 130.38 kg/jam

Air Kantor dan Rumah Tangga

1. Air Untuk Kantor
   Dari Tabel 2.9 Soelarso hal. 21 air untuk kantor sebanyak 100 - 120 liter/hari untuk setiap orang. Air sanitasi karyawan ditergetkan dapat memenuhi 131 karyawan nonshift dan shift.

   $$\text{Kebutuhan air} = 131 \text{ orang} \times 120 \frac{\text{liter}}{\text{hari . orang}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$$

   = 655 kg/jam

2. Air Untuk Laboratorium

Dari Tabel 2.9 Soelarso hal. 21 air untuk laboratorium sebanyak 100 - 200 liter/hari

Kebutuhan air = $200 \frac{\text{liter}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

= 8.33 kg/jam

3. Air Untuk Poliklinik

Dari Tabel 2.9 Soelarso hal. 21 air untuk laboratorium sebanyak 250 - 1000 liter/hari

Kebutuhan air = $1000 \frac{\text{liter}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

= 41.67 kg/jam

4. Air Untuk Masjid

Air masjid dirancang untuk 30 L/orang . hari dengan pengunjung masjid sebanyak 125 orang dan masjid dibuka selama 24 jam

Kebutuhan air = 125 orang x $30 \frac{\text{liter}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

= 156.25 kg/jam

5. Air Untuk Kantin

Dari Tabel 2.9 Soelarso hal. 21 air untuk laboratorium sebanyak 30 liter/hari

Kebutuhan air = $30 \frac{\text{liter}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

= 1.25 kg/jam

Total Kebutuhan Air Kantor dan Rumah Tangga = 862.50 kg/jam

Menghitung Air Servis (10 % Kebutuhan Air Kantor dan Rumah Tangga)

10 % x 862.50 kg/jam = 86.25 kg/jam

Menghitung Air Make Up

1.	Air Kantor dan Rumah Tangga	=	862.50	kg/jam
2.	Air Servis	=	86.25	kg/jam
3.	Air Proses	=	8099.36	kg/jam
4.	Air Hydran	=	130.38	kg/jam
Total Kebutuhan Air Make Up		**=**	**9178.49**	**kg/jam**

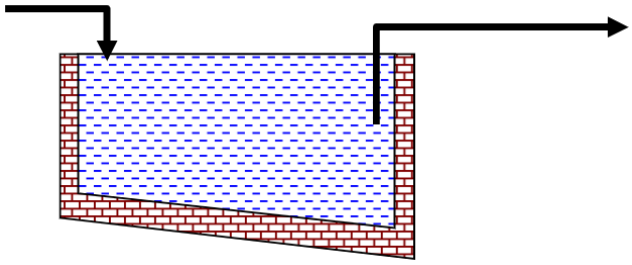
Menghitung Total Kebutuhan Air

Kebutuhan air pendingin	=	21623.801	kg/jam
Kebutuhan air proses	=	8099.3608	kg/jam
Kebutuhan air hidran	=	130.38	kg/jam
Kebutuhan air kantor dan rumah tangga	=	948.75	kg/jam
Kebutuhan servis	=	86.25	kg/jam
Total kebutuhan Air	**=**	**30802.294**	**kg/jam**

Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi: Menampung air dari kanal serta mengendapkan kotoran halus yang masih terbawa oleh air sungai secara gravitasi

Tipe: Bak Beton Persegi Panjang



Data:

Suhu air masuk	=	30 ^{0}C	=	303 K
Tekanan	=	1 atm		
Kebutuhan Air	=	9178.493	kg/jam	
	=	9.2186	m^3/jam	
Rapat Massa	=	995.65	kg/m^3	
Waktu Tinggal	=	8 jam		

Menghitung Volume Air

V_1 = kecepatan volumetrik x waktu tinggal
= 9.2186 m^3/jam x 8 jam
= 73.7487 m^3

Menghitung Volume Bak

Angka keamanan desain = 20 %
Vb = 120 % x 73.7487 m^3
= 88.4985 m^3
= 742.1484 bbl

Ukuran Bak

Berdasarkan Powell, S.T, 1954 didapat data sebagai berikut:

Dirancang kedalaman bak (H) = 2 m

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

V = P x L x T = 2L x L x 2

= $4L^2$

Maka :

Lebar bak = $\left(\frac{88.4985 \ m^3}{2 \ m} \right)^{0.5}$

= 6.65 m

Panjang bak = 2 x 6.65 m

= 13.30 m

KESIMPULAN

Fungsi = Menampung air dari kanal serta mengendapka

Jenis = Bak Beton Persegi Panjang

Bahan = Beton Bertulang

Kondisi Operasi

- Suhu Operasi = 303 K
- Tekanan = 1 atm

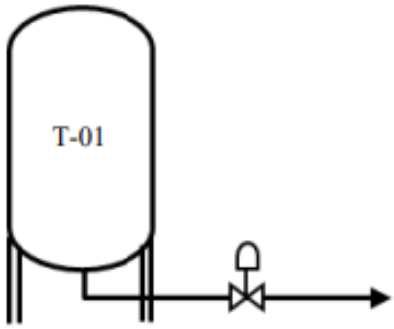
Dimensi Bak

- Volume = 73.7487 m^3
- Panjang = 13.30 m
- Kedalaman = 2 m
- Lebar = 6.65 m
- Jumlah = 1

Tangki Air Kapur (TU - 01)

Fungsi: Melarutkan dan membuat larutan kapur 5% yang akan diumpankan ke Clarifier untuk mengurangi kesadahan karbonat dan membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan

Tipe: Tangki Silinder Vertical



Kondisi Operasi :

Suhu Operasi	=	30	^{0}C =	303 K
Tekanan	=	1	atm	
Kebutuhan Air	=	9178.493	kg/jam	
Rapat Massa	=	995.65	kg/m^3	
Waktu Tinggal	=	24	jam	

Reaksi :

$Ca(OH)_2 + Mg(HCO_3)_2 \rightarrow 2CaCO_3 + Mg(OH)_2 + 2H_2O$

dari Fig. 12, kesadahan total diturunkan dari 250 ppm menjadi 65 ppm.

(Powell, S.T., “Water Conditioning for Industry”, p. 102-103)

Kesadahan total diturunkan dari 250 ppm (sebagai $CaCO_3$) menjadi 65 ppm. Kesadahan yang harus diturunkan ialah: Ca = 250 – 65 ppm = 185 ppm Untuk menurunkan kesadahan 100 ppm dibutuhkan 80 ppm $CaCO_3$

(Powell, S.T., “Water Conditioning for Industry”, p. 27)

Menghitung Kebutuhan $Ca(OH)_2$

Kebutuhan $Ca(OH)_2$ = 0.8 x 185 ppm
= 148 ppm

Maka :

$Ca(OH)_2$ yang diperlukan = 148 ppm x 9178.493 kg/jam
= 1.3584 kg/jam

Kebutuhan $Ca(OH)_2$ sebanyak 5%

Kebutuhan air = (95/5) x 1.3584 kg/jam
= 25.8099 kg/jam

Menghitung Volume Tangki

Waktu tinggal = 24 jam

W = Kebutuhan massa cairan x Waktu tinggal
= 25.8099 kg/jam x 24 jam
= 619.4381 kg

Densitas Cairan = 1060 kg/m^3

$$\text{Volume cairan (VI)} = \frac{\text{Kecepatan Massa Cairan}}{\text{Densitas Cairan}}$$

$$= \frac{619.438 \text{ kg}}{1060.00 \text{ kg/m}^3}$$

= 0.5844 m^3

Dirancang dengan angka kemanan 20%

Vt = 120% x VI
= 120% x 0.5844 m^3
= 0.7013 m^3

Dirancang tangki perbandingan D/H = 1/2

$$Vt = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{\pi \times D^2 \times D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4\,Vt}{2\pi}$$

$$= \frac{1.4025}{\pi} = 0.4467$$

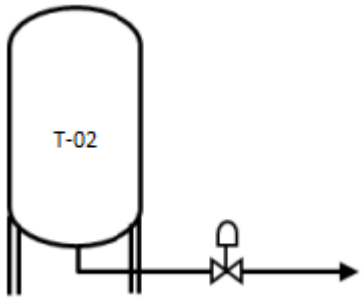
D = 0.7644 m
H = 1.5288 m

KESIMPULAN

Fungsi	=	Melarutkan dan membuat larutan kapur 5% yang akan diumpankan ke Clarifier untuk mengurangi kesadahan karbonat dan membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan
Jenis	=	Tangki Silinder Vertical
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	=	303. K
Tekanan	=	1.0 atm
Dimensi Tangki		
Diameter Tangki	=	0.8 m
Tinggi Tangki	=	1.5 m
Volume Tangki	=	0.7 m^3
Bahan	=	Carbon Steel
Jumlah	=	1.0

Tangki Tawas (TU - 02)

Fungsi: Melarutkan dan membuat larutan tawas 5% yang akan diumpankan menuju clarifier
Tipe: Tangki Silinder Vertical



Kondisi Operasi :

Suhu Operasi	=	30	^{0}C =	303 K
Tekanan	=	1	atm	
Kebutuhan Air	=	9178.493	kg/jam	
Densitas Air	=	995.65	kg/m^3	
Waktu Tinggal	=	24	jam	

Menghitung Kebutuhan $Al_2(SO_4)_3$

Dari fig 2 halaman 27, Powell (1954), untuk kekeruhan 4000 ppm dapat diketahui kebutuhan tawas = 689 ppm (gallon)

Kecepatan Volumetrik Air = $\frac{9178.493 \text{ kg/jam}}{995.65 \text{ kg/m}^3}$

= 9.2186 m^3/jam

= 2435.2948 gal/jam

Kebutuhan Tawas = 2435.2948 gal/jam x 689 ppm

= 1.6779 lb/jam

= 0.7611 kg/jam

= 251.1600 kg/tahun

Kebutuhan $Al_2(SO_4)_3$ sebanyak 5%

Kebutuhan Air = (95/5) x 0.7611 kg/jam

= 14.4607 kg/jam

Menghitung Volume Tangki

Waktu tinggal = 24 jam

W = Kebutuhan massa cairan x Waktu tinggal
= 14.4607 kg/jam x 24 jam
= 347.0574 kg

Densitas Cairan = 1080 kg/m³

$$\text{Volume cairan (VI)} = \frac{\text{Kecepatan Massa Cairan}}{\text{Densitas Cairan}}$$

$$= \frac{347.057 \text{ kg}}{1080 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0.3213 \text{ m}^3$$

Dirancang dengan angka kemanan 20%

Vt = 120% x VI
= 120% x 0.3213 m³
= 0.3856 m³

Dirancang tangki perbandingan D/H = 1/2

$$Vt = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{\pi \times D^2 \times D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4\,Vt}{2\pi}$$

$$= \frac{0.7712}{\pi}$$

$$= 0.2456$$

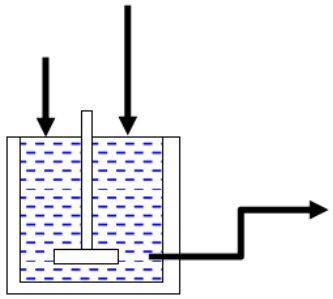
D = 0.6263 m
H = 1.2525 m

KESIMPULAN

Fungsi	=	Melarutkan dan membuat larutan tawas 5% yang akan diumpankan menuju clarifier
Jenis	=	Tangki Silinder Vertical
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	=	303. K
Tekanan	=	1.0 atm
Dimensi Tangki		
Diameter Tangki	=	0.6 m
Tinggi Tangki	=	1.3 m
Volume Tangki	=	0.4 m^3
Bahan	=	Carbon Steel
Jumlah	=	1.0

Flokulator (TU - 03)

Fungsi: Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurang kesadahan
Tipe: Bak Silinder Tegak Dilengkapi Pengaduk



Kondisi Operasi :

Suhu Operasi = 30 ^{0}C = 303 K
Tekanan = 1 atm
Kebutuhan Air = 40.2706 kg/jam
Densitas Air = 995.65 kg/m^3
Waktu Tinggal = 24 jam

Menghitung Volume Tangki

Waktu tinggal = 24 jam

W = Kebutuhan massa cairan x Waktu tinggal
= 40.2706 kg/jam x 24 jam
= 966.4956 kg

Densitas Cairan = 995.65 kg/m^3

$$\text{Volume cairan (VI)} = \frac{\text{Kecepatan Massa Cairan}}{\text{Densitas Cairan}}$$

$$= \frac{966.496 \text{ kg}}{996 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0.9707 \text{ m}^3$$

Dirancang dengan angka kemanan 20%

Vt = 120% x VI
= 120% x 0.9707 m^3
= 1.1649 m^3

Dirancang tangki perbandingan D/H = 1/2

$$Vt = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{\pi \times D^2 \times D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4\ Vt}{2\pi}$$

$$= \frac{2.3297}{\pi}$$

$$= 0.7420$$

D = 0.9053 m

H = 1.8106 m

Merancang Pengaduk

Diameter Impeller (Di) = 1/3 D

= 1/3 x 0.9053 m

= 0.3018 m

= 0.9900 ft

Tinggi Cairan (Z1) $= \frac{V}{A}$

$$= \frac{1.1649\ m^3}{0.25 \times \pi \times 0.9053^{\ 2}\ m}$$

= 1.8106 m

Putaran Pengaduk (N) $= \frac{600\ x\ 0.305\sqrt{WELH/2xDi}}{\pi\ x\ Di}$

Dimana :

sg = 1.002

p = 995.65 kg/m³

WELH = Zi x sg

= 1.8106 m x 1.002

= 1.8142 m

N = 291.84

Maka digunakan pengaduk standar 320 rpm = 5.312 rps

Menentukan Tenaga Pengadukan

$$Nre = \frac{N \times Di \times p}{\mu}$$

$$= \frac{320 \times 0.3018\ m \times 995.65\ kg/m^3}{0.797}$$

= 120633.71

Dipilih jenis pengaduk Marine Propeller dengan jumlah baffle 3 buah.
Dari fig 10.6 diatas dipilih curve 2 sehingga diperoleh Np = 3

Po = $Np \times p \times N^3 \times Di^5$

Dengan :
Di = diameter pengaduk
N = kecepatan putar
Np = bilangan daya
Po = Daya penggerak
*p*l = rapat massa fluida

Maka :

Po = 3 x 62.1564 lb/ft^3 x 5.312 ^{3} x 0.9900 ^{5} ft
= 5317 ft.lbf/s
= 9.67 Hp

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.

Dipilih motor standar 10 Hp

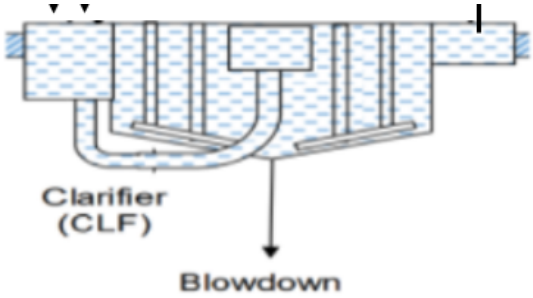
KESIMPULAN

Fungsi	=	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurang kesadahan
Jenis	=	Bak Silinder Tegak Dilengkapi Pengaduk
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	=	303 K
Tekanan	=	1 atm
Dimensi Tangki		
Diameter Tangki	=	0.9 m
Tinggi Tangki	=	1.8 m
Volume Tangki	=	1.2 m^3
Bahan	=	Carbon Steel
Jumlah	=	1
Spesifikasi Pengaduk		
Diameter	=	0.3018 m
Kebutuhan Daya	=	10 Hp

Clarifier (CLF - 01)

Fungsi: Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang terbawa oleh air dari bak pengendap awal

Tipe: Conical Bottom



Data:

Suhu air masuk	=	30 ^{0}C	=	303 K
Tekanan	=	1 atm		
Laju alir Air	=	9178.493	kg/jam	
	=	9.2186	m³/jam	
Rapat Massa	=	995.65	kg/m³	
Waktu Tinggal	=	8	jam	

$$\text{Laju Alir volumetrik} = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Rapat Massa}}$$

$$= \frac{9178.493 \text{ kg/jam}}{995.65 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 9.21859 \text{ m}^3\text{/jam}$$

$$\text{Volume} = 9.21859 \text{ m}^3\text{/jam} \times 8 \text{ jam}$$

$$= 73.74875 \text{ m}^3$$

Sebagai faktor keamanan maka Volume perancangan tangki clarifier dirancang 20% lebih:

$$\text{Volume} = 120\% \times 73.74875 \text{ m}^3$$

$$= 88.49850 \text{ m}^3$$

$V_{Clarifier} = V_{Silinder} + V_{Kerucut}$

Dirancang = D:H = 5:1

$$\text{Volume Kerucut} = \frac{\pi \, D^2 \, H_2}{4}$$

$$\text{Volume Silinder} = \frac{\pi \, D^2 \, H_1}{4}$$

Jika,

H_1 = (1/2) D

H_2 = (1/8) D

$$V_{Clarifier} = \left(\frac{\pi (D^2) H_1}{2} \right) + \left(\frac{\pi (D^2) \ 2}{2} \right)$$

$$= \left(\frac{\pi (D^2) D}{4 \ x \ 2} \right) + \left(\frac{\pi (D^2) D}{12 \ x \ 8} \right)$$

$$= \left(\frac{\pi D^3}{8} \right) + \left(\frac{\pi D^3}{96} \right)$$

$$88.49850 = \frac{13 \ \pi \ D^3}{96}$$

D = 5.93 m

H_1 = 2.96 m

H_2 = 0.74 m

H_{Total} = 3.70 m

Nilai D perancangan = 3.70 m x 5

= 18.52 m

Perancangan Pengaduk

Berdasarkan Perry, R.H., 1984, 7th ed, halaman 18-69 , "*Liquid-Solid Operations and Equipment*"

Kecepatan Pengaduk = 8 m/menit

= 26.24 ft/menit

Jenis Pengaduk = *Rake inward with 3 flat blade and 4 baffle*

Berdasarkan Perry, R.H., 1984 7th ed, halaman 18 - 73, "Chemical Engineering Handbook"
Untuk diameter 60 m diperlukan daya sebesar 16 HP, maka untuk diameter 18.52 m :

$$\text{Daya} = \frac{18.52}{60} \ x \ 16 \ Hp$$

= 4.94 Hp

Efisiensi = 80 %

$$\text{Tenaga Motor Pengaduk} = \frac{\text{Daya}}{\text{Efisiensi}}$$

$$= \frac{4.94 \ Hp}{80 \ \%}$$

= 6.17 Hp

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 7.5 Hp

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.

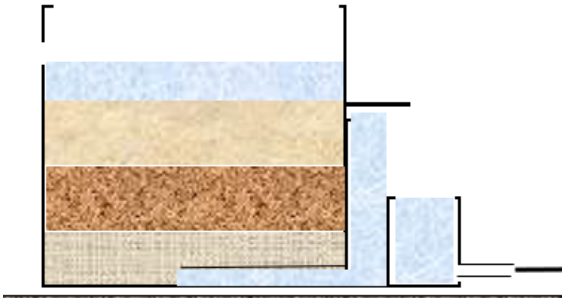
KESIMPULAN

Fungsi	=	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid
Jenis	=	Conical Bottom
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	=	303 K
Tekanan	=	1 atm
Spesifikasi Alat		
Diameter	=	18.52 m
Tinggi	=	3.70 m
Bahan	=	Stainless steel SA 167 type 309
Jumlah	=	1
Spesifikasi Pengaduk		
Jenis Pengaduk	=	Rake inward with 3 flat blade and 4 baffle
Daya	=	7.5 Hp

Bak Saringan Pasir (BU - 02)

Fungsi: Menyaring partikel-partikel halus yang masih terbawa dalam air yang berasal dari clarifier (CL-01)

Tipe: Bak Persegi Panjang



Data:

Suhu air masuk = 30 ^{0}C = 303 K

Tekanan = 1 atm

Kebutuhan Air = 9178.493 kg/jam

= 9.2186 m^{3}/jam

Rapat Massa = 995.65 kg/m^{3}

$$\text{Air yang disaring} = \frac{9178.493 \text{ kg/jam}}{995.65 \text{ kg/m}^3}$$

= 9.2185937 m^{3}/jam

= 41.536788 gpm

Menghitung Luas Permukaan Saringan

Dari Powell, S.T, halaman 77 kecepatan penyaringan (G') adalah 2,5 – 3,5 gpm/ft^{2}. Dipilih kecepatan 3 gpm/ft^{2}

$$\text{Luas Permukaan Saringan} = \frac{41.5367\text{8 gpm}}{3 \text{ gpm/ft}^2}$$

= 13.8456 ft^{2}

= 1.2863 m^{2}

Digunakan pasir sebagai media penyaringan dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pasir	=	24 mesh	
Porositas Pasir	=	0.383	(Tabel 26, Brown G.G, 1978, "*Unit Operations*")
Sphericity	=	1	(Tabel 26, Brown G.G, 1978, "*Unit Operations*")
Fre	=	46	(Fig 219 , Brown G.G, 1978, "*Unit Operations*")
Ff	=	1750	(Fig 219 , Brown G.G, 1978, "*Unit Operations*")

Menghitung Kecepatan Linier Aliran

$$V = \frac{9.2186 \ m^3/jam}{1.2863 \ m^2}$$

$$= 7.1668 \ m/jam$$

Menentukan Ukuran Bak

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

$L = P \times L = 2L \times L$

$= 2L^2$

Maka :

$$\text{Lebar bak} = \left(\frac{1.2863 \ m^2}{2} \right)^{0.5}$$

$$= 0.80 \ m$$

Panjang bak = 2 x 0.80 m

= 1.60 m

Menentukan Tinggi dan Komposisi Tumpukan

Menurut Powell pada halaman 525, untuk mendapatkan air bersih maka digunakan :

a.	Pasir Besi	=	27 in
b.	Pasir Kuarsa	=	27 in
c.	Gravel	=	3 in

Tinggi Tumpukan = 57 in

= 1.45 m

Tinggi ruang air atas dan bawah dirancang masing-masing 1,5 m dan 0,5 m

Tinggi Total = Tinggi Tumpukan + Tinggi Ruang Air Atas + Tinggi Ruang Air Bawah

= 3.45 m

KESIMPULAN

Fungsi	=	Menyaring partikel-partikel halus yang masih t
Jenis	=	Bak Persegi Panjang

Kondisi Operasi

Suhu Operasi	=	303 K
Tekanan	=	1 atm

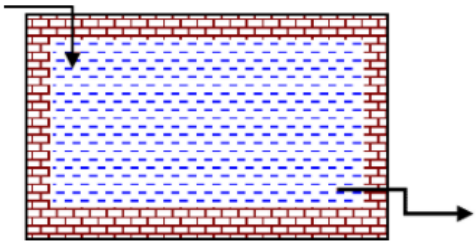
Dimensi Bak

Panjang	=	1.60	m
Tinggi	=	3.45	m
Lebar	=	0.80	m
Jumlah	=	1	

Bak Air Bersih (BU-03)

Fungsi: Menampung air bersih dari unit pembelian

Tipe: Bak Persegi Panjang



Data:

Suhu Operasi	=	30	^{0}C =	303 K
Tekanan	=	1	atm	
Kebutuhan Air	=	9178.493	kg/jam	
	=	9.2186	m^3/jam	
Rapat Massa	=	995.65	kg/m^3	
Waktu Tinggal	=	8	jam	

Menghitung Volume Air

V_1 = kecepatan volumetrik x waktu tinggal

= 9.2186 m^3/jam x 8 jam

= 73.7487 m^3

Menghitung Volume Bak

Angka keamanan desain = 20 %

Vb = 120 % x 73.7487 m^3

= 88.4985 m^3

= 742.1484 bbl

Ukuran Bak

Dirancang kedalaman bak (H) = 2 m

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

V = P x L x T = 2L x L x 2

= 4L^2

Maka :

Lebar bak = $\left(\frac{88.4985 \ m^3}{2 \ m} \right)^{0.5}$

= 6.65 m

Panjang bak = 2 x 6.65 m

= 13.30 m

Bahan Bertulang

Beton bertulang

KESIMPULAN

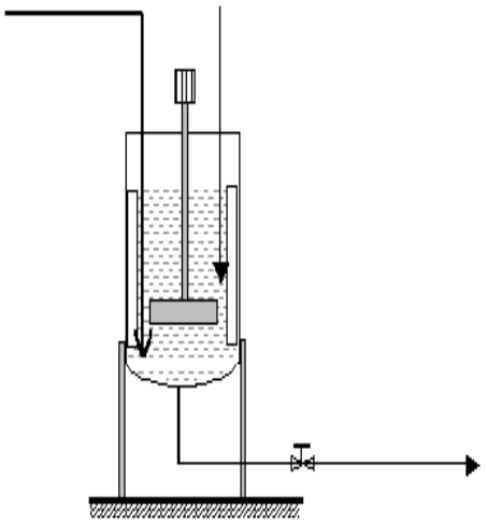
Fungsi	=	Menampung air bersih dari unit pembelian
Jenis	=	Bak Persegi Panjang
Bahan	=	Beton bertulang
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	=	303 K
Tekanan	=	1 atm
Dimensi Bak		
Laju Alir	=	9178.493 kg/jam
Volume	=	73.7487 m^3
Panjang	=	13.30 m
Kedalaman	=	2 m
Lebar	=	6.65 m
Jumlah	=	1
Bahan Konstruksi	=	Beton bertulang

Tangki Klorinasi (TU - 04)

Tangki Klorinasi (TU - 04)

Fungsi: Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan kebutuhan kantor dan rumah tangga

Tipe: Tangki Silinder Tegak



Data:

Suhu Operasi	=	30	^{0}C =	303 K
Tekanan	=	1	atm	
Kebutuhan Air	=	1079.13	kg/jam	
Rapat Massa	=	995.65	kg/m^3	
Waktu Tinggal	=	8	jam	

Menghitung Volume Air Dalam Tangki

$$V_1 = \frac{\text{Kecepatan Massa Air}}{\text{Rapat Massa}}$$

$$= \frac{1079.13 \ \text{m}^3/\text{jam}}{995.65 \ \text{kg/m}^3}$$

$$= 1.0838 \ \text{m}^3/\text{jam}$$

Menghitung Kebutuhan Cl_2

Kebutuhan = 2 ppm dalam umpan umpan air

CL_2 yang diperlukan = $2 \frac{mg}{liter} \times \frac{1}{1000000} \frac{kg}{mg} \times 1083.85 \frac{liter}{jam}$

= 0.0022 kg/jam

Menghitung Kapasitas Untuk Waktu Tinggal

W = Kecepatan Volumetrik x Waktu Tinggal

= 1.0838 m^3/jam x 8 jam

= 8.6708 m^3

Menghitung Volume Tangki

Dirancang dengan faktor keamanan (over design = 20%)

Vt = 120% x 8.6708 m^3

= 10.4049 m^3

Menentukan Ukuran Tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 2 : 1

$$Vt = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{\pi \times D^2 \times 2D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4\,Vt}{2\pi}$$

$$D^3 = \frac{2 \times 10.4049\ m^3}{\pi}$$

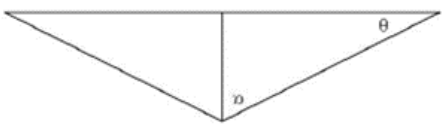
D = 1.8784 m

D = 1.8784 m = 74.0 in

H = 3.7567 m = 147.9 in

Alas Tangki

Bentuk : Conical Bottom



Diambil Sudut = 70^0 ; Θ = 15^0

Tinggi Alas (h) = (D/2) tg Θ

$$= \frac{1.8784}{2} \times tg\ 15^0$$

= 0.2517 m

Tinggi Tangki Total = 3.7567 m + 0.2517 m

= 4.0084 m

Volume Alas = π x r^2 x (h/3)

$$= 3.14 \times 0.8821 \times \frac{0.2517}{3}$$

= 0.2324 m^3

Volume Tangki Total = 10.4049 m^3 + 0.2324 m^3

= 10.6373 m^3

Menentukan Tebal Dinding Tangki

Bahan konstruksi yang digunakan Carbon steel SA-283 Grade C (Brownell and Young hal 342) (appendix D , Brownell and Young) (Tabel 13.2 hal 254 Brownell and Young)

f = allowable stress = 12650 psi

E = efisiensi sambungan = 0.8

c = korosi = 0.1 in

faktor keamanan = 0.1

tekanan perancangan = 16.2 psi

= 1.1 atm

$$ts = \frac{p \times r}{f \times E - 0.6P} + C$$

= 0.1015 in

sehingga digunakan tebal head standart = 0.1875 (brownell and young, p. 88)

Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunkaan adalah flat-blade impeller

Spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut :

Jumlah Blade = 6 buah

Jumlah Baffle = 4 buah

(McCabe & Smith, hal 242)

Diameter Impeller (Da) = 1/3D

= 1/3 x 1.8784 m

= 0.6261 m

= 2.0542 ft

Tinggi Cairan (z1) = 80% Ht
= 80% x 3.7567 m
= 3.0054 m
= 9.8602 ft

Jarak Pengaduk Dari Dasar (E) = 1/3D
= 1/3 x 1.8784 m
= 0.63 m
= 2.0542 ft

Tinggi Impeller (W) = 1/8Da
= 1/8 x 0.6261 m
= 0.0783 m
= 0.2568 ft

Tinggi Pengaduk = (Ht - E) + 0.5
= (4.0084 - 0.8) + 0.5
= 3.7084 m
= 12.1668 ft

WELH = Z1 x Sg
= 2.9633 m
= 9.7221 ft

Putaran Pengaduk (N) :

$$N^2 = \frac{WELH}{2\,Da} \times \left[\frac{600}{\pi\,Da} \right]$$

N^2 = 20475.9545

N = 143.0942 rpm

Dari Wallas, hal 288 untuk kecepatan pengaduk standar

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Dipilih kecepatan pengaduk standar = 84 rpm
= 1.40 rps

$$Re = \frac{n \times Da^2 \times p}{\mu}$$

= 11427.3

Diperoleh Np = 5 (fig. 10.6 Walas "Chemical Process Equipment", hal 292)

Daya Penggerak (Po) = $Np \times pL \times N^3 \times Da^5$

= 1314.4790 watt

= 1.3145 kW

= 1.7627 Hp

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

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

(Towler, page 111)

Efisiensi = 85 %

Daya = $\frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}}$

= $\frac{1.3145}{85\ \%}$ kW

= 1.5464 kW

= 2.0738 Hp

Motor standar dipilih motor induksi, dengan daya standar menurut Ludwig E.E., vol 3,hal. 628 :

Horsepower Ratings.[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $^1/_2$, $^3/_4$, 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 standar = 3 Hp

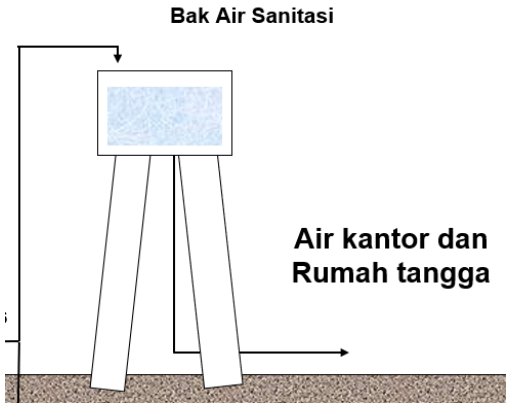
KESIMPULAN

Fungsi	=	Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan kebutuhan kantor dan rumah tangga
Jenis	=	Tangki Silinder Tegak
Bahan	=	Carbon Steel SA-283 Grade C
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	=	303. K
Tekanan	=	1.0 atm
Dimensi Bak		
Volume Cairan	=	8.7 m^3
Volume Tangki	=	10.4 m^3
Tinggi Tangki	=	4.0 m
Diameter Tangki	=	1.9 m
Tebal Shell	=	0.2 in
Waktu Tinggal	=	8.0 jam
Kebutuhan Cl_2	=	0.0 kg/jam
Spesifikasi Pengaduk		
Jenis Pengaduk	=	Flat-Blade Impeller
Diameter Impeller	=	0.6 m
Tinggi Impeller	=	0.1 m
Jarak Impeller Dengan Dasar	=	0.6 m
Tinggi Pengaduk	=	8.0 m
Kecepatan Pengaduk	=	84.0 rpm
Daya Pengaduk	=	3.0 Hp

Bak Air Kantor dan Rumah Tangga (BU-04)

Fungsi: Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga

Tipe: Bak Persegi Panjang



Data:

Suhu Operasi	=	30	^{0}C =	303 K
Tekanan	=	1	atm	
Kebutuhan Air	=	1079.13	kg/jam	
	=	1.0838	m^3/jam	
Rapat Massa	=	995.65	kg/m^3	
Waktu Tinggal	=	24	jam	

Menghitung Volume Air

V_1 = kecepatan volumetrik x waktu tinggal

= 1.0838 m^3/jam x 24 jam

= 26.0123 m^3

Menghitung Volume Bak

Angka keamanan desain = 20 %

Vb = 120 % x 26.0123 m^3

= 31.2148 m^3

= 261.7672 bbl

Menentukan Ukuran Bak

Dirancang tinggi bak (H) = 4 m

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

V = P x L x T = 2L x L x 1

= 2L^2

Maka :

Lebar bak = $\left(\frac{31.2148 \quad m^3}{2} \right)^{0.5}$

= 3.95 m

Panjang bak = 2 x 3.95 m

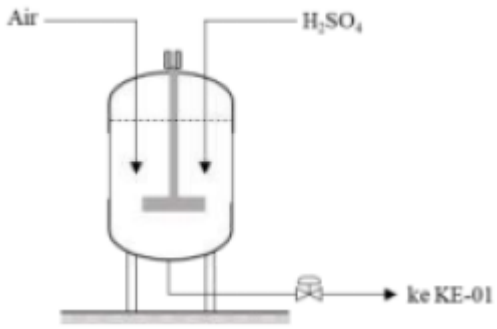
= 7.90 m

KESIMPULAN

Fungsi	=	Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga
Jenis	=	Bak Persegi Panjang
Bahan	=	Beton Bertulang
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	=	303. K
Tekanan	=	1.0 atm
Dimensi Bak		
Laju Alir	=	1079.1 kg/jam
Volume	=	26.0 m^3
Panjang	=	7.9 m
Tinggi	=	4.0 m
Lebar	=	4.0 m
Jumlah	=	1.0 unit

Tangki H_2SO_4 (TU - 05)

Fungsi: Melarutkan H_2SO_4 untuk regenerasi penukar kation
Tipe: Tangki Silinder Tegak



Data:

Suhu Operasi = 30 ^{0}C = 303 K
Tekanan = 1 atm
Rapat Massa = 1148 kg/m^3

Menentukan Kebutuhan H_2SO_4

Kemampuan H_2SO_4 untuk regenerasi resin sebesar 2 lb/ft^3 resin

(Powell, S.T.,"Water Conditioning for Industry", hal. 172)

H_2SO_4 diperlukan = $2 \frac{lb}{ft^3} \times \left(\frac{1 \ ft}{0.3048 \ m} \right)^3 \times 0.7263 \ m^3$
= 51.2956 lb
= 23.2673 kg

Waktu regenerasi kation exchanger ditentukan selama 7 hari
Penyimpanan untuk 1 regenerasi = 23.2673 kg/minggu

Larutan H_2SO_4 dibuat dengan kadar 2%
Jumlah larutan H_2SO_4 = 100/2 x 23.2673 kg/minggu
= 1163.3652 kg/minggu

Densitas H_2SO_4 = 1148 kg/m^3

Volume larutan H_2SO_4

Vc = Kecepatan volume x waktu tinggal

$$= \frac{1163.3652 \text{ kg/minggu}}{1148 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ minggu}$$

= 1.0134 m^3/minggu

Menghitung Volume Tangki

Dirancang dengan angka keamanan = 20 %

Vt = 120 % x 1.0134 m^3

= 1.2161 m^3

Menghitung Ukuran Tangki

Menghitung Dimensi Tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan ID = H

$$Vt = \frac{\pi \times ID^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{\pi \times ID^2 \times 2ID}{4}$$

$$ID^3 = \frac{4\ Vt}{2\pi}$$

$$ID^3 = \frac{2 \times 1.2161}{\pi}$$

ID = 0.9184 m

= 36.1564 in

ID = 0.9184 m = 36.2 in

H = 0.9184 m = 36.2 in

Menghitung Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \,.\, r}{f \,.\, \varepsilon - 0{,}6P} + C'$$

(Brownel and Young, 1959, page 254 pers 13.1)

Dengan :

Tekanan (P) = 1.2 x 1 atm
= 1.2 atm
= 17.635 psia
f = 18750 psia
C' = 0.125 in
r = 18.08 in
ε = 0.8

Maka ;

$$ts = \frac{17.635 \text{ psia} \times 18.08 \text{ in}}{(18750 \times 0.8) - (0.6 \times 17.635) \text{ psia}} + 0.125 \text{ in}$$

$$= 0.1463 \text{ in}$$

Maka diambil Tebal Dinding Mixer standar yaitu 3/16 in atau 0.1875 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)

Maka, nilai diameter luar tangki (OD), yaitu :

OD = ID + 2 x ts
= 36.1564 + 2 x 0.1875
= 36.5314 in

Maka, diambil diameter luar standart yaitu = 72 in
(Brownell and Young, 1959, page 90)

Koreksi nilai diameter dalam (ID) :

ID = OD - 2 x ts
= 72 - 2 x 0.1875
= 71.625 in
= 5.9688 ft

Menentukan Spesifikasi Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah flat blade impeller
Spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut :
Jumlah Blade = 6 buah
Jumlah Buffle = 4 buah
(McCabe & Smith, hal 242. Unit Operation of Engineering)

Diameter Impeller (Da) = 1/3D
= 1/3 x 1.8193 m
= 0.6064 m
= 1.9896 ft

Tinggi Cairan (z1) = 80% Ht
= 80% x 0.9184 m
= 0.7347 m
= 2.4104 ft

Jarak Pengaduk Dari Dasar (E) = 1/3D
= 1/3 x 1.8193 m
= 0.61 m
= 1.9896 ft

Tinggi Impeller (W) = 1/8Da
= 1/8 x 0.6064 m
= 0.0758 m
= 0.2487 ft

Tinggi Pengaduk = (Ht - E) + 0.5
= (0.9184 - 0.61) + 0.5
= 0.8119 m
= 2.6639 ft

WELH = Z1 x Sg
= 0.7244 m
= 2.3767 ft

Putaran Pengaduk (N) :

$$N^2 = \frac{WELH}{2\,Da} \times \left[\frac{600}{\pi\,Da} \right]$$

N^2 = 5509.3116
N = 74.2247 rpm

Dari Wallas, hal 288 untuk kecepatan pengaduk standar

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Dipilih kecepatan pengaduk standar = 125 rpm
= 2.08 rps

$$Re = \frac{n \times Da^2 \times p}{\mu}$$

= 18392.7

Diperoleh Np = 5 (fig. 10.6 Walas "Chemical Process Equipment", hal 292)

Daya Penggerak (Po) = $Np \times pL \times N^3 \times Da^5$

= 4256.7061 watt

= 4.2567 kW

= 5.7083 Hp

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

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

(Towler, page 111)

Efisiensi = 80 %

$$\text{Daya} = \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{4.2567 \text{ kW}}{80\ \%}$$

= 5.3209 kW

= 7.1354 Hp

Motor standar dipilih motor induksi, dengan daya standar menurut Ludwig E.E., vol 3,hal. 628 :

Horsepower Ratings.[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $^1/_2$, $^3/_4$, 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.

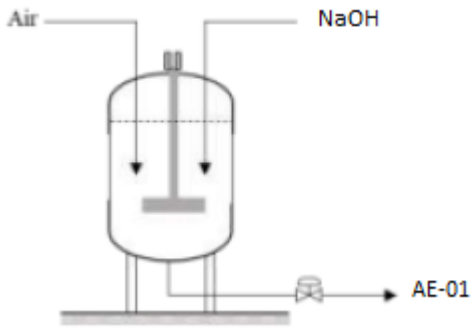
Dipilih motor standar = 7.5 Hp

KESIMPULAN

Fungsi	=	Melarutkan H_2SO_4 untuk regenerasi penukar kation
Jenis	=	Tangki Silinder Tegak
Bahan	=	Carbon Steel SA-283 Grade C
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	=	303 K
Tekanan	=	1 atm
Dimensi Tangki		
Volume Cairan	=	1.01 m^3
Volume Tangki	=	1.22 m^3
Tinggi Tangki	=	0.92 m
Diameter Tangki	=	1.83 m
Tebal Shell	=	0.19 in
Waktu Tinggal	=	1 minggu
Spesifikasi Pengaduk		
Jenis Pengaduk	=	Flat-Blade Impeller
Diameter Impeller	=	0.61 m
Tinggi Impeller	=	0.08 m
Jarak Impeller Dengan Dasar	=	0.61 m
Tinggi Pengaduk	=	0.81 m
Kecepatan Pengaduk	=	125 rpm
Daya Pengaduk	=	7.5 Hp

Tangki NaOH (TU - 06)

Fungsi: Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Tipe: Tangki Silinder Tegak



Data:

Suhu Operasi = 30 ^{0}C = 303 K
Tekanan = 1 atm
Rapat Massa = 957.2 kg/m^3

Menentukan Kebutuhan NaOH

Kemampuan NaOH untuk regenerasi resin sebesar 1.25 lb/ft^3 resin

(Powell, S.T.,"Water Conditioning for Industry", hal. 172)

$$\text{NaOH diperlukan} = 1.25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} \right)^3 \times 0.7263 \text{ m}^3$$

= 32.0598 lb
= 14.5421 kg

Waktu regenerasi kation exchanger ditentukan selama 7 hari
Penyimpanan untuk 1 regenerasi = 14.5421 kg/minggu

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 4%
Jumlah larutan NaOH = 100/4 x 14.5421 kg/minggu
= 363.5516 kg/minggu
171

Densitas NaOH = 957.2 kg/m^3

Volume larutan NaOH

Vc = Kecepatan volume x waktu tinggal

$$= \frac{363.5516 \text{ kg/minggu}}{1148 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ minggu}$$

= 0.3167 m^3/minggu

Menghitung Volume Tangki

Dirancang dengan angka keamanan = 20 %

Vt = 120 % x 0.3167 m^3

= 0.3800 m^3

Menghitung Ukuran Tangki

Menghitung Dimensi Tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan ID = H

$$Vt = \frac{\pi \times ID^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{\pi \times ID^2 \times 2ID}{4}$$

$$ID^3 = \frac{4\ Vt}{2\pi}$$

$$ID^3 = \frac{2 \times 0.3800}{\pi}$$

ID = 0.6232 m

= 24.5359 in

ID = 0.6232 m = 24.5 in

H = 0.6232 m = 24.5 in

Menghitung Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \,.\, r}{f \,.\, \varepsilon - 0{,}6P} + C'$$

(Brownel and Young, 1959, page 254 pers 13.1)

Dengan :

Tekanan (P) = 1.2 x 1 atm

= 1.2 atm

= 17.635 psia

f = 18750 psia

C' = 0.125 in

r = 12.27 in
ε = 0.8

Maka ;

$$ts = \frac{17.635 \text{ psia} \times 12.27 \text{ in}}{(18750 \times 0.8) - (0.6 \times 17.635) \text{ psia}} + 0.125 \text{ in}$$

= 0.1394 in

Maka diambil Tebal Dinding Mixer standar yaitu 3/16 in atau 0.1875 in

(Brownel and Young., 1958 page 88 Tab 5.6)

Maka, nilai diameter luar tangki (OD), yaitu :

OD = ID + 2 x ts
= 24.5359 + 2 x 0.1875
= 24.9109 in

Maka, diambil diameter luar standart yaitu = 54 in
(Brownell and Young, 1959, page 90)

Koreksi nilai diameter dalam (ID) :

ID = OD - 2 x ts
= 54 - 2 x 0.1875
= 53.625 in
= 4.4688 ft

Menentukan Spesifikasi Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah flat blade impeller
Spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut :
Jumlah Blade = 6 buah
Jumlah Buffle = 4 buah
(McCabe & Smith, hal 242. Unit Operation of Engineering)

Diameter Impeller (Da) = 1/3D
= 1/3 x 1.3621 m
= 0.4540 m
= 1.4896 ft

Tinggi Cairan (z1) = 80% Ht
= 80% x 0.6232 m
= 0.4986 m
= 1.6357 ft

Jarak Pengaduk Dari Dasar (E) = 1/3D
= 1/3 x 1.3621 m
= 0.45 m
= 1.4896 ft

Tinggi Impeller (W) = 1/8Da
= 1/8 x 0.4540 m
= 0.0568 m
= 0.1862 ft

Tinggi Pengaduk = (Ht - E) + 0.5
= (0.6232 - 0.45) + 0.5
= 0.6692 m
= 2.1955 ft

WELH = Z1 x Sg
= 0.4916 m
= 1.6128 ft

Putaran Pengaduk (N) :

$$N^2 = \frac{WELH}{2\,Da} \times \left[\frac{600}{\pi\,Da} \right]$$

N^2 = 8908.5290
N = 94.3850 rpm

Dari Wallas, hal 288 untuk kecepatan pengaduk standar

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Dipilih kecepatan pengaduk standar = 155 rpm
= 2.58 rps

$$Re = \frac{n \times Da^2 \times p}{\mu}$$
= 10659.4

Diperoleh Np = 5 (fig. 10.6 Walas "Chemical Process Equipment", hal 292)

Daya Penggerak (Po) = $Np \times pL \times N^3 \times Da^5$
= 1591.8893 watt
= 1.5919 kW
= 2.1348 Hp

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

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

(Towler, page 111)

Efisiensi = 80 %

Daya = $\frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}}$

= $\frac{1.5919 \text{ kW}}{80 \%}$

= 1.9899 kW

= 2.6684 Hp

Motor standar dipilih motor induksi, dengan daya standar menurut Ludwig E.E., vol 3,hal. 628 :

Horsepower Ratings.[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $^1/_2$, $^3/_4$, 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 standar = 3 Hp

KESIMPULAN

Fungsi	=	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Jenis	=	Tangki Silinder Tegak
Bahan	=	Carbon Steel SA-283 Grade C

Kondisi Operasi

Suhu Operasi	=	303 K
Tekanan	=	1 atm

Dimensi Bak

Volume Cairan	=	0.32	m^3
Volume Tangki	=	0.38	m^3
Tinggi Tangki	=	0.62	m
Diameter Tangki	=	1.37	m
Tebal Shell	=	0.19	in
Waktu Tinggal	=	1 minggu	

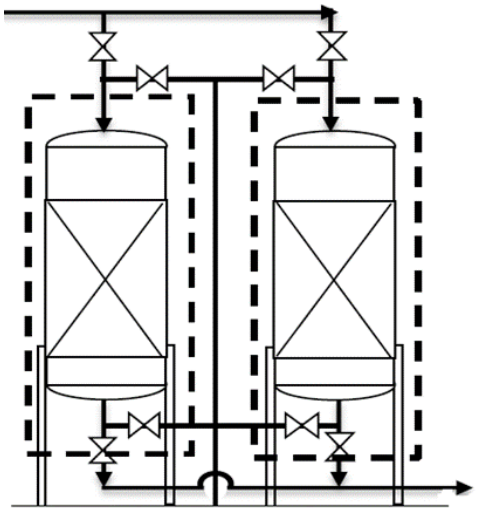
Spesifikasi Pengaduk

Jenis Pengaduk	=	Flat-Blade Impeller	
Diameter Impeller	=	0.45	m
Tinggi Impeller	=	0.06	m
Jarak Impeller Dengan Dasar	=	0.45	m
Tinggi Pengaduk	=	0.67	m
Kecepatan Pengaduk	=	155	rpm
Daya Pengaduk	=	3	Hp

Kation Exchanger (KE - 01)

Fungsi: Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif (Na+, Ca2+, Ba) yang ada dalam air

Tipe: Tangki silinder tegak



Data:

Suhu Operasi	=	30 ^{0}C =	303 K
Tekanan	=	1 atm	
Kecepatan Massa Air	=	8099.3608	kg/jam
Densitas	=	995.65	kg/m^3
Debit Air	=	8.1347	m^3/jam
		2148.9728	gallon/jam
		35.8162	gallon/menit
Jenis Resin	=	C-300 dengan notasi RH_2	
			(Powell, tabel - 5 hal 171)

Reaksi:

Reaksi penukaran kation

$2NaCl + RH_2 \longrightarrow RNa_2 + 2HCl$

$CaCO_3 + RH_2 \longrightarrow RCa + H_2CO_3$

$BaCl_2 + RH_2 \longrightarrow RBa + 2HCl$

Apabila resin jenuh, pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H_2SO_4

Reaksi yang terjadi pada saat regenerasi

$RNa_2 + H_2SO_4 \longrightarrow RH_2 + Na_2SO_4$

$RCa + H_2SO_4 \longrightarrow RH_2 + CaSO_4$

$RBa + H_2SO_4 \longrightarrow RH_2 + BaSO_4$

Menentukan Volume Resin

Kemampuan RH_2 menghilangkan ion logam :

Kapasitas = 7 kgrain/ft³

(Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", hal 187)

Konsentrasi ion positif air umpan = 63 ppm

Dirancang waktu operasi = 24 jam

Efisiensi resin = 95 %

Konsentrasi ion yang dihilangkan = 95 % x 63 ppm = 59.9 ppm

Jumlah mineral yang harus dihilangkan adalah

= 59.9 ppm x 8099.3608 kg/jam x 24 jam

= 11.63 kg

$$\text{Kemampuan Resin} = 7 \text{ kgrain/ft}^3 \times \frac{1 \text{ kg}}{15.432 \text{ kgrain}}$$

= 0.4536 kg/ft³

= 16.019 kg/m³

$$\text{Volume Resin (Vr)} = \frac{11.63 \text{ kg}}{16.019 \text{ kg/m}^3}$$

= 0.7263 m³ resin

Menentukan Kebutuhan H_2SO_4

Kemampuan H_2SO_4 untuk regenerasi resin sebesar 2 lb/ft³ resin

(Powell, S.T.,"Water Conditioning for Industry", hal. 172)

$$H_2SO_4 \text{ diperlukan} = 2 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} \right)^3 \times 0.7263 \text{ m}^3$$

= 51.2956 lb

= 23.2673 kg

Waktu regenerasi kation exchanger ditentukan selama 7 hari

Penyimpanan untuk 1 regenerasi = 23.2673 kg/minggu

Larutan H_2SO_4 dibuat dengan kadar 2%

Jumlah larutan H_2SO_4 = 100/2 x 23.2673 kg/minggu

= 1163.3652 kg/minggu

Densitas H_2SO_4 = 1148 kg/m³

Volume larutan H_2SO_4

Vc = Kecepatan volume x waktu tinggal

$$= \frac{1163.3652 \text{ kg/minggu}}{1148 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ minggu}$$

= 1.0134 m³

Menghitung Ukuran Tangki

Dihitung berdasarkan fluks volume air yang diolah. Fluks volume berkisar antara 4 sampai 5 gal/ft².menit

(Powell, S.T.,"Water Conditioning for Industry", hal. 172)

Dirancang fluks volume air adalah 5 gal/ft².menit

$$\text{Volume fluks} = 5 \frac{\text{gallon}}{\text{ft}^2.\text{menit}} \times \frac{0.0038 \text{ m}^3}{\text{gallon}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} \right)^2 \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}}$$

= 12.271 m³/m².jam

Kecepatan volume yang diolah :

$$Fv = \frac{\text{kecepatan massa air}}{\text{densitas air}}$$

$$= \frac{8099.3608 \text{ kg/jam}}{995.65 \text{ kg/m}^3}$$

= 8.1347 m³/jam

Luas penampang tangki kation :

$$A = \frac{Fv}{\text{fluks}}$$

$$= \frac{8.1347 \text{ m}^3/\text{jam}}{12.271 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam}}$$

= 0.6629 m²

= 7.1357 ft²

Menghitung Dimensi Tangki

Diameter tangki kation

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

= 0.9190 m

= 36.1798 in

Tinggi Tangki Kation

$$\text{Tinggi resin (Hresin)} = \frac{4 \times \text{volume resin}}{\pi \times D^2}$$

$$= \frac{4 \times 0.7263 \text{ m}^3}{\pi \times (0.9190 \text{ m})^2}$$

$$= 1.0955 \text{ m}$$

Dirancang tinggi resin didalam tangki kation menempati 80 % dari tangki
Maka, tinggi tangki adalah

$$H = \frac{100}{80} \times 1.0955 \text{ m}$$

$$= 1.3694 \text{ m}$$

Volume Tangki Kation

$$Vt = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{\pi \times (0.9190 \text{ m})^2 \times 1.3694 \text{ m}}{4}$$

$$= 0.9078 \text{ m}^3$$

Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah baja karbon.

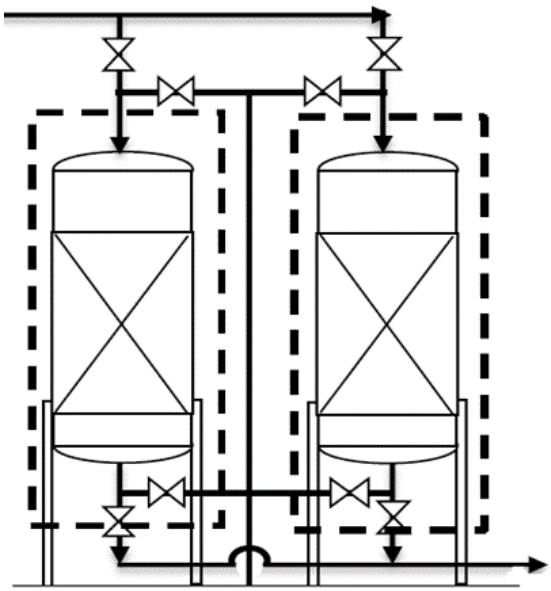
KESIMPULAN

Fungsi	=	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif (Na+, Ca2+, Ba) yang ada dalam air
Jenis	=	Tangki silinder tegak
Bahan	=	Carbon Steel
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	=	303 K
Tekanan	=	1 atm
Waktu Operasi	=	1 minggu
Ukuran Tangki		
Volume Tangki	=	0.9 m^3
Tinggi Tangki	=	1.4 m
Diameter Tangki	=	0.9 m

Anion Exchanger (AE - 01)

Fungsi: Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih

Tipe: Tangki silinder tegak



Data:

Suhu Operasi	=	30 ^{0}C = 303 K	
Tekanan	=	1 atm	
Kecepatan Massa Air	=	8099.3608	kg/jam
Densitas	=	995.65	kg/m^3
Debit Air	=	8.1347	m^3/jam
		2148.9728	gallon/jam
		35.8162	gallon/menit
Jenis Resin	=	C-500 dengan notasi $R(OH)_2$	
			(Powell, tabel - 5 hal 171)

Reaksi:

Reaksi penukaran anion

$2HCl + R(OH)_2 \longrightarrow RCl_2 + 2H_2O$

$H_2SO_4 + R(OH)_2 \longrightarrow RSO_4 + 2H_2O$

$H_2CO_3 + R(OH)_2 \longrightarrow RCO_3 + 2H_2O$

Apabila resin jenuh, pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan NaOH

Reaksi yang terjadi pada saat regenerasi

$RCl_2 + 2NaOH \longrightarrow R(OH)_2 + 2NaCl$

$RSO_4 + 2NaOH \longrightarrow R(OH)_2 + Na_2SO_4$

$RCO_3 + 2NaOH \longrightarrow R(OH)_2 + 2Na_2CO_3$

Menentukan Volume Resin

Kemampuan RH_2 menghilangkan ion logam :

Kapasitas = 7 kgrain/ft³

(Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", hal 187)

Konsentrasi ion positif air umpan = 63 ppm

Dirancang waktu operasi = 24 Jam

Efisiensi resin = 95 %

Konsentrasi ion yang dihilangkan = 95 % x 63 ppm = 59.9 ppm

Jumlah mineral yang harus dihilangkan adalah

= 59.9 ppm x 8099.3608 kg/jam x 24 jam

= 11.63 kg

$$\text{Kemampuan Resin} = 7 \text{ kgrain/ft}^3 \times \frac{1 \text{ kg}}{15.432 \text{ kgrain}}$$

= 0.4536 kg/ft³

= 16.019 kg/m³

$$\text{Volume Resin (Vr)} = \frac{11.63 \text{ kg}}{16.019 \text{ kg/m}^3}$$

= 0.7263 m³ resin

Menentukan Kebutuhan NaOH

Kemampuan NaOH untuk regenerasi resin sebesar 1.25 lb/ft³ resin

(Powell, S.T.,"Water Conditioning for Industry", hal. 172)

$$\text{NaOH diperlukan} = 1.25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} \right)^3 \times 0.7263 \text{ m}^3$$

= 32.0598 lb

= 14.5421 kg

Waktu regenerasi kation exchanger ditentukan selama 7 hari

Penyimpanan untuk 1 regenerasi = 14.5421 kg/minggu

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 4%

Jumlah larutan NaOH = 100/4 x 14.5421 kg/minggu

= 727.1032 kg/minggu

Densitas NaOH = 957.2 kg/m³

Volume larutan NaOH

Vc = Kecepatan volume x waktu tinggal

$$= \frac{727.1032 \text{ kg/minggu}}{1148 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ minggu}$$

= 0.6334 m³/minggu

Menghitung Ukuran Tangki

Dihitung berdasarkan fluks volume air yang diolah. Fluks volume berkisar antara 4 sampai 5 gal/ft².menit

(Powell, S.T.,"Water Conditioning for Industry", hal. 172)

Dirancang fluks volume air adalah 5 gal/ft².menit

$$\text{Volume fluks} = 5 \frac{\text{gallon}}{\text{ft}^2.\text{menit}} \times \frac{0.0038 \text{ m}^3}{\text{gallon}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} \right)^2 \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 12.271 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam}$$

Kecepatan volume yang diolah :

$$Fv = \frac{\text{kecepatan massa air}}{\text{densitas air}}$$

$$= \frac{8099.3608 \text{ kg/jam}}{995.65 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 8.1347 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Luas penampang tangki kation :

$$A = \frac{Fv}{\text{fluks}}$$

$$= \frac{8.1347 \text{ m}^3/\text{jam}}{12.271 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam}}$$

$$= 0.6629 \text{ m}^2$$

$$= 7.1357 \text{ ft}^2$$

Menghitung Dimensi Tangki

Diameter tangki kation

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$= 0.9190 \text{ m}$$

$$= 36.1798 \text{ in}$$

Tinggi Tangki Kation

$$\text{Tinggi resin (Hresin)} = \frac{4 \times \text{volume resin}}{\pi \times D^2}$$

$$= \frac{4 \times 0.7263 \text{ m}^3}{\pi \times (0.9190 \text{ m})^2}$$

$$= 1.0955 \text{ m}$$

Dirancang tinggi resin didalam tangki kation menempati 80 % dari tangki
Maka, tinggi tangki adalah

$$H = \frac{100}{80} \times 1.0955 \text{ m}$$

$$= 1.3694 \text{ m}$$

Volume Tangki Kation

$$Vt = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{\pi \times (0.9190 \text{ m})^2 \times 1.3694 \text{ m}}{4}$$

$$= 0.9078 \text{ m}^3$$

Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah baja karbon.

KESIMPULAN

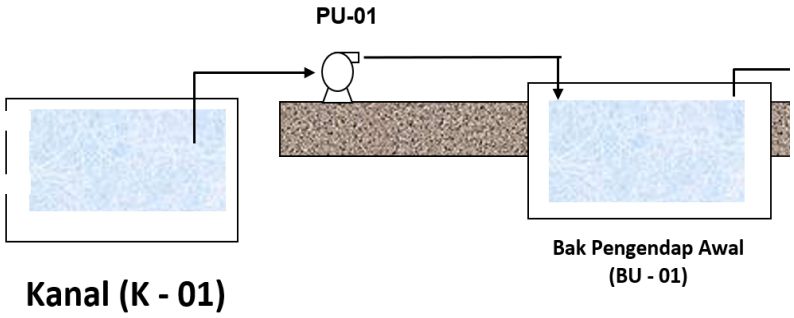
Fungsi	=	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih
Jenis	=	Tangki silinder tegak
Bahan	=	Carbon Steel
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	=	303 K
Tekanan	=	1 atm
Waktu Operasi	=	1 hari
Ukuran Tangki		
Volume Tangki	=	0.9 m^3
Tinggi Tangki	=	1.4 m
Diameter Tangki	=	0.9 m

Perancangan Pompa Utilitas - 1 (PU-01)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa air sungai (H_2O) dari Kanal (K-01) menuju Bak Pengendap Awal (BU-01)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{0}C)
Densitas = 995.65 kg/m^3
Viskositas cairan = 0.8177 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	p (kg/m^3)	μ (Cp)
H_2O	9178.4928	509.9163	995.65	0.8177

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{9178.493 \text{ kg/jam}}{995.6500 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 9.2186 \text{ m}^3\text{/jam} = 0.0026 \text{ m}^3\text{/detik}$$

$$= 0.0904 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.32)

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = -3 m

Titik 2
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 5.0000 m

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3.9 x (0.0904 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (62.1564 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 2.2624 in
= 0.0575 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS	=	2 1/2				
Sch no	=	40				
OD	=	2.88	in			
ID	=	2.469	in	=	0.0627	m
At	=	4.79	in^2	=	0.0031	m^2

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0026 \ m^3/detik}{0.0031 \ m^2}$$

$$= 0.829 \ m/detik$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 0.829 \ m/detik$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{995.65 \ kg/m^3 \times 0.829 \ m/detik \times 0.0627 \ m}{0.00082 \ kg/m.s}$$

$$= 63{,}274.21$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

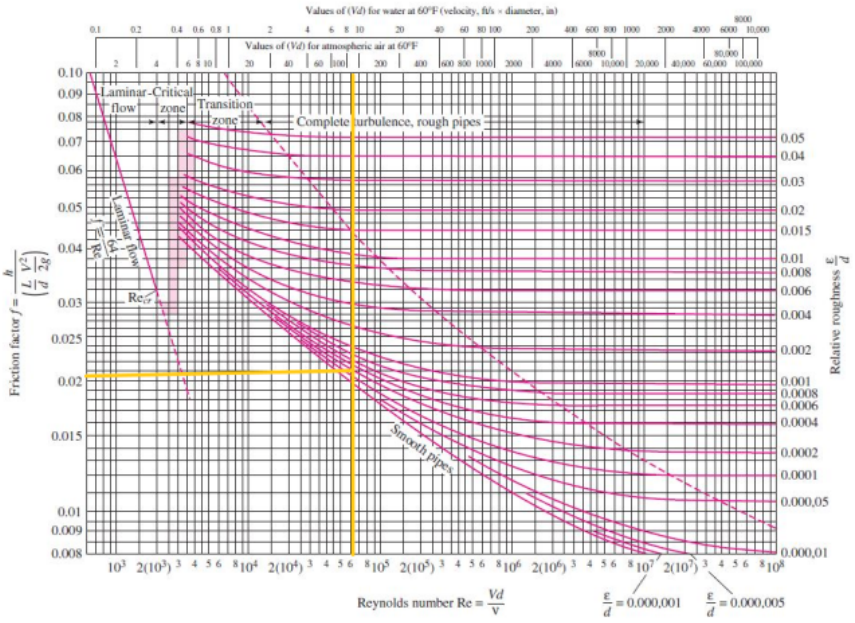
Dipilih bahan pipa : Commercial Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.00015 ft = 0.00004572 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$= \frac{0.00004572 \text{ m}}{0.0627 \text{ m}}$

= 0.00072904 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.021

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

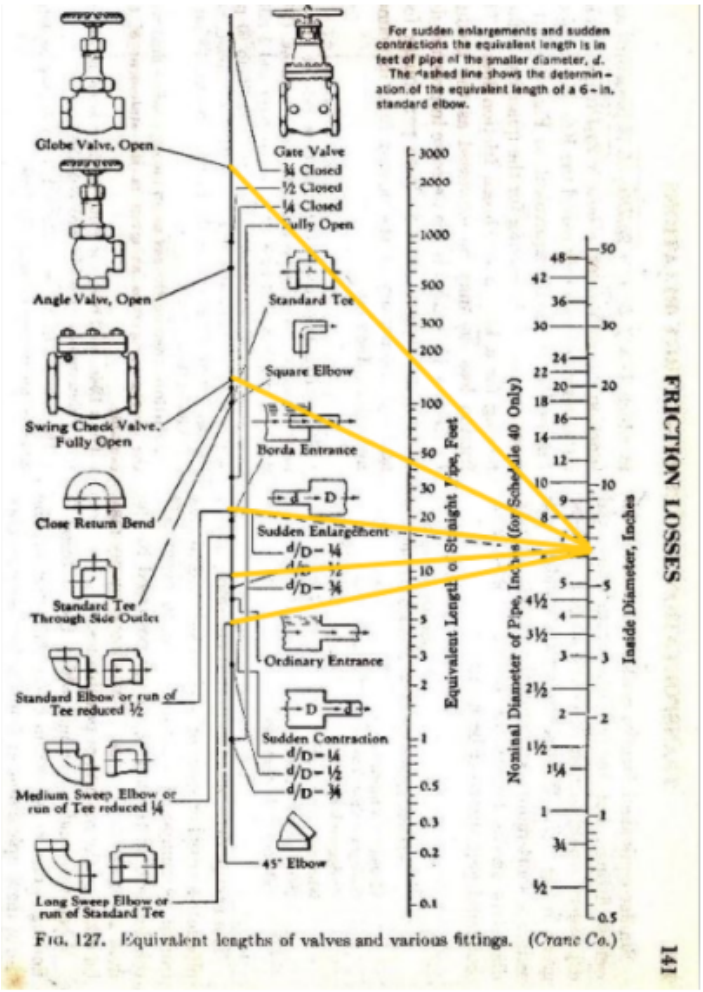


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	6	6	1.8288
Sudden Constraction	1	3	3	0.9144
Check Valve	1	16	16	4.8768
Globe Valve	1	70	70	21.336
Elbow	4	4	16	4.8768
Panjang Pipa Lurus				8.0000
Total Panjang (L+Le)				41.8328

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{995.65 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{0.829 \text{ m}^3/\text{detik}^2 - 0.829 \text{ m}^3/\text{detik}^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 5.0000 \text{ m} - -3 \text{ m}$$

$$= 8.0000 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.021 \times 0.829 \text{ m}^3/\text{detik}^2 \times 41.83 \text{ m}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0.0627 \text{ m}}$$

$$= 0.490731 \text{ m}$$

Total Head

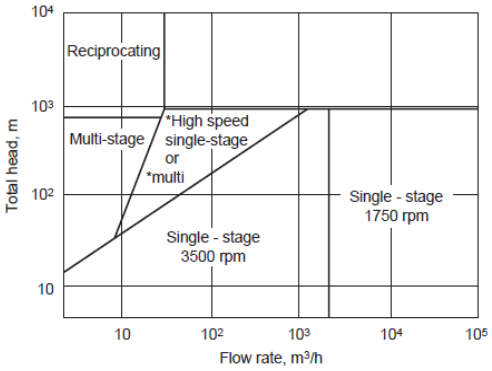
$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

$$= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 8.0000 \text{ m} + 0.4907 \text{ m}$$

$$= 8.4907 \text{ m}$$

Jenis Pompa

Q = 9.2186 m^3/jam
H = 8.4907 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Dengan :

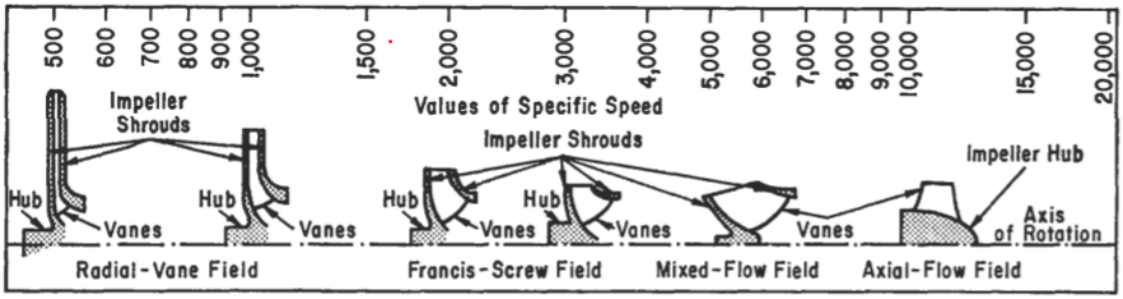
n = Putaran Pompa = 3500 rpm
Q = Debit (gpm) = 40.59 gal/menit
H = Head Pompa = 27.857 ft
Ns = Specific Speed

Maka,

Ns = 1838.9528

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Francis - Screw Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^{0}C = 303 K

Komponen	Fraksi Mol (Yi)	Po
H_2O	995.65	31.591508

Tekanan = 31.591508 mmHg
= 0.0416 atm
= 0.6109 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia

Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi

Pv = Tekanan uap murni = 0.6109 psi

S = Suction Head = 3 m
= 9.8425 ft

Hf = Friction Head = 0.490731 m
= 1.61001 ft

spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 62.156 lb/ft^3 / 62.4 lb/ft^3
= 0.9961

Maka :

NPSHa = 40.8965 ft
= 12.4653 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0026 m³/detik
= 0.1536 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.6754 ft
= 0.2059 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

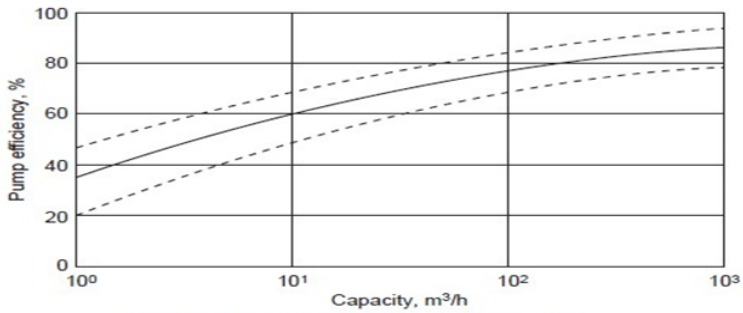


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

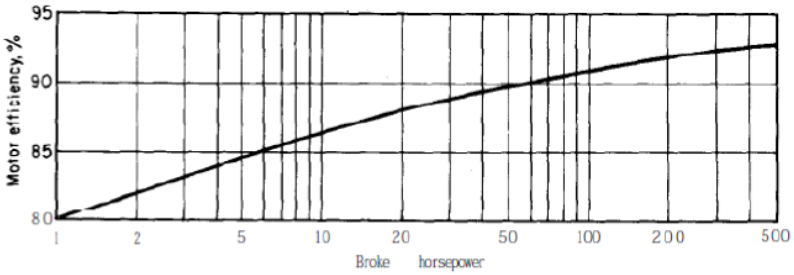
Q = 9.2186 m³/jam
eff = 0.7

Maka,

$$BHP = \frac{0.0904 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 27.857 \text{ ft} \times 62.156 \text{ lb/ft}^3}{0.7}$$

$$= 223.6845 \text{ lb.ft/detik}$$

$$= 1.2201 \text{ Hp}$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 84%.

Maka,

$$\text{Daya} = \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{1.2201 \text{ Hp}}{84 \%}$$

$$= 1.45 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 1.5 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

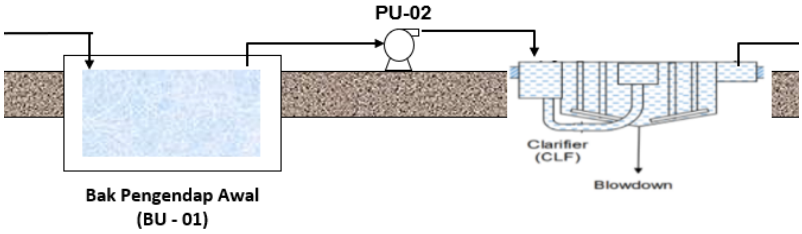
Nama Alat	:	Pompa Utilitas - 1 (PU-01)
Fungsi	:	Memompa air sungai (H_2O) dari Kanal (K-01) menuju Bak Pengendap Awal (BU-01)
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage
Tipe Impeller	:	Francis - Screw Field
Spesifikasi Pipa		
NPS	:	2 $^{1/2}$ in = 0.0127 m
Sch no	:	40
OD	:	2.88 in = 0.0732 m
ID	:	2.469 in = 0.0627 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel
Laju Alir	:	9.2186 m^3/jam
Total Head	:	8.4907 m
Daya yang dibutuhkan	:	1.452 hp
Daya Motor	:	1.5 hp
NPSHr	:	0.2059 m
NPSHa	:	12.4653 m

Perancangan Pompa Utilitas - 2 (PU-02)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa air (H_2O) dari Pengendap Awal (BU-01) menuju Clarifier (CLF-01)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{0}C)
Densitas = 995.65 kg/m^3
Viskositas cairan = 0.8177 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	p (kg/m^3)	μ (Cp)
H_2O	9178.4928	509.9163	995.65	0.8177

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{9178.493 \text{ kg/jam}}{995.6500 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 9.2186 \text{ m}^3\text{/jam} = 0.0026 \text{ m}^3\text{/detik}$$

$$= 0.0904 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.32)

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1.5 m

Titik 2
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 3.0000 m

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3.9 x (0.0904 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (62.1564 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 2.2624 in
= 0.0575 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 2 1/2
Sch no = 40
OD = 2.88 in
ID = 2.469 in = 0.0627 m
At = 4.79 in² = 0.0031 m²

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0026 \text{ m}^3/\text{detik}}{0.0031 \text{ m}^2}$$

$$= 0.829 \text{ m/detik}$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 0.829 \text{ m/detik}$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{995.65 \text{ kg/m}^3 \times 0.829 \text{ m/detik} \times 0.0627 \text{ m}}{0.00082 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 63{,}274.21$$

Bahan Konstruksi Pipa

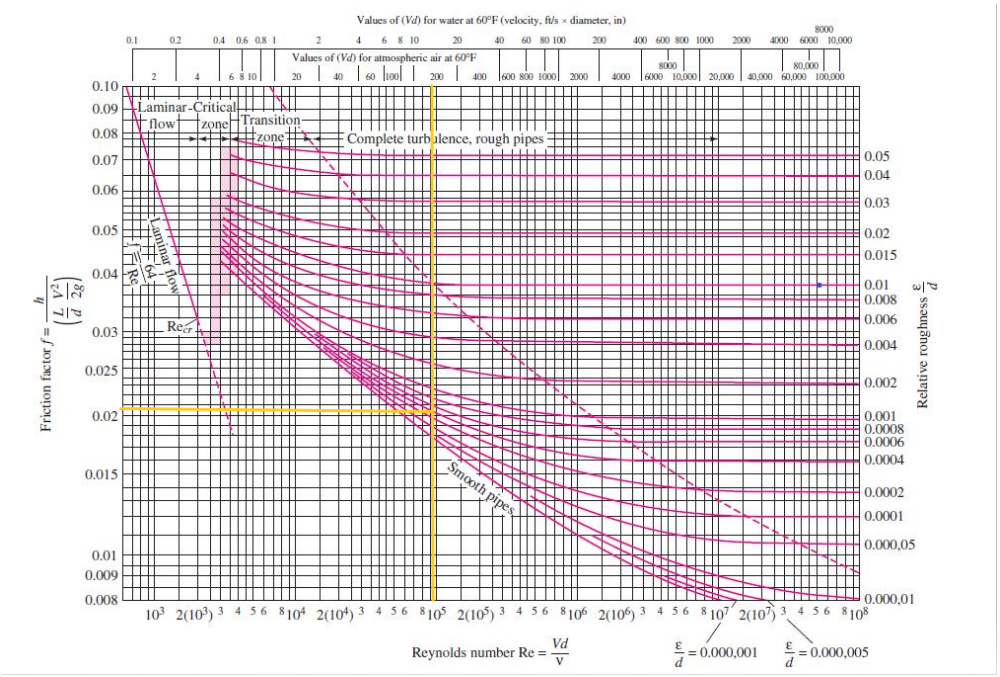
Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted 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

Dipilih bahan pipa : Commercial Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.00015 ft = 0.00004572 m
Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$$= \frac{0.00004572 \text{ m}}{0.0627 \text{ m}}$$

$$= 0.00072904 \text{ m}$$



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.021

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

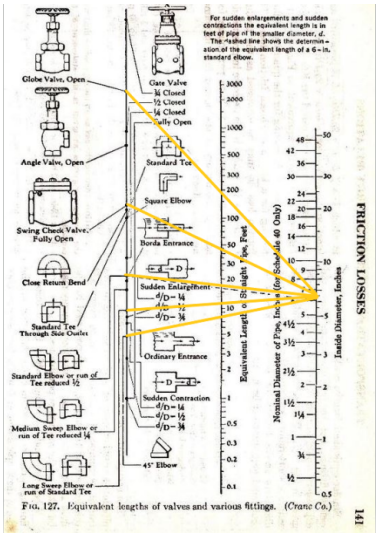


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	6	6	1.8288
Sudden Constraction	1	3	3	0.9144
Check Valve	1	16	16	4.8768
Globe Valve	1	70	70	21.336
Elbow	4	4	16	4.8768
Panjang Pipa Lurus				4.5000
Total Panjang (L+Le)				38.3328

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{995.65 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{0.829 \text{ m}^3/\text{detik}^2 - 0.829 \text{ m}^3/\text{detik}^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 3.0000 \text{ m} - 2 \text{ m}$$

$$= 1.5000 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.021 \times 0.829\ ^2\ m^3/detik \times 38.3328\ m}{2 \times 9.8\ m/s^2 \times 0.0627\ m}$$

$$= 0.449674\ m$$

Total Head

$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

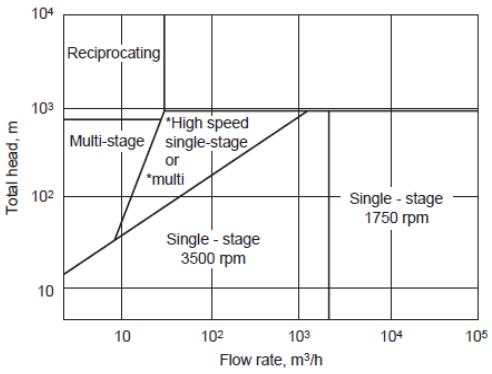
$$= 0\ m + 0\ m + 1.5000\ m + 0.4497\ m$$

$$= 1.9497\ m$$

Jenis Pompa

Q = 9.2186 m^3/jam

H = 1.9497 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

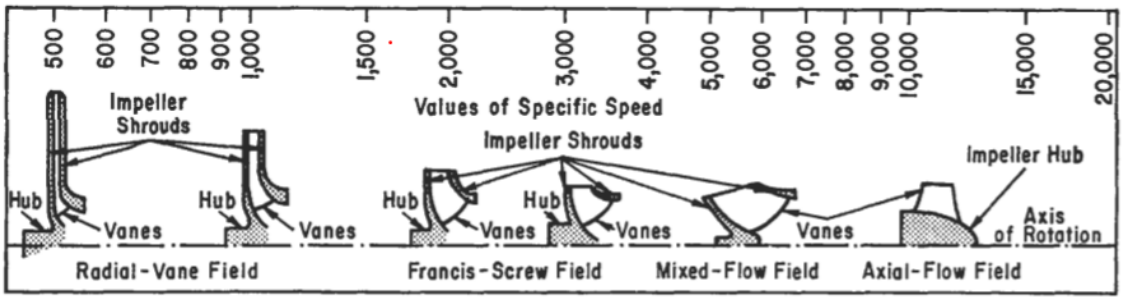
Dengan :

n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	40.59	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	6.397	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 5543.8054

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Mixed - Flow Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^oC = 303 K

Komponen	Fraksi Mol (Yi)	Po
H_2O	995.65	31.591508

Tekanan = 31.591508 mmHg
= 0.0416 atm
= 0.6109 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia
Pa = Tekanan operasi = 14.7 psi
Pv = Tekanan uap murni = 0.6109 psi
S = Suction Head = -1.5 m
= -4.9213 ft
Hf = Friction Head = 0.449674 m
= 1.47531 ft

spgr = Densitas Fluida / Densitas Air = 62.156 lb/ft³ / 62.4 lb/ft³

= 0.9961

Maka :

NPSHa = 26.2674 ft

= 8.0063 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm

Q = 0.0026 m³/detik

= 0.1536 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.6754 ft

= 0.2059 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

BHP = Q x H x *p* / eff

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

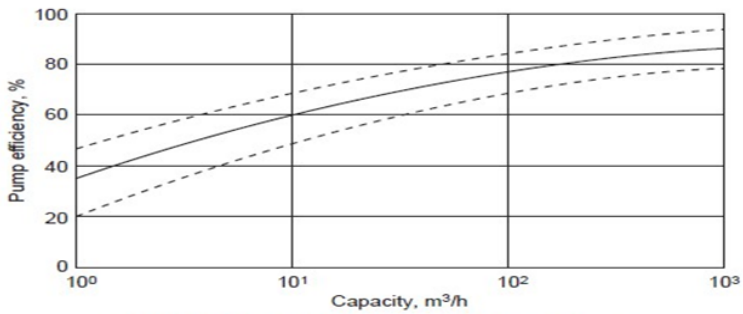


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 9.2186 m³/jam

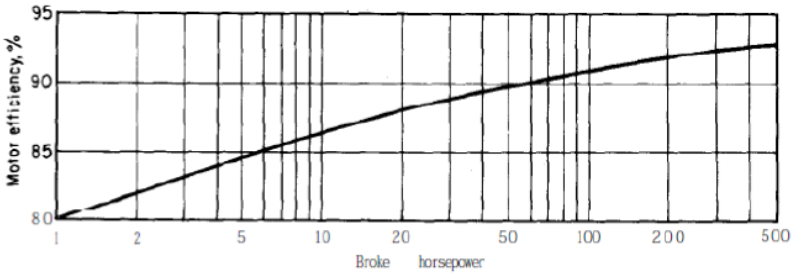
eff = 0.7

Maka,

$$BHP = \frac{0.0904 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 6.397 \text{ ft} \times 62.156 \text{ lb/ft}^3}{0.7}$$

$$= 51.3633 \text{ lb.ft/detik}$$

$$= 0.9339 \text{ Hp}$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 84%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{0.9339 \text{ Hp}}{80\ \%}$$

$$= 1.17 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 1.5 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

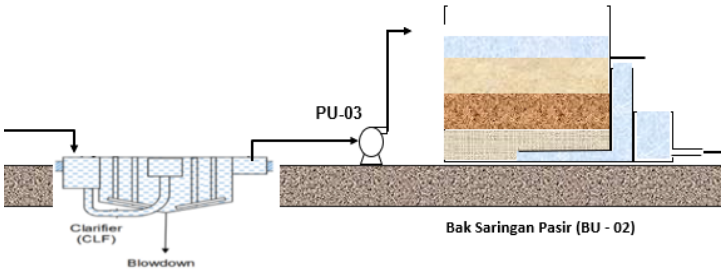
Nama Alat	:	Pompa Utilitas - 2 (PU-03)
Fungsi	:	Memompa air (H_2O) dari Pengendap Awal (BU-01) menuju Clarifier (CLF-01)
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage
Tipe Impeller	:	Mixed - Flow Field
Spesifikasi Pipa		
NPS	:	2 1/2 in = 0.0127 m
Sch no	:	40
OD	:	2.88 in = 0.0732 m
ID	:	2.469 in = 0.0627 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel
Laju Alir	:	9.2186 m^3/jam
Total Head	:	1.9497 m
Daya yang dibutuhkan	:	1.167 hp
Daya Motor	:	1.5 hp
NPSHr	:	0.2059 m
NPSHa	:	8.0063 m

Perancangan Pompa Utilitas (PU - 03)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa air (H_2O) dari Clarifier (CLF - 01) menuju Bak Saringan Pasir (BU - 02)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{0}C)
Densitas = 995.65 kg/m^3
Viskositas cairan = 0.8177 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	p (kg/m^3)	μ (Cp)
H_2O	9178.4928	509.9163	995.65	0.8177

Kapasitas Pompa

Kecepatan Volumetrik Cairan (Q) $= \dfrac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$

$= \dfrac{9178.493 \text{ kg/jam}}{995.6500 \text{ kg/m}^3}$

$= 9.2186 \text{ m}^3\text{/jam} = 0.0026 \text{ m}^3\text{/detik}$

$= 0.0904 \text{ ft}^3\text{/detik}$

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.32)

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 2 m

Titik 2
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 3.45 m

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3.9 x (0.0904 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (62.1564 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 2.2624 in
= 0.0575 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 2 1/2
Sch no = 40
OD = 2.88 in
ID = 2.332 in = 0.0592 m
At = 4.23 in² = 0.0027 m²

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0026 \text{ m}^3/\text{detik}}{0.0027 \text{ m}^2}$$

$$= 0.938 \text{ m/detik}$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 0.938 \text{ m/detik}$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{995.65 \text{ kg/m}^3 \times 0.938 \text{ m/detik} \times 0.0592 \text{ m}}{0.00082 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 67{,}675.17$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

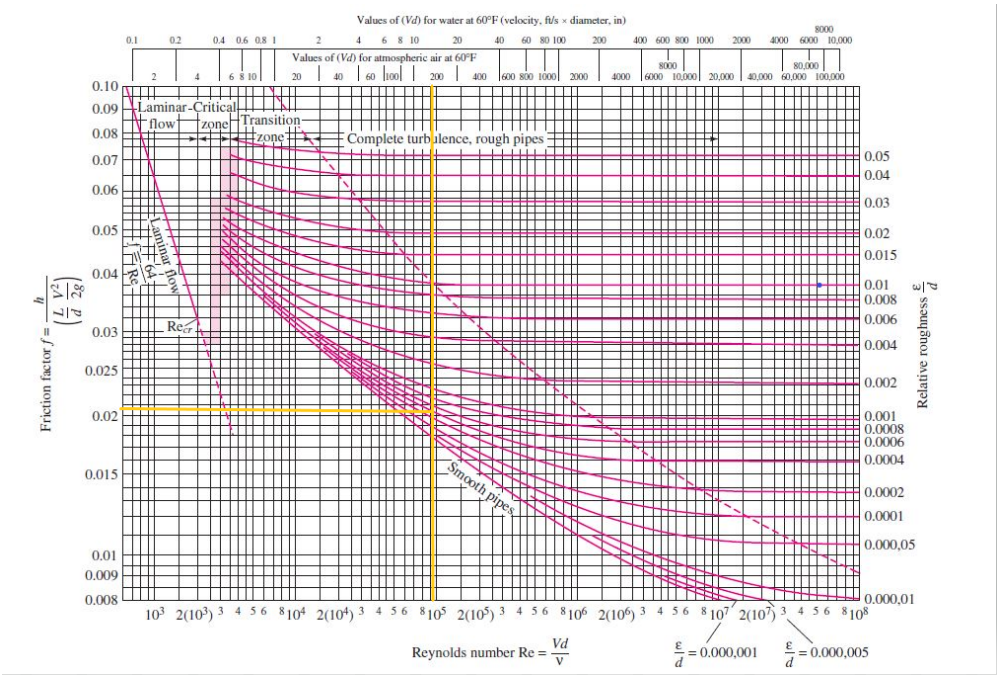
Dipilih bahan pipa : Commercial Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.00015 ft = 0.00004572 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

= $\frac{0.00004572 \quad m}{0.0592 \quad m}$

= 0.00077187 m

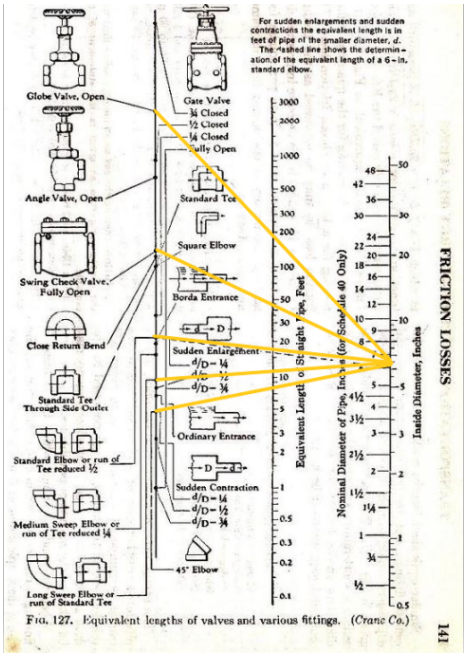


Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.021

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :



Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	6	6	1.8288
Sudden Constraction	1	3	3	0.9144
Check Valve	1	16	16	4.8768
Globe Valve	1	70	70	21.336
Elbow	4	4	16	4.8768
Panjang Pipa Lurus				5.4478
Total Panjang (L+Le)				39.2806

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{995.65 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{0.938 \text{ }^2 \text{ m}^3\text{/detik} - 0.938 \text{ }^2 \text{ m}^3\text{/detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

Hs = $Z_2 - Z_1$

= 3.45 m - 2 m

= 1.4478 m

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.021 \times 0.938\ ^2\ m^3/detik \times 39.2806\ m}{2 \times 9.8\ m/s^2 \times 0.0592\ m}$$

= 0.625587 m

Total Head

H = Hp + Hv + Hs + Hf

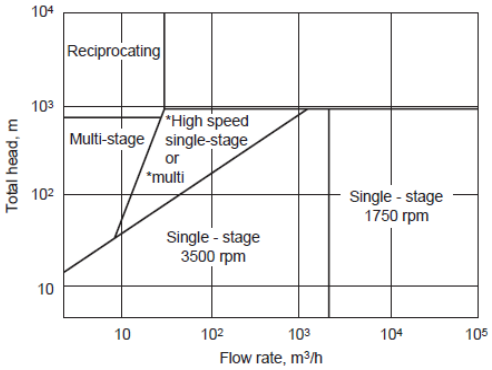
= 0 m + 0 m + 1.4478 m + 0.6256 m

= 2.0734 m

Jenis Pompa

Q = 9.2186 m^3/jam

H = 2.0734 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Dengan :

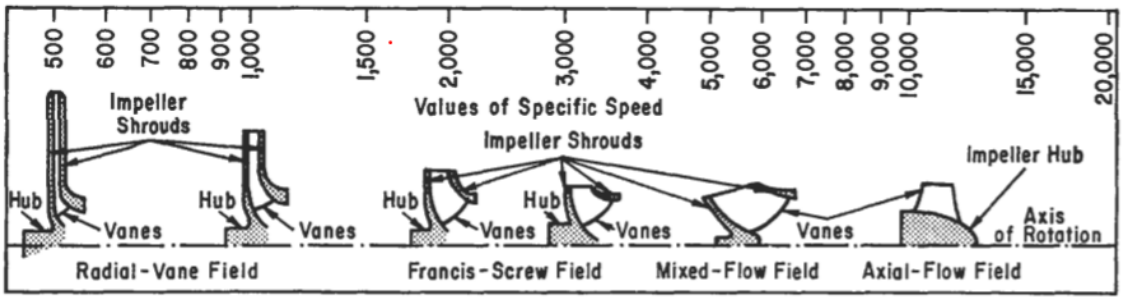
n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	40.59	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	6.802	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 5293.8193

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Mixed - Flow Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^{0}C = 303 K

Komponen	Fraksi Mol (Yi)	Po
H_2O	995.65	31.591508

Tekanan	=	31.591508	mmHg
	=	0.0416	atm
	=	0.6109	Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa	=	NPSH yang tersedia			
Pa	=	Tekanan operasi	=	14.7	psi
Pv	=	Tekanan uap murni	=	0.6109	psi

S = Suction Head = -2 m
= -6.5617 ft

Hf = Friction Head = 0.625587 m
= 2.05245 ft

spgr = $\frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}}$ = $\frac{62.156 \text{ lb/ft}^3}{62.4 \text{ lb/ft}^3}$
= 0.9961

Maka :

NPSHa = 24.0499 ft
= 7.3304 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0026 m³/detik
= 0.1536 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.6754 ft
= 0.2059 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

BHP = $\frac{Q \times H \times p}{\text{eff}}$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

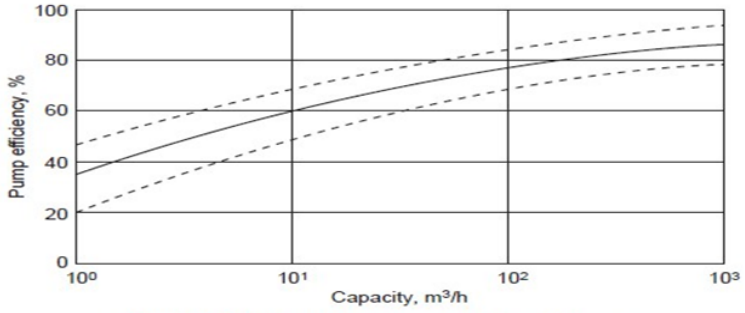


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

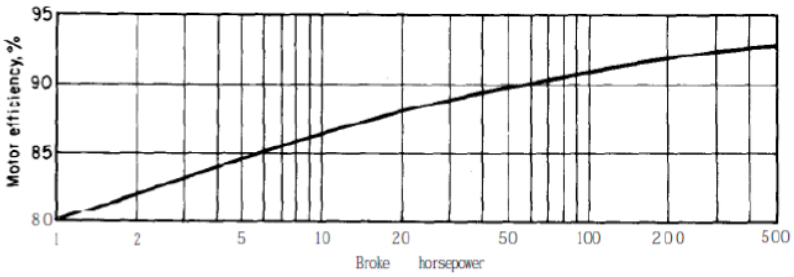
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 9.2186 m³/jam
eff = 0.7

Maka,

$$BHP = \frac{0.0904\ ft^3/detik \times 6.802\ ft \times 62.156\ lb/ft^3}{0.7}$$

= 54.6225 lb.ft/detik
= 0.9931 Hp



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 84%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{0.9931\ Hp}{80\ \%}$$

= 1.18 Hp

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 1.5 Hp

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

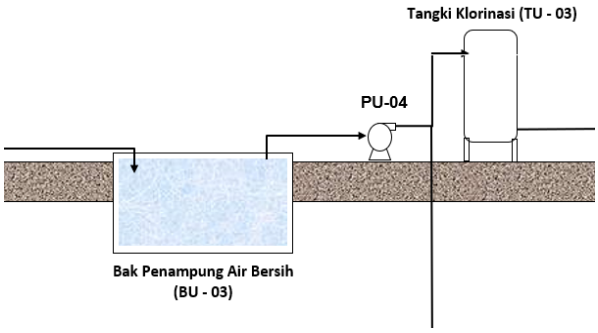
Nama Alat	:	Pompa Utilitas - 3 (PU-03)
Fungsi	:	Memompa air (H_2O) dari Clarifier (CLF - 01) menuju Bak Saringan Pasir (BU - 02)
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage
Tipe Impeller	:	Mixed - Flow Field
Spesifikasi Pipa		
NPS	:	2 1/2 in = 0.0127 m
Sch no	:	40
OD	:	2.88 in = 0.0732 m
ID	:	2.332 in = 0.0592 m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel
Laju Alir	:	9.2186 m^3/jam
Total Head	:	2.0734 m
Daya yang dibutuhkan	:	1.182 hp
Daya Motor	:	1.5 hp
NPSHr	:	0.2059 m
NPSHa	:	7.3304 m

Perancangan Pompa Utilitas - 4 (PU-04)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa air (H_2O) dari Bak Air Bersih (BU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-01), Unit Refrigeran dan Kation Exchanger (KE-01)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{0}C)
Densitas = 995.65 kg/m^3
Viskositas cairan = 0.8177 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	p (kg/m^3)	μ (Cp)
H_2O	9178.4928	509.9163	995.65	0.8177

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{9178.493 \text{ kg/jam}}{995.6500 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 9.2186 \text{ m}^3\text{/jam} = 0.0026 \text{ m}^3\text{/detik}$$

$$= 0.0904 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.32)

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = -2 m

Titik 2
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 4.0084 m

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \, . \, q^{0{,}45} \, . \, \rho^{0{,}13}$$

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3.9 x (0.0904 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (62.1564 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 2.2624 in
= 0.0575 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS	=	2 1/2				
Sch no	=	40				
OD	=	2.88	in			
ID	=	2.332	in	=	0.0592	m
At	=	4.23	in^2	=	0.0027	m^2

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0026 \ m^3/detik}{0.0027 \ m^2}$$

$$= 0.938 \ m/detik$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 0.938 \ m/detik$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{995.65 \ kg/m^3 \times 0.938 \ m/detik \times 0.0592 \ m}{0.00082 \ kg/m.s}$$

$$= 67{,}675.17$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

Dipilih bahan pipa : Commercial Steel

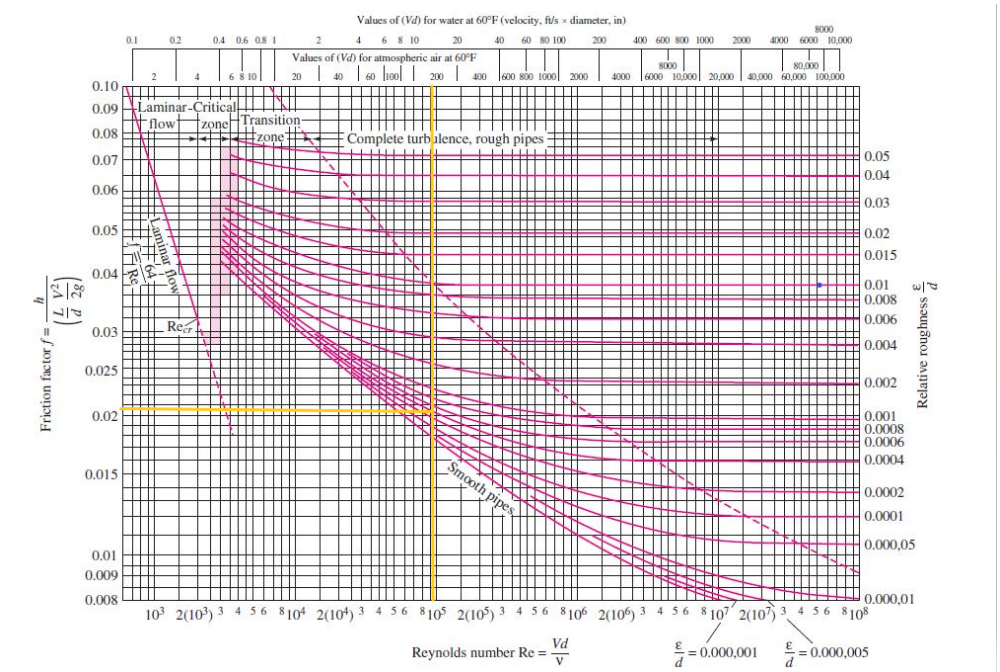
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.00015 ft = 0.00004572 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

= $\frac{0.00004572 \text{ m}}{0.0592 \text{ m}}$

= 0.00077187 m



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.021

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

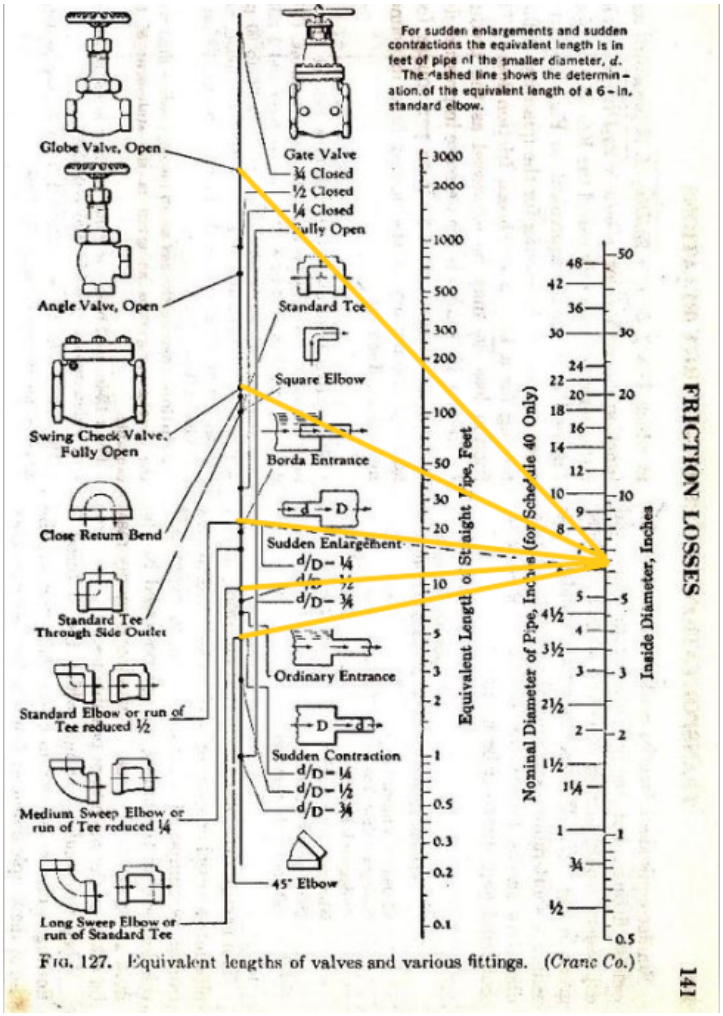


Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	6	6	1.8288
Sudden Constraction	1	3	3	0.9144
Check Valve	1	16	16	4.8768
Globe Valve	1	70	70	21.336
Elbow	4	4	16	4.8768
Panjang Pipa Lurus				6.0084
Total Panjang (L+Le)				39.8412

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{\rho . g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{995.65 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{0.938 \text{ m}^3/\text{detik}^2 - 0.938 \text{ m}^3/\text{detik}^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

$$Hs = Z_2 - Z_1$$

$$= 4.0084 \text{ m} - -2 \text{ m}$$

$$= 6.0084 \text{ m}$$

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.021 \times 0.938 \text{ m}^3/\text{detik}^2 \times 39.8412 \text{ m}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times 0.0592 \text{ m}}$$

$$= 0.634516 \text{ m}$$

Total Head

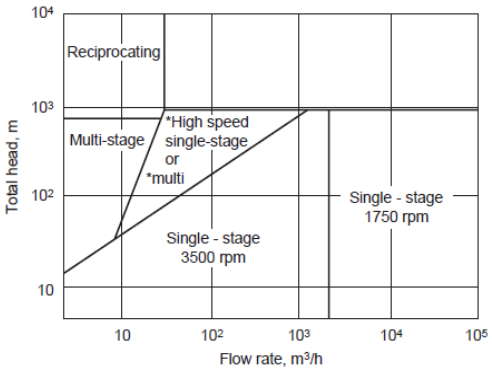
$$H = Hp + Hv + Hs + Hf$$

$$= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 6.0084 \text{ m} + 0.6345 \text{ m}$$

$$= 6.6429 \text{ m}$$

Jenis Pompa

Q = 9.2186 m³/jam
H = 6.6429 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Dengan :

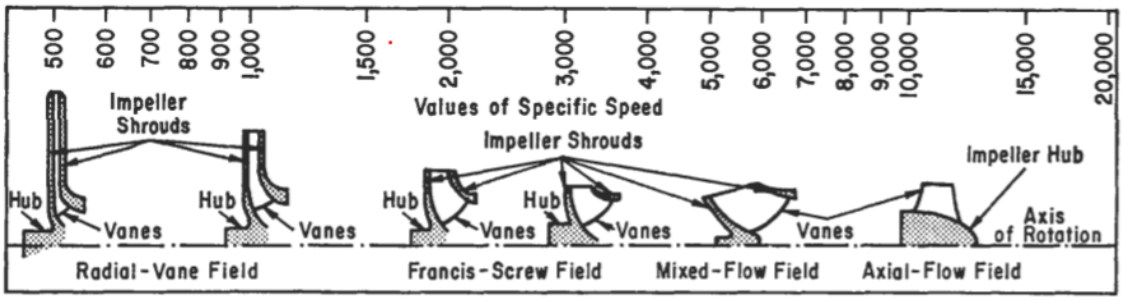
n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	40.59	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	21.794	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 2210.5936

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Francis - Screw Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^{0}C = 303 K

Komponen	Fraksi Mol (Yi)	Po
H_2O	995.65	31.591508

Tekanan = 31.591508 mmHg
= 0.0416 atm
= 0.6109 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa	=	NPSH yang tersedia			
Pa	=	Tekanan operasi	=	14.7	psi
Pv	=	Tekanan uap murni	=	0.6109	psi
S	=	Suction Head	=	2	m
			=	6.5617	ft
Hf	=	Friction Head	=	0.634516	m
			=	2.08174	ft

spgr = $\frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}}$ = $\frac{62.156 \text{ lb/ft}^3}{62.4 \text{ lb/ft}^3}$

= 0.9961

Maka :

NPSHa = 37.1439 ft

= 11.3215 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm

Q = 0.0026 m³/detik

= 0.1536 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.6754 ft

= 0.2059 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

BHP = $\frac{\text{Q x H x } \rho}{\text{eff}}$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

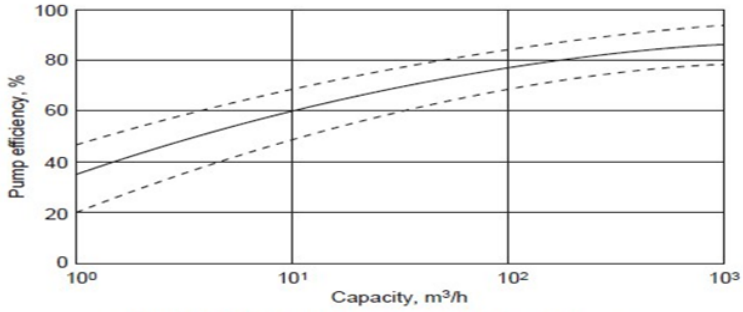


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 9.2186 m³/jam

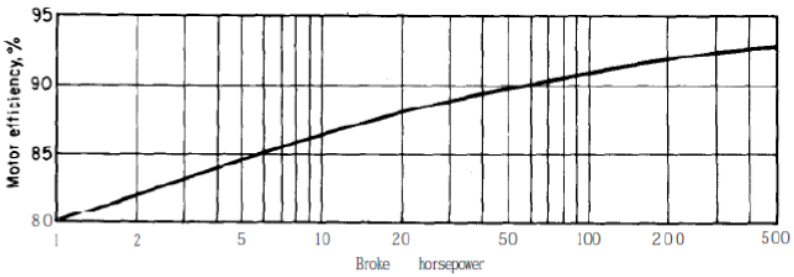
eff = 0.7

Maka,

$$BHP = \frac{0.0904 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 21.794 \text{ ft} \times 62.156 \text{ lb/ft}^3}{0.7}$$

$$= 175.0054 \text{ lb.ft/detik}$$

$$= 1.5910 \text{ Hp}$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 84%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{1.5910 \text{ Hp}}{84\ \%}$$

$$= 1.89 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 2 Hp

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

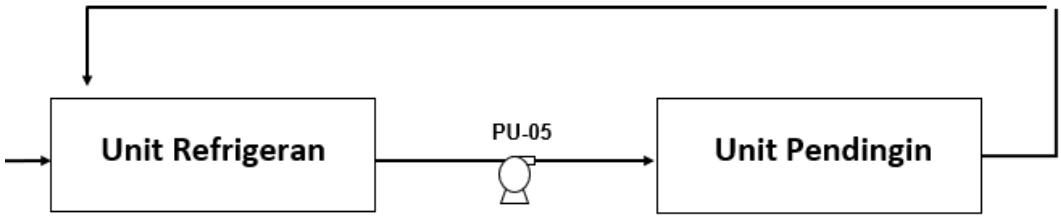
Nama Alat	:	Pompa Utilitas - 4 (PU-04)				
Fungsi	:	Memompa air (H_2O) dari Bak Air Bersih (BU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-01), Unit Refrigeran dan Kation Exchanger (KE-01)				
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage				
Tipe Impeller	:	Francis - Screw Field				
Spesifikasi Pipa						
NPS	:	2 $^{1/2}$	in	=	0.0127	m
Sch no	:	40				
OD	:	2.88	in	=	0.0732	m
ID	:	2.332	in	=	0.0592	m
Bahan Pipa	:	Stainless Steel				
Laju Alir	:	9.2186	m^3/jam			
Total Head	:	6.6429	m			
Daya yang dibutuhkan	:	1.894	hp			
Daya Motor	:	2	hp			
NPSHr	:	0.2059	m			
NPSHa	:	11.3215	m			

Perancangan Pompa Utilitas - 5 (PU-05)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 6 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa air (H_2O) dari Unit Refrigerasi menuju alat - alat dengan kebutuhan proses pendinginan



Data:

Suhu = 279 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{0}C)
Densitas = 995.65 kg/m^3
Viskositas cairan = 0.8177 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	p (kg/m^3)	μ (Cp)
H_2O	21623.8008	1201.3223	995.65	0.8177

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{21623.801 \text{ kg/jam}}{995.6500 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 21.7183 \text{ m}^3\text{/jam} = 0.0060 \text{ m}^3\text{/detik}$$

$$= 0.2130 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.32)

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1

Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar

Elevasi, Z_1 = 1 m

Titik 2

Tekanan, P_2 = 1.01325 bar

Elevasi, Z_2 = 12.0335 m

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

D_{opt} = Diameter optimum (in)

q = Laju alir fluida (ft^3/detik)

p = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3.9 x (0.2130 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (62.1564 lb/ft^3)$^{0'13}$

= 3.3268 in

= 0.0845 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 4

Sch no = 40

OD = 4.5 in

ID = 4.026 in = 0.1023 m

At = 121.7 in² = 0.0785 m²

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0060 \text{ m}^3/\text{detik}}{0.0785 \text{ m}^2}$$

$$= 0.077 \text{ m/detik}$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 0.077 \text{ m/detik}$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{995.65 \text{ kg/m}^3 \times 0.077 \text{ m/detik} \times 0.1023 \text{ m}}{0.00082 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 9{,}567.20$$

Bahan Konstruksi Pipa

Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	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

Dipilih bahan pipa : Commercial Steel

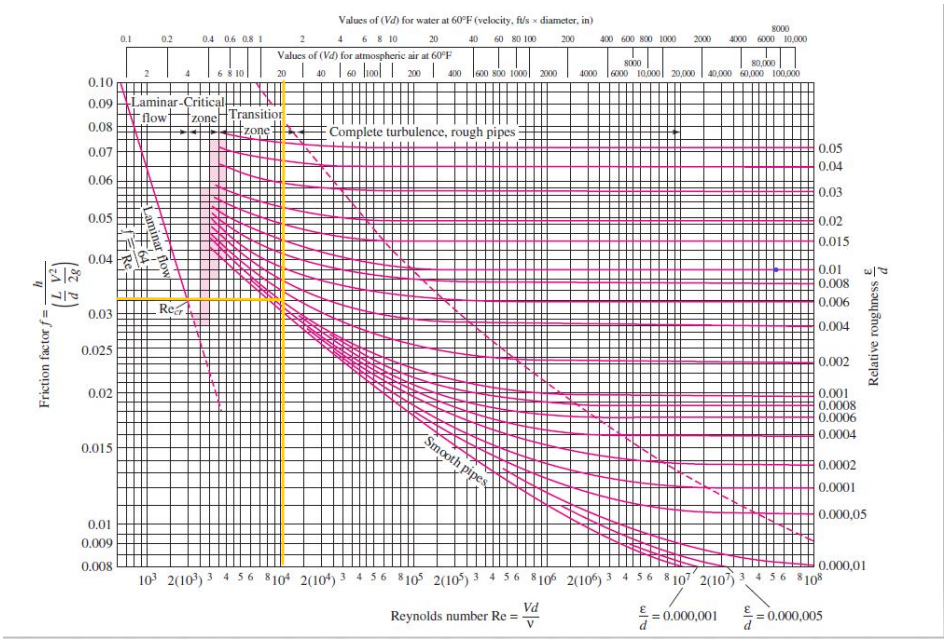
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.00015 ft = 0.00004572 m

Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$$= \frac{0.00004572 \text{ m}}{0.1023 \text{ m}}$$

= 0.00044709 m

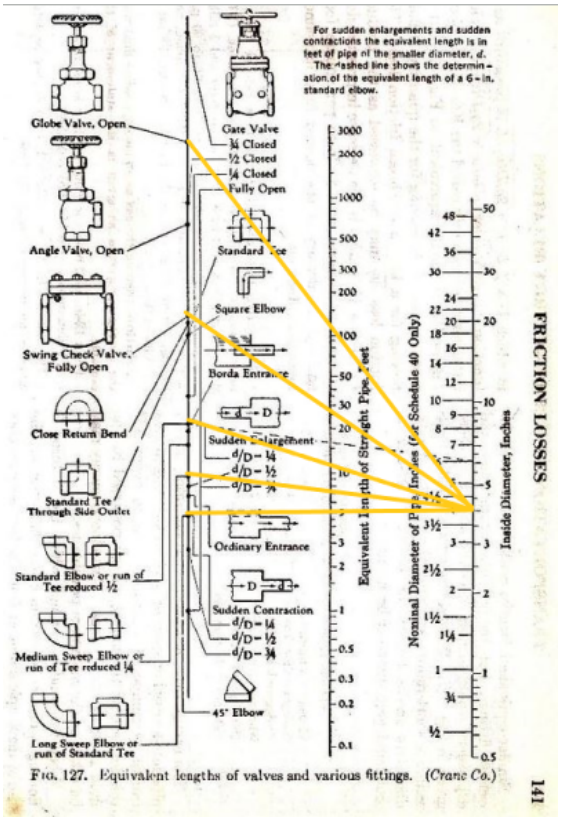


Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.032

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :



Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	12	12	3.6576
Sudden Constraction	1	5	5	1.524
Check Valve	1	30	30	9.144
Globe Valve	1	105	105	32.004
Elbow	10	8	80	24.384
Panjang Pipa Lurus				13.0335
Total Panjang (L+Le)				83.74708

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{995.65 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{0.077^2 \text{ m}^3/\text{detik} - 0.077^2 \text{ m}^3/\text{detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

Hs = $Z_2 - Z_1$
= 12.0335 m - 1 m
= 11.0335 m

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.032 \times 0.077^{2}\ m^3/detik \times 83.7471\ m}{2 \times 9.8\ m/s^2 \times 0.1023\ m}$$

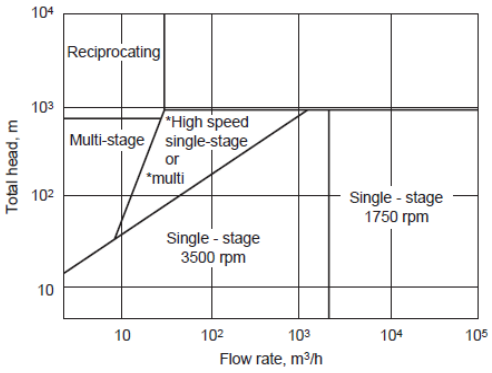
= 0.007894 m

Total Head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 0 m + 0 m + 11.0335 m + 0.0079 m
= 11.0414 m

Jenis Pompa

Q = 21.7183 m³/jam
H = 11.0414 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

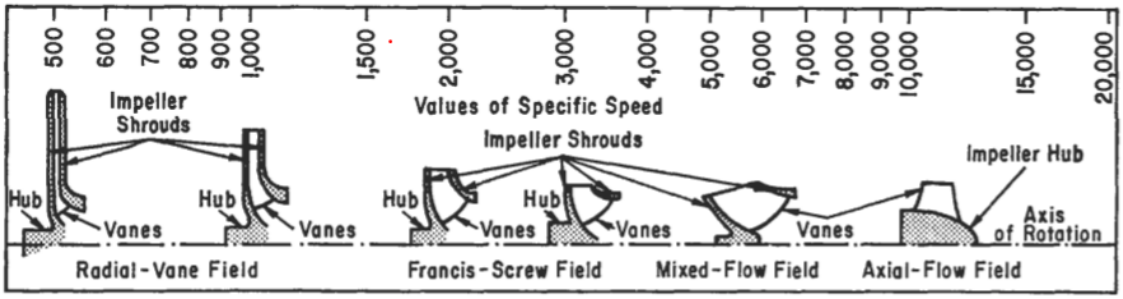
Dengan :

n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	95.62	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	36.225	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 2317.8865

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :
Jenis Impeller = Francis - Screw Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^oC = 303 K

Komponen	Fraksi Mol (Yi)	Po
H_2O	995.65	31.591508

Tekanan = 31.591508 mmHg
= 0.0416 atm
= 0.6109 Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa = NPSH yang tersedia

Pa	=	Tekanan operasi	=	14.7	psi
Pv	=	Tekanan uap murni	=	0.6109	psi
S	=	Suction Head	=	1	m
			=	3.2808	ft
Hf	=	Friction Head	=	0.007894	m
			=	0.02590	ft
spgr	=	$\frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}}$	=	$\frac{62.156 \text{ lb/ft}^3}{62.4 \text{ lb/ft}^3}$	
			=	0.9961	

Maka :

NPSHa = 35.9190 ft
= 10.9481 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0060 m³/detik
= 0.3620 m³/menit

Maka :

NPSHr = 1.1959 ft
= 0.3645 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times p}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

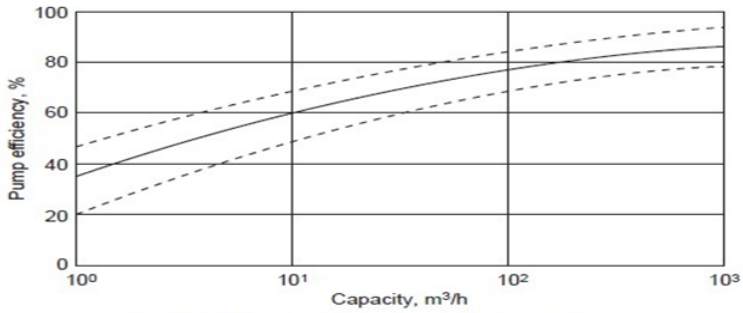


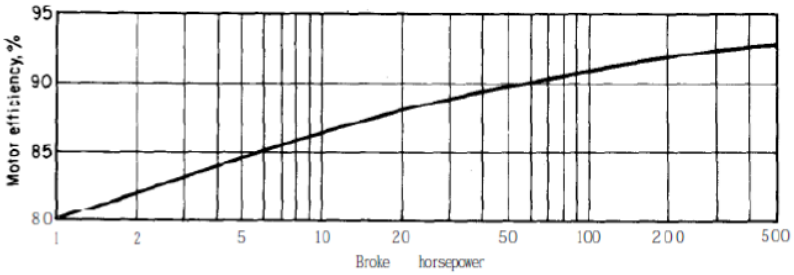
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Q = 21.7183 m³/jam
eff = 0.7

Maka,

$$BHP = \frac{0.2130 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 36.225 \text{ ft} \times 62.156 \text{ lb/ft}^3}{0.7}$$

= 685.2908 lb.ft/detik
= 1.2460 Hp



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 82%.

Maka,

$$\text{Daya} = \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi Motor}}$$

$$= \frac{1.2460 \text{ Hp}}{82\ \%}$$

= 1.52 Hp

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 2 Hp

KESIMPULAN

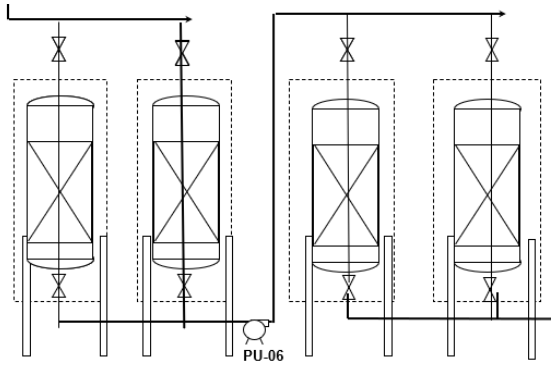
Nama Alat	:	Pompa Utilitas (PU-05)			
Fungsi	:	Memompa air (H_2O) dari Unit Refrigerasi menuju alat - alat dengan kebutuhan proses pendinginan			
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage			
Tipe Impeller	:	Francis - Screw Field			
Spesifikasi Pipa					
NPS	:	4	in	=	0.0127 m
Sch no	:	40			
OD	:	4.5	in	=	0.1143 m
ID	:	4.026	in	=	0.1023 m
Bahan Pipa	:	Commercial Steel			
Laju Alir	:	21.7183	m^3/jam		
Total Head	:	11.0414	m		
Daya yang dibutuhkan	:	1.519	hp		
Daya Motor	:	2	hp		
NPSHr	:	0.3645	m		
NPSHa	:	10.9481	m		

Perancangan Pompa Utilitas - 6 (PU-06)

Kondisi Operasi Pompa

Suhu: 30 ^{0}C
Tekanan: 1 atm

Fungsi: Memompa air proses (H_2O) dari Kation Exchanger (KE-01) ke Anion Exchanger (AE-01) dan Mixer - 1 (M-01)



Data:

Suhu = 303 K (Asumsi bahwa suhu luar ruangan sekitar 30^{0}C)
Densitas = 995.65 kg/m^3
Viskositas cairan = 0.8177 Cp

Data Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	p (kg/m^3)	μ (Cp)
H_2O	8099.3608	449.9645	995.65	0.8177

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{8099.361 \text{ kg/jam}}{995.6500 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 8.1347 \text{ m}^3\text{/jam} = 0.0023 \text{ m}^3\text{/detik}$$

$$= 0.0798 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu centrifugal pump dengan alasan sebagai berikut :

1) Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia baik untuk mengalirkan bahan maupun produk air,air umpan bolier , sirkulasi kondensor, dsb dengan viskositas yang relatif rendah.

2) Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 Mpa (473,723 atm).

3) Biaya relatif murah.

4) Tidak memakan banyak tempat.

5) Dapat digunakan dengan penggerak motor atau turbin

(Perry's Chemical Engineering Handbook 8 th., 2008 hal 10.32)

Menentukan Titik Pompa

Penentuan titik pompa yaitu sebagai berikut:

Titik 1
Tekanan, P_1 = 1 atm = 1.01325 bar
Elevasi, Z_1 = 1 m

Titik 2
Tekanan, P_2 = 1.01325 bar
Elevasi, Z_2 = 3.2608 m

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

D_{opt} = 3.9 x (0.0798 ft^3/detik)$^{0'45}$ x (62.1564 lb/ft^3)$^{0'13}$
= 2.1385 in
= 0.0543 m

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 2 1/2
Sch no = 40
OD = 2.88 in
ID = 2.469 in = 0.0627 m
At = 4.79 in² = 0.0031 m²

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V_1 = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.0023 \text{ m}^3/\text{detik}}{0.0031 \text{ m}^2}$$

$$= 0.731 \text{ m/detik}$$

$$V_2 = V_1$$

$$= 0.731 \text{ m/detik}$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{995.65 \text{ kg/m}^3 \times 0.731 \text{ m/detik} \times 0.0627 \text{ m}}{0.00082 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 55{,}834.95$$

Bahan Konstruksi Pipa

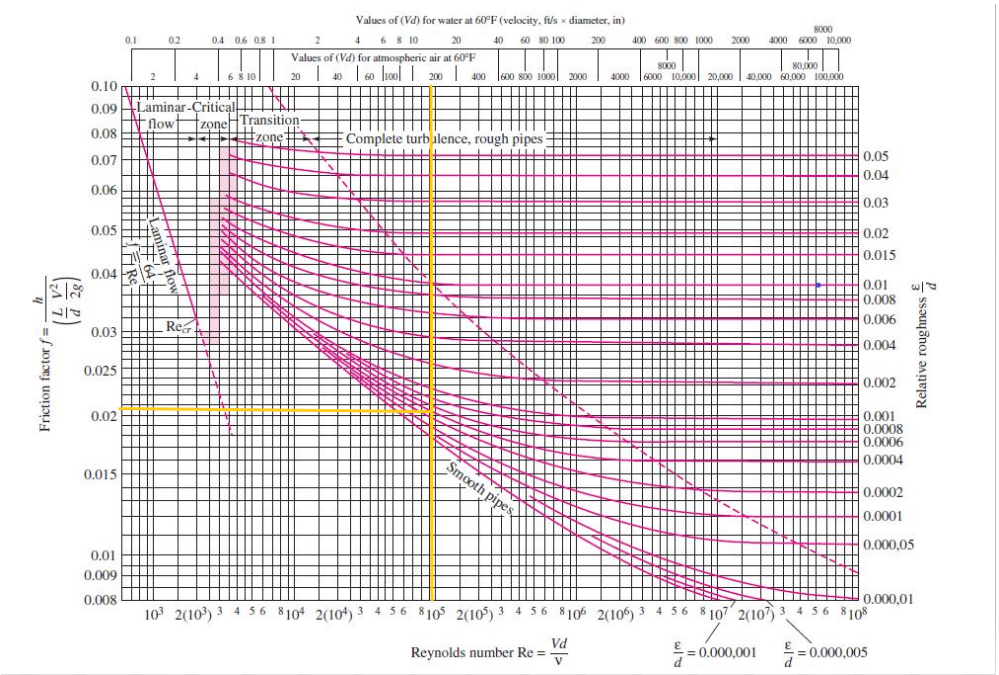
Material	Condition	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted 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

Dipilih bahan pipa : Commercial Steel
Dari Tabel 6.1 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 371 didapatkan :

Dimana nilai kekerasan (ε) = 0.00015 ft = 0.00004572 m
Kekerasan relatif (er) = $\frac{\varepsilon}{ID}$

$$= \frac{0.00004572 \text{ m}}{0.0627 \text{ m}}$$

$$= 0.00072904 \text{ m}$$



Dari Fig 6.13 “Fluid Mechanics”, White (2011), hal 370 didapatkan :

friction factor (f) = 0.023

Panjang Ekivalen Pipa

Dari fig. 127 “Unit Operations”, Brown (1950), hal 141 didapatkan :

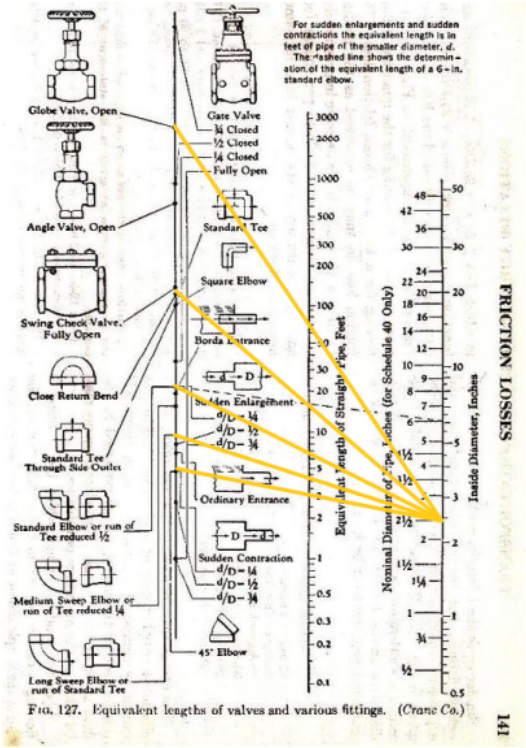


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Equivalent Length	Jumlah	Le (ft)	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Sudden Enlargement	1	7	7	2.1336
Sudden Constraction	1	3	3	0.9144
Check Valve	1	15	15	4.572
Globe Valve	1	65	65	19.812
Elbow	10	4.5	45	13.716
Panjang Pipa Lurus				4.2608
Total Panjang (L+Le)				45.40878

Menghitung Head Pompa

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

Dengan :

g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{p.g}$$

$$= \frac{101325 \text{ pascal} - 101325 \text{ pascal}}{995.65 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$Hv = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g}$$

$$= \frac{0.731^2 \text{ m}^3/\text{detik} - 0.731^2 \text{ m}^3/\text{detik}}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Static Head

Hs = $Z_2 - Z_1$

= 3.2608 m - 1 m

= 2.2608 m

Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V_1^2 \times (L+Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$= \frac{0.023 \times 0.731\ ^2\ m^3/detik \times 45.4088\ m}{2 \times 9.8\ m/s^2 \times 0.0627\ m}$$

= 0.454291 m

Total Head

H = Hp + Hv + Hs + Hf

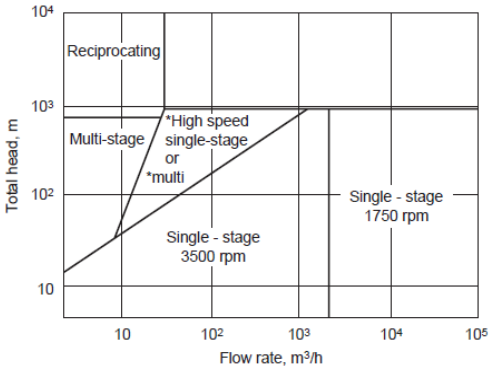
= 0 m + 0 m + 2.2608 m + 0.4543 m

= 2.7151 m

Jenis Pompa

Q = 8.1347 m^3/jam

H = 2.7151 m



Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 245, didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Dengan :

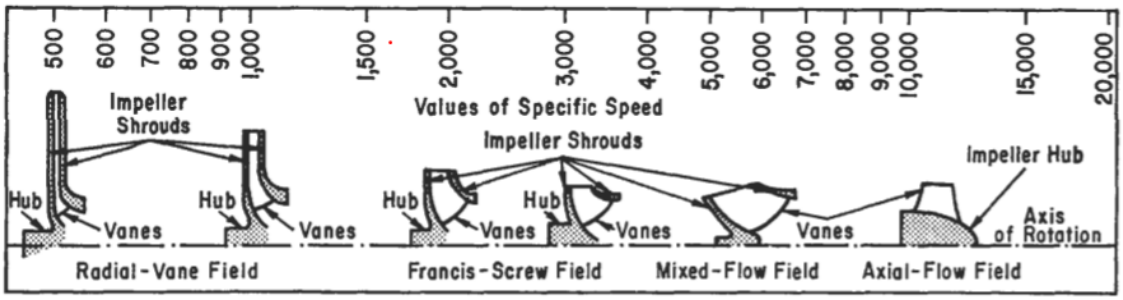
n	=	Putaran Pompa	=	3500	rpm
Q	=	Debit (gpm)	=	35.82	gal/menit
H	=	Head Pompa	=	8.908	ft
Ns	=	Specific Speed			

Maka,

Ns = 4062.4012

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Francis - Screw Field



Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku “Chemical Properties Handbook”, Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D	E
H_2O	29.8605	-3.15E+03	-7.3037	2.42E-09	1.81E-06

Suhu = 30 ^{0}C = 303 K

Komponen	Fraksi Mol (Yi)	Po
H_2O	995.65	31.591508

Tekanan	=	31.591508	mmHg
	=	0.0416	atm
	=	0.6109	Psi

Menghitung NPSH Available

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2{,}31}{spgr} - H_f$$

Dengan :

NPSHa	=	NPSH yang tersedia			
Pa	=	Tekanan operasi	=	14.7	psi
Pv	=	Tekanan uap murni	=	0.6109	psi

S = Suction Head = 1 m
= 3.2808 ft

Hf = Friction Head = 0.454291 m
= 1.49046 ft

spgr = $\frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}}$ = $\frac{62.156 \text{ lb/ft}^3}{62.4 \text{ lb/ft}^3}$
= 0.9961

Maka :

NPSHa = 34.4544 ft
= 10.5017 m

Menghitung NPSH Required

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

Dengan :

N = 3500 rpm
Q = 0.0023 m³/detik
= 0.1356 m³/menit

Maka :

NPSHr = 0.6214 ft
= 0.1894 m

Syarat NPSHa > NPSHr , maka tidak terjadi kavitasi

Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

BHP = $\frac{Q \times H \times p}{\text{eff}}$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh :

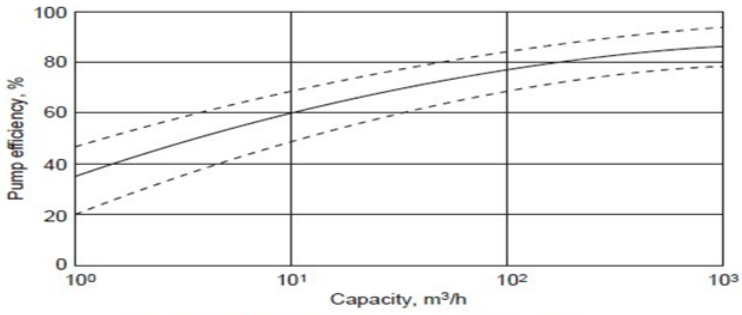


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

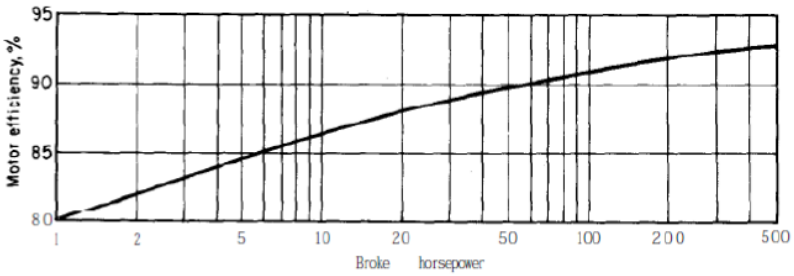
Q = 8.1347 m³/jam
eff = 0.55

Maka,

$$BHP = \frac{0.0798\ ft^3/detik \times 8.908\ ft \times 62.156\ lb/ft^3}{0.55}$$

$$= 80.3318\ lb.ft/detik$$

$$= 0.7303\ Hp$$



Berdasarkan Buku Plant Design and Economy for Chemical Engineering., 1991 by Peter and Timmerhaus fig 14.38 hal 521 diperoleh effisiensi motor sebesar 80%.

Maka,

$$Daya = \frac{BHP}{Efisiensi\ Motor}$$

$$= \frac{0.7303\ Hp}{80\ \%}$$

$$= 0.91\ Hp$$

Berdasarkan Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3rd by Ludwig, E.E. hal 628 dipilih daya motor standar 1 Hp

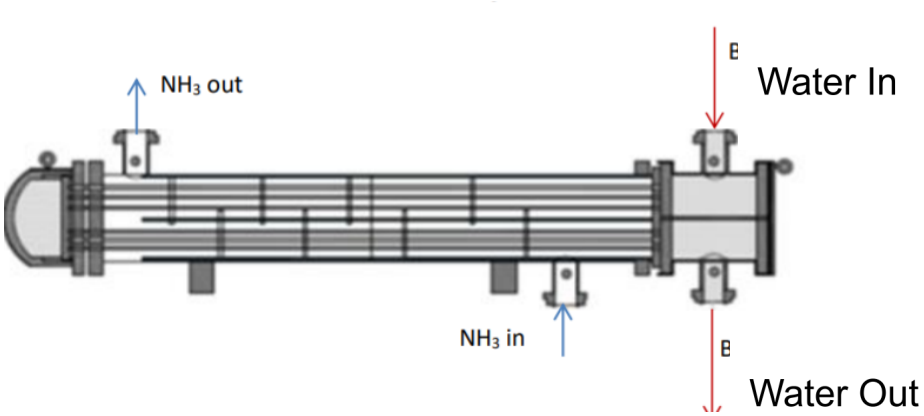
KESIMPULAN

Nama Alat	:	Pompa Utilitas - 6 (PU-06)
Fungsi	:	Memompa air proses (H_2O) dari Kation Exchanger (KE-01) ke Anion Exchanger (AE-01) dan Mixer - 1 (M-01)
Jenis Alat	:	Pompa Sentrifugal - Single Stage
Tipe Impeller	:	Francis - Screw Field
Spesifikasi Pipa		
NPS	:	2 $^{1/2}$ in = 0.0127 m
Sch no	:	40
OD	:	2.88 in = 0.0732 m
ID	:	2.469 in = 0.0627 m
Bahan Pipa	:	Commercial Steel
Laju Alir	:	8.1347 m^3/jam
Total Head	:	2.7151 m
Daya yang dibutuhkan	:	0.913 hp
Daya Motor	:	1 hp
NPSHr	:	0.1894 m
NPSHa	:	10.5017 m

Vaporizer Utilitas (VPU - 01)

Fungsi: Mendinginkan air dari suhu 30^{0}C menjadi 6^{0}C dengan media pendingin NH_3 suhu 0^{0}C sekaligus menguapkan Ammonia

Tipe: Shell and Tube Heat Exchanger



Data:

Suhu referensi	=	25	^{0}C	=	298 K
Suhu air masuk (T_1)	=	14	^{0}C	=	287 K
Suhu air keluar (T_2)	=	6	^{0}C	=	279 K
Suhu Ammonia Masuk (Tr_1)	=	-13.5	^{0}C	=	259.5 K
Suhu Ammonia Masuk (Tr_2)	=	-13.5	^{0}C	=	259.5 K

TABLE 2-232 Saturated Ammonia*

T, K	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
195.5[t]	0.0608	1.327.–3	15.648	−1110.1	380.1	4.203	11.827	4.73	4.25	0.715
200	0.0865	1.372.–3	11.237	−1088.8	388.5	4.311	11.698	4.61	4.07	0.709
210	0.1775	1.394.–3	5.729	−1044.1	406.7	4.529	11.438	4.38	3.69	0.685
220	0.3381	1.417.–3	3.135	−1000.6	424.1	4.731	11.207	4.35	3.34	0.661
230	0.6044	1.442.–3	1.822	−957.0	440.7	4.925	11.002	4.38	3.02	0.638
240	1.0226	1.468.–3	1.115	−912.9	456.2	5.113	10.817	4.43	2.73	0.615
250	1.6496	1.495.–3	0.712	−868.2	470.6	5.294	10.650	4.48	2.45	0.592
260	2.5529	1.524.–3	0.472	−823.1	483.8	5.471	10.498	4.54	2.20	0.569
270	3.8100	1.551.–3	0.324	−777.3	495.6	5.643	10.358	4.60	1.97	0.546
280	5.5077	1.589.–3	0.228	−730.9	506.0	5.811	10.228	4.66	1.76	0.523
290	7.741	1.626.–3	0.165	−683.8	514.7	5.975	10.108	4.73	1.58	0.500
300	10.61	1.666.–3	0.121	−636.0	521.5	6.135	9.994	4.82	1.41	0.477
310	14.24	1.710.–3	0.091	−587.2	526.1	6.293	9.885	4.91	1.26	0.454
320	18.72	1.760.–3	0.069	−537.5	528.2	6.448	9.779	5.02	1.13	0.431
330	24.20	1.815.–3	0.053	−486.7	527.5	6.602	9.675	5.17	1.02	0.408
340	30.79	1.878.–3	0.0410	−434.3	523.3	6.755	9.571	5.37	0.92	0.385
350	38.64	1.952.–3	0.0319	−380.0	515.1	6.908	9.465	5.64	0.83	0.361
360	47.90	2.039.–3	0.0249	−323.2	501.8	7.063	9.354	6.04	0.75	0.337
370	58.74	2.148.–3	0.0194	−262.6	481.9	7.222	9.235	6.68	0.69	0.313
380	71.35	2.291.–3	0.0149	−196.5	452.7	7.391	9.100	7.80	0.61	0.286
390	85.98	2.499.–3	0.0113	−120.9	408.1	7.578	8.935	10.3	0.50	0.254
400	103.0	2.882.–3	0.0077	−23.5	329.0	7.813	8.694	21.	0.39	0.21
405.4[c]	113.0	4.255.–3	0.0043	142.7	142.7	8.216	8.216	∞	0.25	∞

*P, v, h, and s values condensed from *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*. Copyright 1981 by the American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, Inc., and reproduced by permission of the copyright owner. c_p, μ, and k values are interpolated and converted from *Thermophysical Properties of Refrigerants*, ASHRAE, New York, 1976. t = triple point; c = critical point. The notation 1.327.–3 signifies 1.327×10^{-3}. At 195.5 K, the viscosity of the saturated liquid is 4.25×10^{-4} Pa·s.

Most recent tabulations of ammonia properties are based upon the extensive tabulation to 5000 bar, 750 K of Haar, L. and J. S. Gallagher, *J. Phys. Chem. Ref. Data*, **7**, 3 (1978): 635–792, which does, however, neglect dissociation. For tables to 70,000 psia, 920°F, see Stewart, R. B., R. T. Jacobsen, et al., *Thermodynamic Properties of Refrigerants*, ASHRAE, Atlanta, GA, 1986 (521 pp.). A chart in fps units corresponding with these tables appears on page 17.34 of the ASHRAE 1989 *Fundamentals Handbook*.

Simmons, A. L., C. E. Miller III, et al., *Tables and Charts of Equilibrium Thermodynamic Properties of Ammonia for Temperatures from 500 to 50000 K*, NASA SP 3099, 1976 (255 pp.), tabulates ρ, h, s, c_p, c_v, Z, and so on, from 0.01 to 400 bar and also 18 species of decomposition products.

The 1993 ASHRAE *Handbook—Fundamentals* (SI ed.) gives material for integral degrees Celsius with temperatures on the ITS 90 scale for saturation temperatures from −77.66 to 132.22 °C. The same diagram reproduced here appears in that source.

Pada suhu 260 K, Data Ammonia:

P	=	2.553	bar	ρ	=	656.168	kg/m³		
Cp	=	4.54	Kj/kg.K	μ	=	0.7921	kg/m.jam		
hg	=	483.8	Kj/kg	Cp	=	4.54	kJ/kg.K		
hf	=	-823.1	Kj/kg	K	=	0.569	W/m.K	=	2.0484 kJ/jam.m.K
Massa Air	=	21623.801	Kg/jam						

Menentukan Beban Panas Vaporizer

T Air Masuk	=	14	°C	=	287	K		
T Air Keluar	=	6	°C	=	279	K		
Suhu rerata, Tav	=	10	°C	=	283	K		

Cp	=	1.0031	BTU/Lb F					
	=	4.2030	Kj/Kg K					
Q	=	m. Cp. DT						
	=	21623.801	Kg/Jam	x	4.2030	Kj/Kg K	x	(303 - 279) K
Qc (Air)	=	727076.8	kJ/jam					

Menghitung nilai entalpi penguapan Ammonia

hvap = hg - hf

hvap = 483.8 - -823.1 Kj/kg

hvap = 1306.9 Kj/kg

Menghitung Massa Ammonia yag dibutuhkan

$$\text{m Ammonia} = \frac{Qt}{hvap}$$

$$= \frac{727076.8}{1306.9}$$

= 556.337 kg/jam

Menentukan Suhu Rerata (LMTD)

Suhu air pendingin masuk (t1)	=	-13.5	°C	=	7.7	F	=	259.5	K
Suhu air pendingin keluar (t2)	=	-13.5	°C	=	7.7	F	=	259.5	K
Suhu umpan masuk (T1)	=	14	°C	=	57.2	F	=	287	K
Suhu umpan masuk (T2)	=	6	°C	=	42.8	F	=	279	K

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(\ 259.5 \ - \ 279\ ) - (\ 259.5 \ - \ 287\ )}{\ln \frac{(\ 259.5 \ - \ 279\ )}{(\ 259.5 \ - \ 57.2\ )}}$$

$$= 24.684 \ K$$

Overall Heat Transfer

Condensers		
Cold Fluid	**Hot Fluid**	**Overall U (BTU/hr-ft 2 -F)**
Water	Steam (pressure)	350 -750
Water	Steam (vacuum)	300 – 600
Water or brine	Organic solvent (saturated, atmospheric)	100 – 200
Water or brine	Organic solvent (atmospheric, high non-condensables)	20 – 80
Water or brine	Organic solvent (saturated, vacuum)	50 – 120
Water or brine	Organic solvent (vacuum, high non-condensables)	10 – 50
Water or brine	Aromatic vapours (atmospheric with non-condensables)	5 – 30
Water	Low boiling hydrocarbon (atmospheric)	80 – 200
Water	High boiling hydrocarbon (vacuum)	10 – 30

Range UD = 20 - 80 BTU / hr.ft² .°F

Dipilih UD = 80 BTU / hr.ft² .°F
= 1635.3 kJ/hr.m².K

Luas Transfer Panas

Luas transfer panas dan jumlah pipa
Persamaan 5.15 Kern 1965

$$A = \frac{Qc}{Ud.\ \Delta TLMTD}$$

$$= \frac{727076.8}{1635.3 \ x \ 24.68}$$

$$= 18.0115 \ m^2$$

$$= 193.87406 \ ft^2$$

Luas transfer panas > 100 ft² maka dipilih HE shell and tube

Pemilihan Pipa

Dari tabel 10 Kern,D.Q., 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, ft²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	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
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	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	0.606	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
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	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
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545
1¼	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	0.960		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
	18	0.049	1.15	1.04		0.3015	0.688
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	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

Dipilih 1,5" OD, 8 BWG

Dari tabel 10 Kern,D.Q., diperoleh:

OD = 1.5 in = 0.0381 m

ID = 1.17 in = 0.0297 m

At = 1.075 in² = 0.0273 m²

Luas permukaan (a") = π x OD

= π x 0.0381 m

= 0.1196 m²/m

Panjang tabung standart: 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Toweler dan Sinnot, Chemical Engineering Design Principles, McGraw Hill, New York, 2008

Dipilih: Panjang tabung, L = 24 ft = 7.3152 m

Maka jumah Pipa (Nt) = $\frac{A}{a'' \times L}$

$$= \frac{18.0115 \ m^2}{0.1196 \ m^2/m \times 7.3152}$$

= 20.58

Alat Penukar Kalor Standart

Table 10-10C
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger $^3/_4$ -in. O.D. Tubes on 1-in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	37	30	26	26	24	4.13	11
10	61	56	52	46	44	4.88	17
12	92	90	86	78	72	4.38	21
14	121	110	102	98	92	5.50	21
16	163	152	146	140	132	6.25	25
18	212	202	194	188	184	5.88	29
20	269	260	250	240	236	6.63	35
22	337	330	314	300	296	7.33	39
24	421	404	380	378	364	8.00	43
26	499	476	460	450	440	8.88	47
28	579	562	542	538	520	9.63	51
30	668	648	636	624	612	10.33	53
32	766	744	732	714	712	11.00	57
34	870	850	834	828	808	10.50	61
36	986	978	942	932	920	11.38	67
38	1108	1100	1060	1060	1036	12.13	71
40	1236	1228	1200	1190	1164	12.75	75
42	1367	1350	1322	1306	1288	13.25	77

Maka dari tabel 10 dipilih:

ID = 12 in
= 0.3048 m
Nt = 92
Passes = 1
Pitch = 1 in = 0.0254 m
Susunan = 3/ 4 " pada 1" Triangular Pitch

Menghitung Diameter Ekivalen

$$d_e = \frac{4 \times (\frac{1}{2}P_T \times 0.86P_T - \frac{1}{2}\pi d_0^2/4)}{\frac{1}{2}\pi d_0} \quad \text{in.}$$

(Kern, 1983)

De = 0.3025 in
= 0.0077 m

Luas Perpindahan terkoreksi

A = nt x A" x L
= 92 x 0.1196 x 7.3152
= 80.513 m^2

$$\text{Ud terkoreksi} = \frac{Qc}{A \times \triangle TLMTD}$$

$$= \frac{727076.8 \text{ kJ/jam}}{80.513 \text{ m}^2 \times 24.7 \text{ K}}$$

$$= 365.8389 \text{ kJ/hr.m}^2\text{.K}$$

$$= 0.101622 \text{ kJ/m}^2\text{.s.K}$$

Rute Fluida

Cold Fluid = NH_3 (Shell)
Hot Fluid = Air(Tube)

Koefisien Perpindahan Kalor Dalam Tube, Shell dan Gabungan

Shell (Fluida Dingin)

Menghitung Luas Aliran

$$as = \frac{IDs \times C \times B}{144 \times Pt}$$

Dengan :

$$\text{Jarak Antar Baffle (B)} = \frac{IDs}{4}$$

$$= 3 \text{ in}$$

$$= 0.0762 \text{ m}$$

$$\text{Clearance (C)} = Pt - OD$$

$$= 1 \text{ m} - 0.0381 \text{ m}$$

$$= 0.9619 \text{ m}$$

$$= 0.02443 \text{ in}$$

Maka,

$$as = \frac{0.3 \text{ m} \times 0.08 \text{ m} \times 0.9 \text{ m}}{144 \times .025 \text{ m}}$$

$$= 0.0061 \text{ m}^2$$

Menghitung Fluks Massa

$$Gs = \frac{\text{Kecepatan Massa Fluida Dingin}}{as}$$

$$= \frac{556.3370 \text{ kg/jam}}{0.00610807 \text{ m}^2}$$

$$= 91082 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 25.30065488 \text{ kg/sekon.m}^2$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Gs \times IDs}{\mu \text{ avg}}$$

$$= \frac{25.30065488 \text{ kg/sekon.m}^2 \times 0.3048 \text{ m}}{0.0002 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 35052.9073$$

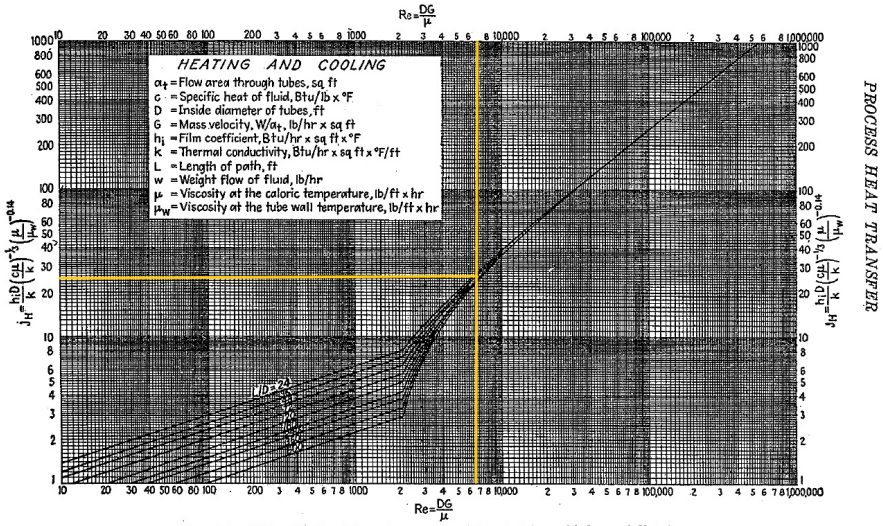


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

Dari Figure. 24, "Process Heat Transfer" Kern (1983), halaman 834 didapat :

jH = 25

Menghitung Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{Cp \times \mu \text{ avg}}{kth \text{ avg}}$$

$$= \frac{4.5400 \text{ kJ/kg.K} \times 0.79 \text{ kg/m.jam}}{2.0484 \text{ kJ/jam.m.K}}$$

$$= 1.7554$$

Mencari ho

$$ho = \frac{0.36 \times kth \text{ avg} \times Re^{0,88} \times Pr^{1/3}}{De}$$

$$= \frac{0.36 \times 2.0484 \text{ kJ/jam.m.K} \times 35052.9073^{0,88} \times 1.7554^{1/3}}{0.0077 \text{ m}}$$

$$= 1156106.608 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}$$

Tube (Fluida Panas)

Sifat fisis fluida panas (Air)

T_1 = 287 K
T_2 = 279 K
T_{av} = 283 K
ρ = 1034.72 g/m³
μ = 1.10416 Cp
= 3.9750 kg/m.jam

(Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999)

Luas Aliran

$$at = \frac{nt \times at'}{np}$$

$$= \frac{92 \times 0.0273}{1}$$

$$= 2.512 \text{ m}^2$$

Fluks Massa (gt)

$$Gt = \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{at}$$

$$= \frac{21623.801 \text{ kg/jam}}{2.512 \text{ m}^2}$$

$$= 8608.00 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 2.3911 \text{ kg/s.m}^2$$

Kecepatan Linear

$$Vt = \frac{Gt}{\rho g}$$

$$= \frac{2.3911 \text{ kg/s.m}^2}{998.57 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0.0024 \text{ m/s}$$

$$= 8.6203 \text{ m/jam}$$

Menghitung Bilangan Reynold

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

$$= \frac{0.3048 \text{ m} \times 8607.995 \text{ kg/jam.m}^2}{3.9750 \text{ kg/m.jam}}$$

$$= 660.0579$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{4.2 \times (1.35 + 0.02\ t\ avg) \times v\ linear^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$$= \frac{4.2 \times (1.35 + 0.02 \times 283\ K) \times 0.0024^{0,8}}{0.3048^{0,2}}$$

$$= 0.2989\ kJ/m^2.s.K$$

$$= 1076.0777\ kJ/m^2.jam.K$$

$$hio = \frac{hi \times ID}{OD}$$

$$= \frac{1076.0777\ kJ/m^2.jam.K \times 0.3048\ m}{0.0297\ m}$$

$$= 11036.6941$$

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{11036.6941 \times 1156106.608}{11036.6941 + 1156106.608}$$

$$= 10932.3294\ kJ/m^2.jam.K$$

Faktor Pengotor

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

$$= \frac{1}{1635.3} - \frac{1}{10932.3294}$$

$$= 0.0005\ kJ/m^2.jam.K$$

$$= 1.872\ kJ/m^2.s.K$$

Faktor pengotoran min (Table 11-3,Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$Rd\ min = 0.003\ BTU/ft^2.h.F$$

$$= 0.5283\ kJ/m^2.s.K$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat

Penurunan Tekanan

Shell (Fluida dingin)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$= 0.0035 + \frac{0.264}{35052.907^{0.42}}$$

$$= 0.0068$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta Ps = \frac{f \times (N+1) \times Gs^2 \times IDs}{2 \times \rho f \times De}$$

dengan :

$$(N+1) = \frac{L}{B} = \frac{7.3152}{0.0762} = 96$$

maka,

$$\Delta Ps = \frac{0.0068 \times 96 \times 25.3007 \text{ kg/sekon.m}^2 \times 0.3048 \text{ m}}{2 \times 637.7963 \text{ kg/m}^3 \times 0.0077 \text{ m}}$$

$$= 12.914 \text{ Pa}$$

$$= 0.0019 \text{ Psi}$$

$$\Delta Psmax = 2 \text{ Psi}$$

$\Delta Ps \leq \Delta Ps$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

Tube (Fluida panas)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}} = 0.0014 + \frac{0.125}{660.058^{0.32}} = 0.0171$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta Pt = \frac{4 \times f \times Gt^2 \times L \times np}{2 \times \rho t \times ID}$$

$$\Delta Pt = \frac{4 \times 0.0171 \times 2.3911 \text{ kg/sekon.m}^2 \times 7.3152 \text{ m} \times 92}{2 \times 998.57 \text{ kg/m}^3 \times 0.3048 \text{ m}}$$

$$= 0.4312 \text{ Pa}$$

$$= 0.0001 \text{ Psi}$$

$$\Delta Ptmax = 5 \text{ Psi}$$

$\Delta Pt \leq \Delta Pt$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

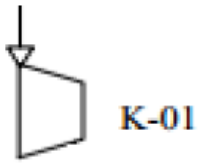
KESIMPULAN

Fungsi	=	Mendinginkan air dari suhu 30^{0}C menjadi 6^{0}C dengan media pendingin NH_3 suhu 0^{0}C	
Tipe	=	Shell and Tube Heat Exchanger	
Ukuran Alat			
IDs	=	12	in
Jumlah Pipa	=	92.0	
Jumlah Pass	=	1.0	
Susunan Pipa	=	Triangular Pitch	
Panjang Tube	=		
Luas Perpindahan Kalor	=	80.5	m²
Beban Panas	=	727076.8	kJ/jam
Media Pendingin			
Jenis	=	Ammonia	
Suhu Masuk	=	-13.5	^{0}C
Suhu Keluar	=	-13.5	^{0}C
Massa Media Pendingin	=	556.3	kg/jam
Koefisien Perpindahan Panas			
ho	=	1156106.6	kJ/jam.m².K
hi	=	1076.1	kJ/jam.m².K
hio	=	11036.7	
Uc	=	10932.3	kJ/m².jam.K
Ud	=	0.1	kJ/m².s.K
Rd Terhitung	=	1.9	kJ/m².s.K
Rd Minimum	=	0.5	kJ/m².s.K
Pressure Drop Tube	=	0.0	Psi
Pressure Drop Shell	=	0.0	Psi

Kompresor Utilitas (K - 01)

Fungsi: Meningkatkan tekanan ammonia dari Vaporizer Utilitas (VPU-01) pada tekanan 2.96 atm menjadi 15.79 atm

Tipe: Centrifugal Compressor



Data:

Tekanan Masuk	=	2.553	bar	=	0.2553 mPa
Tekanan Keluar	=	16	bar	=	1.6 mPa
Temperatur Masuk	=	260	K		
Massa NH_3	=	556.337	kg/jam		

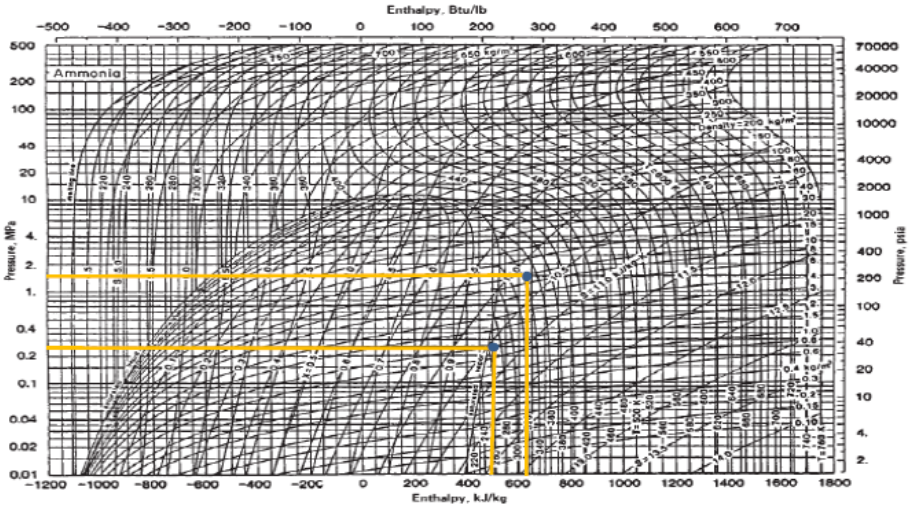


FIG. 2-6 Enthalpy–log-pressure diagram for ammonia. 1 MPa = 10 bar. *(Copyright 1981 by the American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers and reproduced by permission of the copyright owner.)*

Data yang lain didapatkan dari grafik ammonia dari Perry's Chemical Engineer Handbook, yaitu :

Suhu Keluar = 345 K
hg = 610 kJ/kg (Entalpi fase uap)

Menghitung daya yang dibutuhkan dengan hukum Termodinamika I :

$\Delta H + \Delta Ek + \Delta Ep = Q - Ws$
ΔEk dan ΔEp dianggap

Sehingga,

W = m (hg_2 - hg_1)

= 556.337 kg/jam x (610 - 483.8) kJ/kg

= 70209.724 kJ/jam

= 19.503 kJ/s

= 19.503 kW

= 26.153 Hp

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.

Daya standar sebesar = 100 Hp

KESIMPULAN

Fungsi : Meningkatkan tekanan ammonia dari vaporizer pada tekanan 2.553 bar menjadi 16 bar

Tipe Alast : Centrifugal Pump

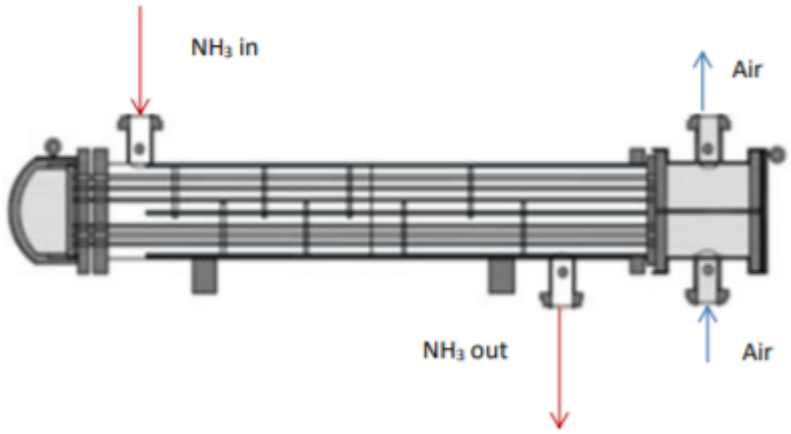
Kondisi Operasi

Suhu Masuk	=	260	K
Tekanan Masuk	=	2.553	atm
Tekanan Keluar	=	16	atm
Suhu Keluar	=	345	atm
Daya Motor	=	100	Hp

Condenser Utilitas (CDU - 01)

Fungsi: Mengembunkan uap yang keluar dari Kompressor

Tipe: Shell and Tube Heat Exchanger



Data (Uap dari Kompressor):

Suhu referensi	=	25	°C	=	298 K
Suhu masuk (T_1)	=	72	°C	=	345 K
Suhu keluar (T_2)	=	32	°C	=	305 K
Tekanan	=	16	Bar		

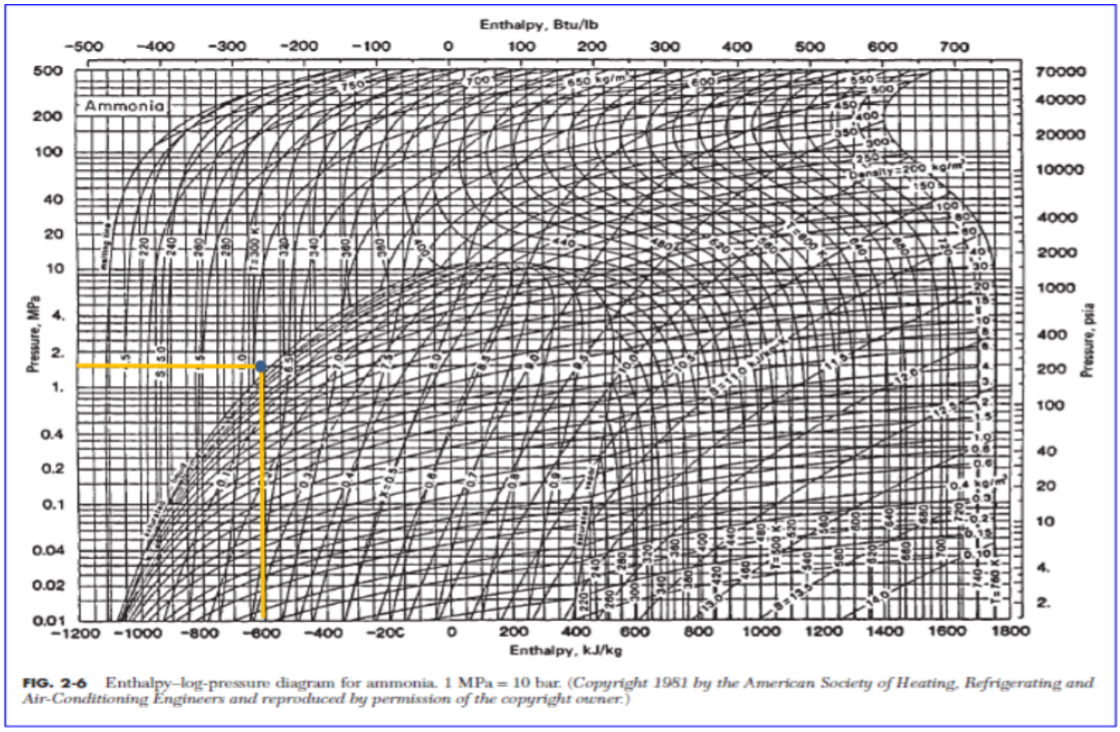


FIG. 2-6 Enthalpy–log-pressure diagram for ammonia. 1 MPa = 10 bar. *(Copyright 1981 by the American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers and reproduced by permission of the copyright owner.)*

Dari grafik, pada suhu 305 K nilai hf = -598 kj/kg

hg = 610 kj/kg

Pada suhu 305 K, Data Ammonia:

P	=	16	bar	ρ	=	0.260	kg/m³	
Cp	=	4.54	Kj/kg.K	μ	=	0.7921	kg/m.jam	
hg	=	610	Kj/kg	Cp	=	0.11942	kJ/kg.K =	0.42891 kg/m.jam
hf	=	-598	Kj/kg	K	=	0.453	W/m.K =	1.6292 kJ/jam.m.K

Massa Air = 556.337 Kg/jam

(Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999)

Menentukan Beban Panas Condenser

$Q = m \times (hg - hf)$

Dengan:

m = Massa uap kondensor (kg/jam)
hg = Entalpi fasa uap (kJ/kg)
hf = Entalpi fasa cair (kJ/kg)

Q = 556.337 kg/jam x (610 - (-598) kj/kg
= 672055.0482 kj/kg

Menghitung Kebutuhan Media Pendingin

Sebagai media pendingin dipakai air

Suhu air masuk (T_1) = 303 K
Suhu air keluar (T_2) = 333 K
Suhu rerata (T_{av}) = 318 K

Sifat fisis air pada suhu rerata:

Kapasitas panas air, Cp air = 1.356 kJ/kg.K
Viskositas, μ air = 0.72064 Cp = 7.21E-04 kg/ms
Densitas air, ρ air = 1017.5 kg/m³

(Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999)

Massa air pendingin yang diperlukan:

$$M_{air} = \frac{Qt}{Cp_{air}\,(T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{672055.048}{1.356\ kJ/kg.K \times (333 - 303)}$$

$$= 1652.053\ kg/jam$$

Menentukan Suhu Rerata (LMTD)

Suhu air pendingin masuk (t1)	=	30	°C	=	86	F	=	288 K
Suhu air pendingin keluar (t2)	=	60	°C	=	140	F	=	330 K
Suhu umpan masuk (T1)	=	72	°C	=	161.6	F	=	345 K
Suhu umpan keluar (T2)	=	32	°C	=	89.6	F	=	330 K

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{Ln}\ \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(\ 345\ -\ 330\ ) - (\ 330\ -\ 288\ )}{\text{Ln}\ \frac{(\ 345\ -\ 330\ )}{(\ 330\ -\ 288\ )}}$$

$$= 4.566 \text{ K}$$

Overall Heat Transfer

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot fluid	**Cold fluid**	***U*** **(W/m²°C)**
Heat exchangers		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
Coolers		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
Heaters		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
Condensers		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
Vaporizers		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Range UD = 1000 - 1500 W/m².jam K

Dipilih UD = 1000 W/m².jam K

Luas Transfer Panas

Luas transfer panas dan jumlah pipa
Persamaan 5.15 Kern 1965

$$A = \frac{Qc}{Ud.\ \Delta TLMTD}$$

$$= \frac{672055.0482}{1000 \times 4.57}$$

$$= 147.1827 \ m^2$$

$$= 1584.25950 \ ft^2$$

Luas transfer panas > 100 ft² maka dipilih HE shell and tube

Pemilihan Pipa

Dari tabel 10 Kern,D.Q., 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, ft²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0960	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	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	0.606	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
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	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
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545
1¼	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	0.960		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
	18	0.049	1.15	1.04		0.3015	0.688
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	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

Dipilih 1 1/4" OD, 8 BWG
Dari tabel 10 Kern,D.Q., diperoleh:

OD = 1.25 in = 0.03175 m
ID = 0.92 in = 0.02336 m
At = 0.665 in² = 0.0169 m²

Luas permukaan (a") = π x OD
= π x 0.03175 m
= 0.0997 m²/m

Panjang tabung standart: 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft
Toweler dan Sinnot, Chemical Engineering Design Principles, McGraw Hill, New York, 2008

Dipilih: Panjang tabung, L = 24 ft = 7.3152 m

Maka jumah Pipa (Nt) = $\frac{A}{a'' \times L}$

$$= \frac{147.1827 \ m^2}{0.0997 \ m^2/m \times 7.3152}$$

= 201.82

Alat Penukar Kalor Standart

Table 10-10C
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger $^3/_4$ -in. O.D. Tubes on 1-in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes 1	2	4	6	8	Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
8	37	30	26	26	24	4.13	11
10	61	56	52	46	44	4.88	17
12	92	90	86	78	72	4.38	21
14	121	110	102	98	92	5.50	21
16	163	152	146	140	132	6.25	25
18	212	202	194	188	184	5.88	29
20	269	260	250	240	236	6.63	35
22	337	330	314	300	296	7.33	39
24	421	404	380	378	364	8.00	43
26	499	476	460	450	440	8.88	47
28	579	562	542	538	520	9.63	51
30	668	648	636	624	612	10.33	53
32	766	744	732	714	712	11.00	57
34	870	850	834	828	808	10.50	61
36	986	978	942	932	920	11.38	67
38	1108	1100	1060	1060	1036	12.13	71
40	1236	1228	1200	1190	1164	12.75	75
42	1367	1350	1322	1306	1288	13.25	77

Maka dari tabel 10 dipilih:

ID = 12 in
= 0.3048 m
Nt = 92
Passes = 1
Pitch = 1 in = 0.0254 m
Susunan = 3/ 4 " pada 1" Triangular Pitch

Menghitung Diameter Ekivalen

$$d_e = \frac{4 \times (\frac{1}{2}P_T \times 0.86P_T - \frac{1}{2}\pi d_0^2/4)}{\frac{1}{2}\pi d_0} \quad \text{in.}$$

(Kern, 1983)

De = 0.3025 in
= 0.0077 m

Luas Perpindahan terkoreksi

A = nt x A" x L
= 92 x 0.0997 x 7.3152
= 67.095 m²

$$\text{Ud terkoreksi} = \frac{Qc}{A \times \Delta TLMTD}$$
$$= \frac{672055.0482 \text{ kJ/jam}}{67.095 \text{ m}^2 \times 4.6 \text{ K}}$$
= 2193.6597 kJ/hr.m².K
= 0.609350 kJ/m².s.K

Rute Fluida

Cold Fluid = NH_3 (Shell)
Hot Fluid = Air(Tube)

Koefisien Perpindahan Kalor Dalam Tube, Shell dan Gabungan

Shell (Fluida Dingin)

Menghitung Luas Aliran

$$as = \frac{IDs \times C \times B}{144 \times Pt}$$

Dengan :

$$\text{Jarak Antar Baffle (B)} = \frac{IDs}{4}$$
= 3 in
= 0.0762 m
Clearance (C) = Pt - OD
= 1 m - 0.0318 m
= 0.9683 m
= 0.02459 in

Maka,

$$as = \frac{0.30 \text{ m} \times 0.08 \text{ m} \times 0.96 \text{ m}}{144 \times .025 \text{ m}}$$
= 0.0061 m²

Menghitung Fluks Massa

$$Gs = \frac{\text{Kecepatan Massa Fluida Dingin}}{\text{as}}$$

$$= \frac{1652.0527 \quad kg/jam}{0.00614839 \quad m^2}$$

$$= 268697 \quad kg/jam.m^2$$

$$= 74.63803062 \quad kg/sekon.m^2$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Gs \times IDs}{\mu \text{ avg}}$$

$$= \frac{74.63803062 \quad kg/sekon.m^2 \quad x \quad 0.3048 \quad m}{0.0002 \quad kg/m.s}$$

$$= 103407.5988$$

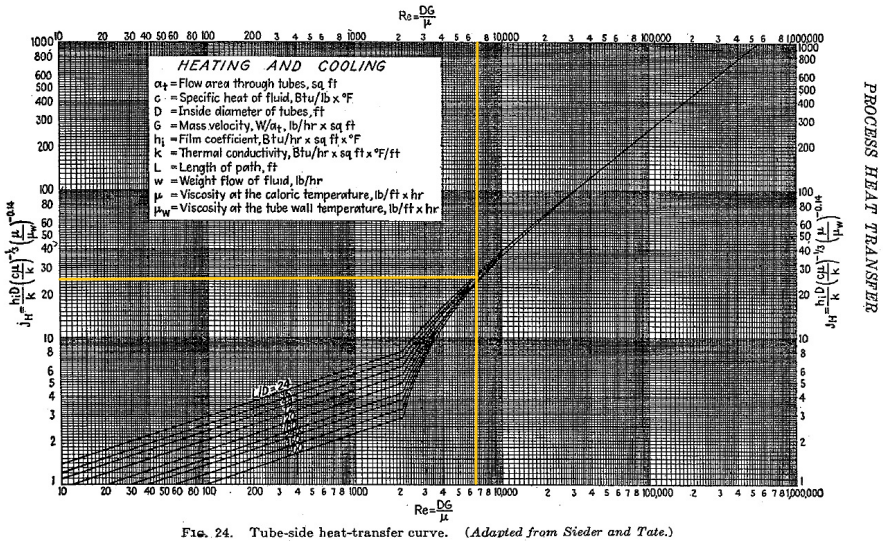


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

Dari Figure. 24, "Process Heat Transfer" Kern (1983), halaman 834 didapat :

jH = 25

Menghitung Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{Cp \times \mu \text{ avg}}{kth \text{ avg}}$$

$$= \frac{4.5400 \quad kJ/kg.K \quad x \quad 0.79 \quad kg/m.jam}{2.0484 \quad kJ/jam.m.K}$$

$$= 1.7554$$

Mencari ho

$$ho = \frac{0.36 \times kth\ avg \times Re^{0,88} \times Pr^{1/3}}{De}$$

$$= \frac{0.36 \times 2.0484\ kJ/jam.m.K \times 103407.5988^{0,88} \times 1.7554^{1/3}}{0.0077\ m}$$

$$= 2995345.223\ kJ/jam.m^2.K$$

Tube (Fluida Panas)

Sifat fisis fluida panas (Air)

T_1 = 345 K
T_2 = 305 K
T_{av} = 325 K
ρ = 1034.72 g/m³
μ = 1.10416 Cp
= 3.9750 kg/m.jam

(Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999)

Luas Aliran

$$at = \frac{nt \times at'}{np}$$

$$= \frac{92 \times 0.0169}{1}$$

$$= 1.554\ m^2$$

Fluks Massa (gt)

$$Gt = \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{at}$$

$$= \frac{556.337\ kg/jam}{1.554\ m^2}$$

$$= 358.01\ kg/jam.m^2$$

$$= 0.0994\ kg/s.m^2$$

Kecepatan Linear

$$Vt = \frac{Gt}{\rho g}$$

$$= \frac{0.0994\ kg/s.m^2}{998.57\ kg/m^3}$$

$$= 0.0001\ m/s$$

$$= 0.3585\ m/jam$$

Menghitung Bilangan Reynold

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

$$= \frac{0.3048 \text{ m} \times 358.010 \text{ kg/jam.m}^2}{3.9750 \text{ kg/m.jam}}$$

$$= 27.4520$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{4.2 \times (1.35 + 0.02\ t\ avg) \times v\ linear^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$$= \frac{4.2 \times (1.35 + 0.02 \times 325 \text{ K}) \times 0.0001^{0,8}}{0.3048^{0,2}}$$

$$= 0.0263 \text{ kJ/m}^2\text{.s.K}$$

$$= 94.6650 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K}$$

$$hio = \frac{hi \times ID}{OD}$$

$$= \frac{94.6650 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K} \times 0.3048 \text{ m}}{0.0234 \text{ m}}$$

$$= 1234.7608$$

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{1234.7608 \times 2995345.223}{1234.7608 + 2995345.223}$$

$$= 1234.2520 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K}$$

Faktor Pengotor

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

$$= \frac{1}{1000} - \frac{1}{1234.2520}$$

$$= 0.0002 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K}$$

$$= 0.683 \text{ kJ/m}^2\text{.s.K}$$

Faktor pengotoran min (Table 11-3,Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$Rd\ min = 0.003 \text{ BTU/ft}^2\text{.h.F}$$

$$= 0.5283 \text{ kJ/m}^2\text{.s.K}$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat

Penurunan Tekanan

Shell (Fluida dingin)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$= 0.0035 + \frac{0.264}{103407.599^{0.42}}$$

$$= 0.0056$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta Ps = \frac{f \times (N+1) \times Gs^2 \times IDs}{2 \times \rho f \times De}$$

dengan :

$$(N+1) = \frac{L}{B}$$

$$= \frac{7.3152}{0.0762}$$

$$= 96$$

maka,

$$\Delta Ps = \frac{0.0056 \times 96 \times 74.6380\ ^2\ kg/sekon.m^2 \times 0.3048\ m}{2 \times 637.7963\ kg/m^3 \times 0.0077\ m}$$

$$= 92.606\ Pa$$

$$= 0.0134\ Psi$$

$$\Delta Psmax = 2\ Psi$$

$\Delta Ps \leq \Delta Ps$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

Tube (Fluida panas)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}}$$

$$= 0.0014 + \frac{0.125}{27.452^{0.32}}$$

$$= 0.0447$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta Pt = \frac{4 \times f \times Gt^2 \times L \times np}{2 \times \rho t \times ID}$$

$$\Delta Pt = \frac{4 \times 0.0447 \times 0.0994 \text{ kg/sekon.m}^2 \times 7.3152 \text{ m} \times 92}{2 \times 998.57 \text{ kg/m}^3 \times 0.3048 \text{ m}}$$

$$= 0.0020 \text{ Pa}$$

$$= 0.0000 \text{ Psi}$$

$$\Delta Ptmax = 5 \text{ Psi}$$

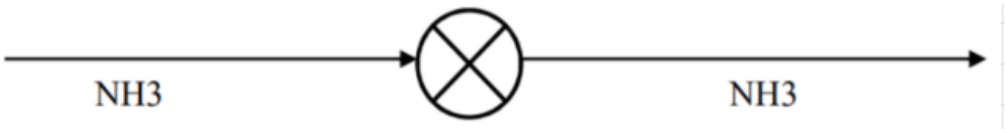
$\Delta Pt \leq \Delta Pt$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

KESIMPULAN

Fungsi	=	Mengembunkan uap yang keluar dari Kompressor
Tipe	=	Shell and Tube Heat Exchanger
Ukuran Alat		
IDs	=	12 in
Jumlah Pipa	=	92
Jumlah Pass	=	1
Susunan Pipa	=	Triangular Pitch
Panjang Tube	=	7.3152
Luas Perpindahan Kalor	=	67.1 m^2
Beban Panas	=	672055.05 kJ/jam
Media Pendingin		
Jenis	=	Air
Suhu Masuk	=	30 ^{0}C
Suhu Keluar	=	60 ^{0}C
Massa Media Pendingin	=	1652.0527 kg/jam
Koefisien Perpindahan Panas		
ho	=	2995345.2 kJ/jam.m^2.K
hi	=	94.7 kJ/jam.m^2.K
hio	=	1234.7608
Uc	=	1234.2520 kJ/m^2.jam.K
Ud	=	0.6093 kJ/m^2.s.K
Rd Terhitung	=	0.683 kJ/m^2.s.K
Rd Minimum	=	0.5283 kJ/m^2.s.K
Pressure Drop Tube	=	0 Psi
Pressure Drop Shell	=	0.0134 Psi

Valve Ekspansi Utilitas (EVU - 01)

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran kondenser (KU-01) dari 16 bar menjadi 2.553 bar
Jenis : Globe Valve



Kondisi Operasi :

Massa	=	556.337	kg/jam
Suhu	=	345	K
Densitas	=	0.7413	kg/l
Viskositas cairan	=	3.2256	Cp
Tekanan Masuk	=	16	bar
Tekanan Keluar	=	2.553	bar

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{556.337 \text{ kg/jam}}{0.7413 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 750.49 \text{ l/jam} = 0.2085 \text{ l/detik}$$

$$= 0.0074 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

$$D_{opt} = 3.9 \times (0.0074 \text{ ft}^3\text{/detik})^{0'45} \times (46.2779 \text{ lb/ft}^3)^{0'13}$$

$$= 0.7042 \text{ in}$$

$$= 0.0179 \text{ m}$$

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 1 1/4
Sch no = 40
OD = 1.66 in
ID = 1.38 in = 0.0351 m
At = 1.5 in² = 0.0010 m²
a" = 0.435 ft²/ft = 0.0404 m²/m

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.2085 \text{ m}^3/\text{detik}}{0.0010 \text{ m}^2}$$

$$= 215.418 \text{ m/detik}$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{p \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{741.30 \text{ kg/m}^3 \times 215.418 \text{ m/detik} \times 0.0351 \text{ m}}{0.00323 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 1{,}735{,}317.77$$

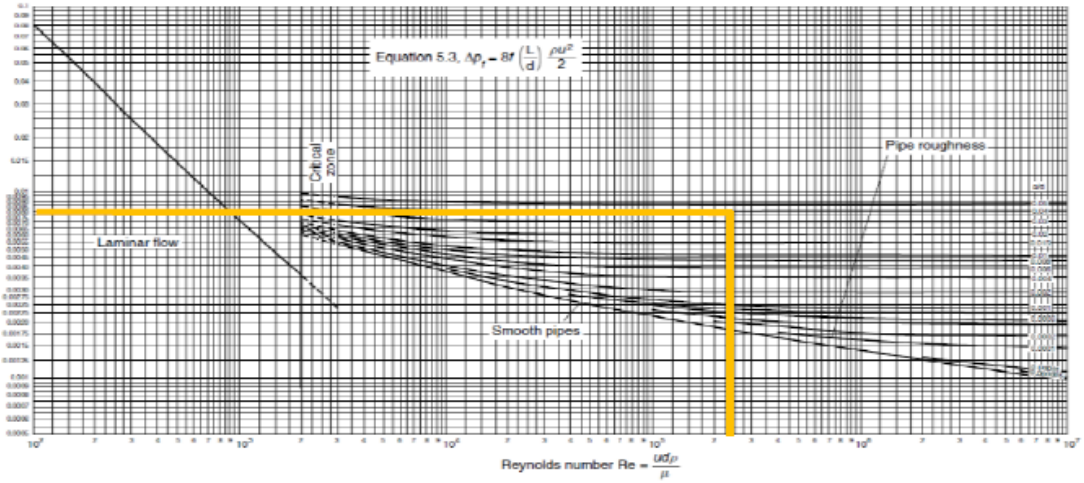
Menentukan Panjang Pipa

$$\Delta P_f = 8f\left(\frac{L}{di}\right)\frac{\rho u^2}{2}$$

(Geankoplis, 1993)

ΔPf = pressure drop (N/m²) = P1 - P2
= 16 - 2.553
= 13.447 bar
= 1344700 N/m²
f = faktor friksi = 0.006
di = diameter dalam pipa = 0.0351 m
p = densitas fluida = 741.30 kg/m³
v = kecepatan fluida = 215.418 m/s

f diperoleh dari grafik berikut



Dengan :

Material	Absolute roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Nilai kekerasan (e) = 0.046

Dari grafik diatas diperoleh nilai f = 0.006

Maka panjang pipa adalah :

$$L = \frac{2 \times 1344700\ N/m^2 \times 0.0351\ m}{8 \times 0.006 \times 741.30\ kg/m^3 \times (215.418\ m)^2}$$

$$= 1.3642\ m$$

KESIMPULAN

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran kondenser (KU-01) dari 16 bar menjadi 2.553 bar

Jenis Alat : Globe Valve

Spesifikasi Pipa

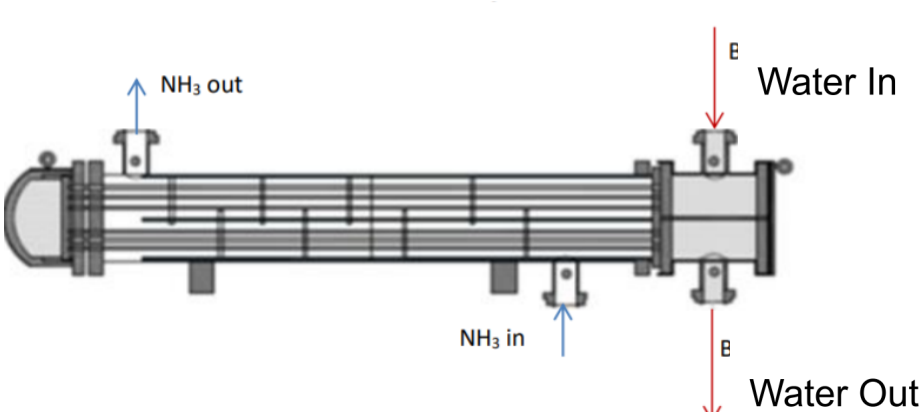
- NPS : 1 1/4 in = 0.0318 m
- Sch no : 40
- OD : 1.66 in = 0.0422 m
- ID : 1.38 in = 0.0351 m
- Panjang Pipa : 1.3642 m

Bahan Pipa : Commercial Steel

Vaporizer Utilitas (VPU - 01)

Fungsi: Mendinginkan air dari suhu 30^{0}C menjadi 6^{0}C dengan media pendingin NH_3 suhu 0^{0}C sekaligus menguapkan Ammonia

Tipe: Shell and Tube Heat Exchanger



Data:

Suhu referensi	=	25	^{0}C	=	298 K
Suhu air masuk (T_1)	=	14	^{0}C	=	287 K
Suhu air keluar (T_2)	=	6	^{0}C	=	279 K
Suhu Ammonia Masuk (Tr_1)	=	-13.5	^{0}C	=	259.5 K
Suhu Ammonia Masuk (Tr_2)	=	-13.5	^{0}C	=	259.5 K

TABLE 2-232 Saturated Ammonia*

T, K	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
195.5[t]	0.0608	1.327.–3	15.648	−1110.1	380.1	4.203	11.827	4.73	4.25	0.715
200	0.0865	1.372.–3	11.237	−1088.8	388.5	4.311	11.698	4.61	4.07	0.709
210	0.1775	1.394.–3	5.729	−1044.1	406.7	4.529	11.438	4.38	3.69	0.685
220	0.3381	1.417.–3	3.135	−1000.6	424.1	4.731	11.207	4.35	3.34	0.661
230	0.6044	1.442.–3	1.822	−957.0	440.7	4.925	11.002	4.38	3.02	0.638
240	1.0226	1.468.–3	1.115	−912.9	456.2	5.113	10.817	4.43	2.73	0.615
250	1.6496	1.495.–3	0.712	−868.2	470.6	5.294	10.650	4.48	2.45	0.592
260	2.5529	1.524.–3	0.472	−823.1	483.8	5.471	10.498	4.54	2.20	0.569
270	3.8100	1.551.–3	0.324	−777.3	495.6	5.643	10.358	4.60	1.97	0.546
280	5.5077	1.589.–3	0.228	−730.9	506.0	5.811	10.228	4.66	1.76	0.523
290	7.741	1.626.–3	0.165	−683.8	514.7	5.975	10.108	4.73	1.58	0.500
300	10.61	1.666.–3	0.121	−636.0	521.5	6.135	9.994	4.82	1.41	0.477
310	14.24	1.710.–3	0.091	−587.2	526.1	6.293	9.885	4.91	1.26	0.454
320	18.72	1.760.–3	0.069	−537.5	528.2	6.448	9.779	5.02	1.13	0.431
330	24.20	1.815.–3	0.053	−486.7	527.5	6.602	9.675	5.17	1.02	0.408
340	30.79	1.878.–3	0.0410	−434.3	523.3	6.755	9.571	5.37	0.92	0.385
350	38.64	1.952.–3	0.0319	−380.0	515.1	6.908	9.465	5.64	0.83	0.361
360	47.90	2.039.–3	0.0249	−323.2	501.8	7.063	9.354	6.04	0.75	0.337
370	58.74	2.148.–3	0.0194	−262.6	481.9	7.222	9.235	6.68	0.69	0.313
380	71.35	2.291.–3	0.0149	−196.5	452.7	7.391	9.100	7.80	0.61	0.286
390	85.98	2.499.–3	0.0113	−120.9	408.1	7.578	8.935	10.3	0.50	0.254
400	103.0	2.882.–3	0.0077	−23.5	329.0	7.813	8.694	21.	0.39	0.21
405.4[c]	113.0	4.255.–3	0.0043	142.7	142.7	8.216	8.216	∞	0.25	∞

*P, v, h, and s values condensed from *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*. Copyright 1981 by the American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, Inc., and reproduced by permission of the copyright owner. c_p, μ, and k values are interpolated and converted from *Thermophysical Properties of Refrigerants*, ASHRAE, New York, 1976. t = triple point; c = critical point. The notation 1.327.–3 signifies 1.327×10^{-3}. At 195.5 K, the viscosity of the saturated liquid is 4.25×10^{-4} Pa·s.

Most recent tabulations of ammonia properties are based upon the extensive tabulation to 5000 bar, 750 K of Haar, L. and J. S. Gallagher, *J. Phys. Chem. Ref. Data*, **7**, 3 (1978): 635–792, which does, however, neglect dissociation. For tables to 70,000 psia, 920°F, see Stewart, R. B., R. T. Jacobsen, et al., *Thermodynamic Properties of Refrigerants*, ASHRAE, Atlanta, GA, 1986 (521 pp.). A chart in fps units corresponding with these tables appears on page 17.34 of the ASHRAE 1989 *Fundamentals Handbook*.

Simmons, A. L., C. E. Miller III, et al., *Tables and Charts of Equilibrium Thermodynamic Properties of Ammonia for Temperatures from 500 to 50000 K*, NASA SP 3099, 1976 (255 pp.), tabulates ρ, h, s, c_p, c_v, Z, and so on, from 0.01 to 400 bar and also 18 species of decomposition products.

The 1993 ASHRAE *Handbook—Fundamentals* (SI ed.) gives material for integral degrees Celsius with temperatures on the ITS 90 scale for saturation temperatures from −77.66 to 132.22 °C. The same diagram reproduced here appears in that source.

Pada suhu 260 K, Data Ammonia:

P	=	2.553	bar	ρ	=	656.168	kg/m³		
Cp	=	4.54	Kj/kg.K	μ	=	0.7921	kg/m.jam		
hg	=	483.8	Kj/kg	Cp	=	4.54	kJ/kg.K		
hf	=	-823.1	Kj/kg	K	=	0.569	W/m.K	=	2.0484 kJ/jam.m.K
Massa Air	=	21623.801	Kg/jam						

Menentukan Beban Panas Vaporizer

T Air Masuk	=	14	°C	=	287	K		
T Air Keluar	=	6	°C	=	279	K		
Suhu rerata, Tav	=	10	°C	=	283	K		

Cp	=	1.0031	BTU/Lb F					
	=	4.2030	Kj/Kg K					
Q	=	m. Cp. DT						
	=	21623.801	Kg/Jam	x	4.2030	Kj/Kg K	x	(303 - 279) K
Qc (Air)	=	727076.8	kJ/jam					

Menghitung nilai entalpi penguapan Ammonia

hvap = hg - hf

hvap = 483.8 - -823.1 Kj/kg

hvap = 1306.9 Kj/kg

Menghitung Massa Ammonia yag dibutuhkan

$$\text{m Ammonia} = \frac{Qt}{hvap}$$

$$= \frac{727076.8}{1306.9}$$

= 556.337 kg/jam

Menentukan Suhu Rerata (LMTD)

Suhu air pendingin masuk (t1)	=	-13.5	°C	=	7.7	F	=	259.5	K
Suhu air pendingin keluar (t2)	=	-13.5	°C	=	7.7	F	=	259.5	K
Suhu umpan masuk (T1)	=	14	°C	=	57.2	F	=	287	K
Suhu umpan masuk (T2)	=	6	°C	=	42.8	F	=	279	K

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(\ 259.5 \ - \ 279\ ) - (\ 259.5 \ - \ 287\ )}{\ln \frac{(\ 259.5 \ - \ 279\ )}{(\ 259.5 \ - \ 57.2\ )}}$$

$$= 24.684 \ K$$

Overall Heat Transfer

Condensers		
Cold Fluid	**Hot Fluid**	**Overall U (BTU/hr-ft 2 -F)**
Water	Steam (pressure)	350 -750
Water	Steam (vacuum)	300 – 600
Water or brine	Organic solvent (saturated, atmospheric)	100 – 200
Water or brine	Organic solvent (atmospheric, high non-condensables)	20 – 80
Water or brine	Organic solvent (saturated, vacuum)	50 – 120
Water or brine	Organic solvent (vacuum, high non-condensables)	10 – 50
Water or brine	Aromatic vapours (atmospheric with non-condensables)	5 – 30
Water	Low boiling hydrocarbon (atmospheric)	80 – 200
Water	High boiling hydrocarbon (vacuum)	10 – 30

Range UD = 20 - 80 BTU / hr.ft² .°F

Dipilih UD = 80 BTU / hr.ft² .°F
= 1635.3 kJ/hr.m².K

Luas Transfer Panas

Luas transfer panas dan jumlah pipa
Persamaan 5.15 Kern 1965

$$A = \frac{Qc}{Ud.\ \Delta TLMTD}$$

$$= \frac{727076.8}{1635.3 \ x \ 24.68}$$

$$= 18.0115 \ m^2$$

$$= 193.87406 \ ft^2$$

Luas transfer panas > 100 ft² maka dipilih HE shell and tube

Pemilihan Pipa

Dari tabel 10 Kern,D.Q., 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, ft²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	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
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	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	0.606	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
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	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
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545
1¼	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	0.960		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
	18	0.049	1.15	1.04		0.3015	0.688
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	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

Dipilih 1,5" OD, 8 BWG

Dari tabel 10 Kern,D.Q., diperoleh:

OD = 1.5 in = 0.0381 m

ID = 1.17 in = 0.0297 m

At = 1.075 in² = 0.0273 m²

Luas permukaan (a") = π x OD

= π x 0.0381 m

= 0.1196 m²/m

Panjang tabung standart: 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Toweler dan Sinnot, Chemical Engineering Design Principles, McGraw Hill, New York, 2008

Dipilih: Panjang tabung, L = 24 ft = 7.3152 m

Maka jumah Pipa (Nt) = $\frac{A}{a'' \times L}$

$$= \frac{18.0115 \ m^2}{0.1196 \ m^2/m \times 7.3152}$$

= 20.58

Alat Penukar Kalor Standart

Table 10-10C
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger $^3/_4$ -in. O.D. Tubes on 1-in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	37	30	26	26	24	4.13	11
10	61	56	52	46	44	4.88	17
12	92	90	86	78	72	4.38	21
14	121	110	102	98	92	5.50	21
16	163	152	146	140	132	6.25	25
18	212	202	194	188	184	5.88	29
20	269	260	250	240	236	6.63	35
22	337	330	314	300	296	7.33	39
24	421	404	380	378	364	8.00	43
26	499	476	460	450	440	8.88	47
28	579	562	542	538	520	9.63	51
30	668	648	636	624	612	10.33	53
32	766	744	732	714	712	11.00	57
34	870	850	834	828	808	10.50	61
36	986	978	942	932	920	11.38	67
38	1108	1100	1060	1060	1036	12.13	71
40	1236	1228	1200	1190	1164	12.75	75
42	1367	1350	1322	1306	1288	13.25	77

Maka dari tabel 10 dipilih:

ID = 12 in
= 0.3048 m
Nt = 92
Passes = 1
Pitch = 1 in = 0.0254 m
Susunan = 3/ 4 " pada 1" Triangular Pitch

Menghitung Diameter Ekivalen

$$d_e = \frac{4 \times (\frac{1}{2}P_T \times 0.86P_T - \frac{1}{2}\pi d_0^2/4)}{\frac{1}{2}\pi d_0} \quad \text{in.}$$

(Kern, 1983)

De = 0.3025 in
= 0.0077 m

Luas Perpindahan terkoreksi

A = nt x A" x L
= 92 x 0.1196 x 7.3152
= 80.513 m^2

$$\text{Ud terkoreksi} = \frac{Qc}{A \times \triangle TLMTD}$$

$$= \frac{727076.8 \text{ kJ/jam}}{80.513 \text{ m}^2 \times 24.7 \text{ K}}$$

$$= 365.8389 \text{ kJ/hr.m}^2\text{.K}$$

$$= 0.101622 \text{ kJ/m}^2\text{.s.K}$$

Rute Fluida

Cold Fluid = NH_3 (Shell)
Hot Fluid = Air(Tube)

Koefisien Perpindahan Kalor Dalam Tube, Shell dan Gabungan

Shell (Fluida Dingin)

Menghitung Luas Aliran

$$as = \frac{IDs \times C \times B}{144 \times Pt}$$

Dengan :

$$\text{Jarak Antar Baffle (B)} = \frac{IDs}{4}$$

$$= 3 \text{ in}$$

$$= 0.0762 \text{ m}$$

$$\text{Clearance (C)} = Pt - OD$$

$$= 1 \text{ m} - 0.0381 \text{ m}$$

$$= 0.9619 \text{ m}$$

$$= 0.02443 \text{ in}$$

Maka,

$$as = \frac{0.3 \text{ m} \times 0.08 \text{ m} \times 0.9 \text{ m}}{144 \times .025 \text{ m}}$$

$$= 0.0061 \text{ m}^2$$

Menghitung Fluks Massa

$$Gs = \frac{\text{Kecepatan Massa Fluida Dingin}}{as}$$

$$= \frac{556.3370 \text{ kg/jam}}{0.00610807 \text{ m}^2}$$

$$= 91082 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 25.30065488 \text{ kg/sekon.m}^2$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Gs \times IDs}{\mu \text{ avg}}$$

$$= \frac{25.30065488 \text{ kg/sekon.m}^2 \times 0.3048 \text{ m}}{0.0002 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 35052.9073$$

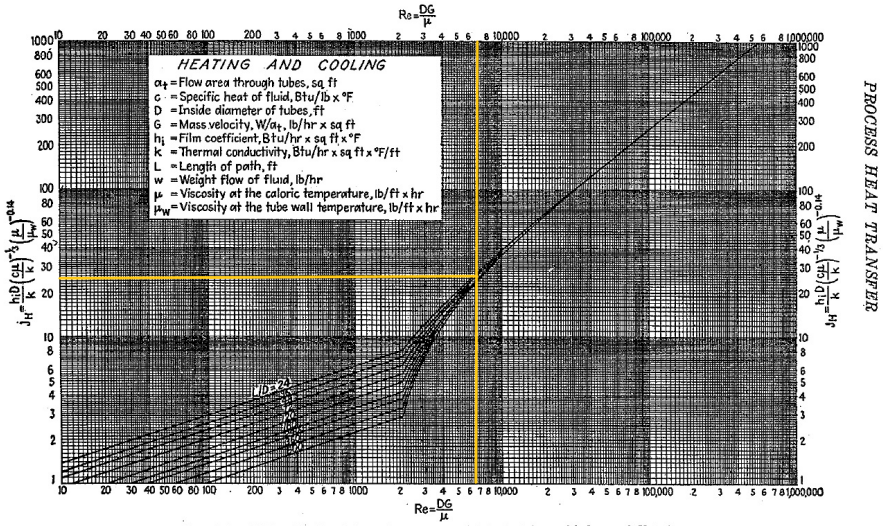


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

Dari Figure. 24, "Process Heat Transfer" Kern (1983), halaman 834 didapat :

jH = 25

Menghitung Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{Cp \times \mu \text{ avg}}{kth \text{ avg}}$$

$$= \frac{4.5400 \text{ kJ/kg.K} \times 0.79 \text{ kg/m.jam}}{2.0484 \text{ kJ/jam.m.K}}$$

$$= 1.7554$$

Mencari ho

$$ho = \frac{0.36 \times kth \text{ avg} \times Re^{0,88} \times Pr^{1/3}}{De}$$

$$= \frac{0.36 \times 2.0484 \text{ kJ/jam.m.K} \times 35052.9073^{0,88} \times 1.7554^{1/3}}{0.0077 \text{ m}}$$

$$= 1156106.608 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}$$

Tube (Fluida Panas)

Sifat fisis fluida panas (Air)

T_1 = 287 K
T_2 = 279 K
T_{av} = 283 K
ρ = 1034.72 g/m³
μ = 1.10416 Cp
= 3.9750 kg/m.jam

(Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999)

Luas Aliran

$$at = \frac{nt \times at'}{np}$$

$$= \frac{92 \times 0.0273}{1}$$

$$= 2.512 \text{ m}^2$$

Fluks Massa (gt)

$$Gt = \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{at}$$

$$= \frac{21623.801 \text{ kg/jam}}{2.512 \text{ m}^2}$$

$$= 8608.00 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 2.3911 \text{ kg/s.m}^2$$

Kecepatan Linear

$$Vt = \frac{Gt}{\rho g}$$

$$= \frac{2.3911 \text{ kg/s.m}^2}{998.57 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0.0024 \text{ m/s}$$

$$= 8.6203 \text{ m/jam}$$

Menghitung Bilangan Reynold

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

$$= \frac{0.3048 \text{ m} \times 8607.995 \text{ kg/jam.m}^2}{3.9750 \text{ kg/m.jam}}$$

$$= 660.0579$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{4.2 \times (1.35 + 0.02\ t\ avg) \times v\ linear^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$$= \frac{4.2 \times (1.35 + 0.02 \times 283\ K) \times 0.0024^{0,8}}{0.3048^{0,2}}$$

$$= 0.2989\ kJ/m^2.s.K$$

$$= 1076.0777\ kJ/m^2.jam.K$$

$$hio = \frac{hi \times ID}{OD}$$

$$= \frac{1076.0777\ kJ/m^2.jam.K \times 0.3048\ m}{0.0297\ m}$$

$$= 11036.6941$$

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{11036.6941 \times 1156106.608}{11036.6941 + 1156106.608}$$

$$= 10932.3294\ kJ/m^2.jam.K$$

Faktor Pengotor

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

$$= \frac{1}{1635.3} - \frac{1}{10932.3294}$$

$$= 0.0005\ kJ/m^2.jam.K$$

$$= 1.872\ kJ/m^2.s.K$$

Faktor pengotoran min (Table 11-3,Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$Rd\ min = 0.003\ BTU/ft^2.h.F$$

$$= 0.5283\ kJ/m^2.s.K$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat

Penurunan Tekanan

Shell (Fluida dingin)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$= 0.0035 + \frac{0.264}{35052.907^{0.42}}$$

$$= 0.0068$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta Ps = \frac{f \times (N+1) \times Gs^2 \times IDs}{2 \times \rho f \times De}$$

dengan :

$$(N+1) = \frac{L}{B} = \frac{7.3152}{0.0762} = 96$$

maka,

$$\Delta Ps = \frac{0.0068 \times 96 \times 25.3007 \text{ kg/sekon.m}^2 \times 0.3048 \text{ m}}{2 \times 637.7963 \text{ kg/m}^3 \times 0.0077 \text{ m}}$$

$$= 12.914 \text{ Pa}$$

$$= 0.0019 \text{ Psi}$$

$$\Delta Psmax = 2 \text{ Psi}$$

$\Delta Ps \leq \Delta Ps$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

Tube (Fluida panas)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}} = 0.0014 + \frac{0.125}{660.058^{0.32}} = 0.0171$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta Pt = \frac{4 \times f \times Gt^2 \times L \times np}{2 \times \rho t \times ID}$$

$$\Delta Pt = \frac{4 \times 0.0171 \times 2.3911 \text{ kg/sekon.m}^2 \times 7.3152 \text{ m} \times 92}{2 \times 998.57 \text{ kg/m}^3 \times 0.3048 \text{ m}}$$

$$= 0.4312 \text{ Pa}$$

$$= 0.0001 \text{ Psi}$$

$$\Delta Ptmax = 5 \text{ Psi}$$

$\Delta Pt \leq \Delta Pt$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

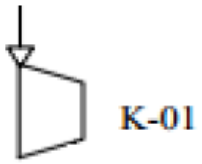
KESIMPULAN

Fungsi	=	Mendinginkan air dari suhu 30^{0}C menjadi 6^{0}C dengan media pendingin NH_3 suhu 0^{0}C	
Tipe	=	Shell and Tube Heat Exchanger	
Ukuran Alat			
IDs	=	12	in
Jumlah Pipa	=	92.0	
Jumlah Pass	=	1.0	
Susunan Pipa	=	Triangular Pitch	
Panjang Tube	=		
Luas Perpindahan Kalor	=	80.5	m²
Beban Panas	=	727076.8	kJ/jam
Media Pendingin			
Jenis	=	Ammonia	
Suhu Masuk	=	-13.5	^{0}C
Suhu Keluar	=	-13.5	^{0}C
Massa Media Pendingin	=	556.3	kg/jam
Koefisien Perpindahan Panas			
ho	=	1156106.6	kJ/jam.m².K
hi	=	1076.1	kJ/jam.m².K
hio	=	11036.7	
Uc	=	10932.3	kJ/m².jam.K
Ud	=	0.1	kJ/m².s.K
Rd Terhitung	=	1.9	kJ/m².s.K
Rd Minimum	=	0.5	kJ/m².s.K
Pressure Drop Tube	=	0.0	Psi
Pressure Drop Shell	=	0.0	Psi

Kompresor Utilitas (K - 01)

Fungsi: Meningkatkan tekanan ammonia dari Vaporizer Utilitas (VPU-01) pada tekanan 2.96 atm menjadi 15.79 atm

Tipe: Centrifugal Compressor



Data:

Tekanan Masuk	=	2.553	bar	=	0.2553 mPa
Tekanan Keluar	=	16	bar	=	1.6 mPa
Temperatur Masuk	=	260	K		
Massa NH_3	=	556.337	kg/jam		

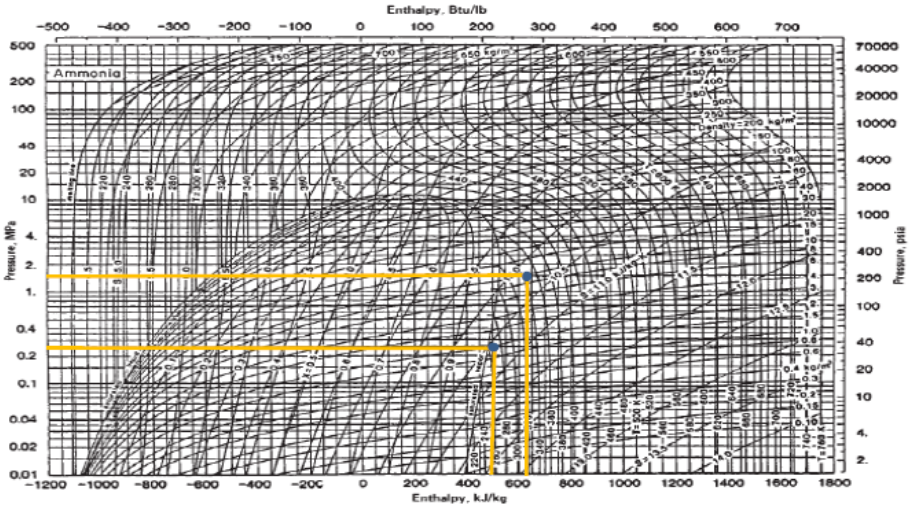


FIG. 2-6 Enthalpy–log-pressure diagram for ammonia. 1 MPa = 10 bar. *(Copyright 1981 by the American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers and reproduced by permission of the copyright owner.)*

Data yang lain didapatkan dari grafik ammonia dari Perry's Chemical Engineer Handbook, yaitu :

Suhu Keluar = 345 K
hg = 610 kJ/kg (Entalpi fase uap)

Menghitung daya yang dibutuhkan dengan hukum Termodinamika I :

$\Delta H + \Delta Ek + \Delta Ep = Q - Ws$
ΔEk dan ΔEp dianggap

Sehingga,

W = m (hg_2 - hg_1)

= 556.337 kg/jam x (610 - 483.8) kJ/kg

= 70209.724 kJ/jam

= 19.503 kJ/s

= 19.503 kW

= 26.153 Hp

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.

Daya standar sebesar = 100 Hp

KESIMPULAN

Fungsi : Meningkatkan tekanan ammonia dari vaporizer pada tekanan 2.553 bar menjadi 16 bar

Tipe Alast : Centrifugal Pump

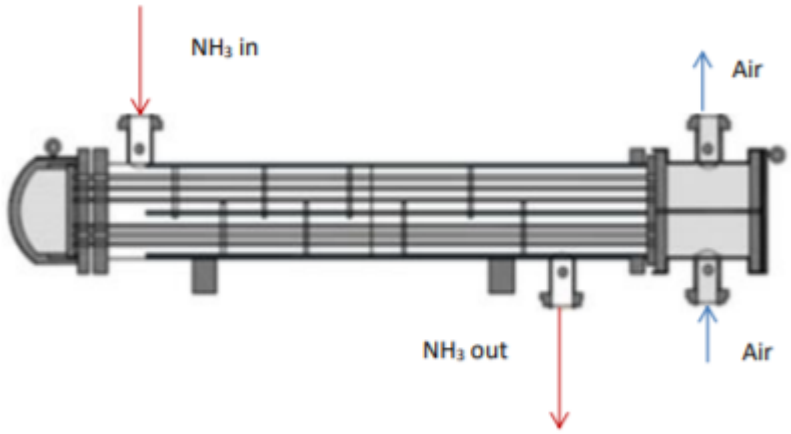
Kondisi Operasi

Suhu Masuk	=	260	K
Tekanan Masuk	=	2.553	atm
Tekanan Keluar	=	16	atm
Suhu Keluar	=	345	atm
Daya Motor	=	100	Hp

Condenser Utilitas (CDU - 01)

Fungsi: Mengembunkan uap yang keluar dari Kompressor

Tipe: Shell and Tube Heat Exchanger



Data (Uap dari Kompressor):

Suhu referensi	=	25	°C	=	298 K
Suhu masuk (T_1)	=	72	°C	=	345 K
Suhu keluar (T_2)	=	32	°C	=	305 K
Tekanan	=	16	Bar		

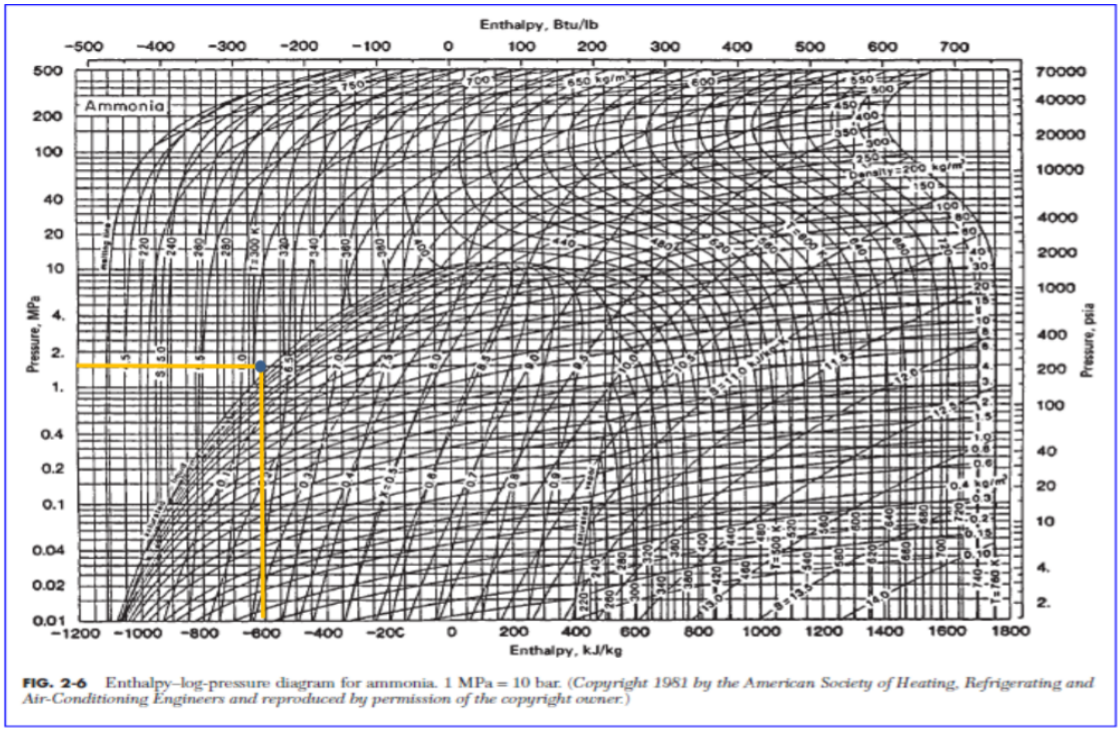


FIG. 2-6 Enthalpy–log-pressure diagram for ammonia. 1 MPa = 10 bar. *(Copyright 1981 by the American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers and reproduced by permission of the copyright owner.)*

Dari grafik, pada suhu 305 K nilai hf = -598 kj/kg

hg = 610 kj/kg

Pada suhu 305 K, Data Ammonia:

P	=	16	bar	ρ	=	0.260	kg/m³	
Cp	=	4.54	Kj/kg.K	μ	=	0.7921	kg/m.jam	
hg	=	610	Kj/kg	Cp	=	0.11942	kJ/kg.K =	0.42891 kg/m.jam
hf	=	-598	Kj/kg	K	=	0.453	W/m.K =	1.6292 kJ/jam.m.K

Massa Air = 556.337 Kg/jam

(Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999)

Menentukan Beban Panas Condenser

$Q = m \times (hg - hf)$

Dengan:

m = Massa uap kondensor (kg/jam)
hg = Entalpi fasa uap (kJ/kg)
hf = Entalpi fasa cair (kJ/kg)

Q = 556.337 kg/jam x (610 - (-598) kj/kg
= 672055.0482 kj/kg

Menghitung Kebutuhan Media Pendingin

Sebagai media pendingin dipakai air

Suhu air masuk (T_1) = 303 K
Suhu air keluar (T_2) = 333 K
Suhu rerata (T_{av}) = 318 K

Sifat fisis air pada suhu rerata:

Kapasitas panas air, Cp air = 1.356 kJ/kg.K
Viskositas, μ air = 0.72064 Cp = 7.21E-04 kg/ms
Densitas air, ρ air = 1017.5 kg/m³

(Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999)

Massa air pendingin yang diperlukan:

$$M_{air} = \frac{Qt}{Cp_{air}\,(T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{672055.048}{1.356\ kJ/kg.K \times (333 - 303)}$$

$$= 1652.053\ kg/jam$$

Menentukan Suhu Rerata (LMTD)

Suhu air pendingin masuk (t1)	=	30	°C	=	86	F	=	288 K
Suhu air pendingin keluar (t2)	=	60	°C	=	140	F	=	330 K
Suhu umpan masuk (T1)	=	72	°C	=	161.6	F	=	345 K
Suhu umpan keluar (T2)	=	32	°C	=	89.6	F	=	330 K

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{Ln}\ \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(\ 345\ -\ 330\ ) - (\ 330\ -\ 288\ )}{\text{Ln}\ \frac{(\ 345\ -\ 330\ )}{(\ 330\ -\ 288\ )}}$$

$$= 4.566 \text{ K}$$

Overall Heat Transfer

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot fluid	**Cold fluid**	***U*** **(W/m²°C)**
Heat exchangers		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
Coolers		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
Heaters		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
Condensers		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
Vaporizers		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Range UD = 1000 - 1500 W/m².jam K

Dipilih UD = 1000 W/m².jam K

Luas Transfer Panas

Luas transfer panas dan jumlah pipa
Persamaan 5.15 Kern 1965

$$A = \frac{Qc}{Ud.\ \Delta TLMTD}$$

$$= \frac{672055.0482}{1000 \times 4.57}$$

$$= 147.1827 \ m^2$$

$$= 1584.25950 \ ft^2$$

Luas transfer panas > 100 ft² maka dipilih HE shell and tube

Pemilihan Pipa

Dari tabel 10 Kern,D.Q., 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, ft²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0960	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	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	0.606	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
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	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
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545
1¼	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	0.960		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
	18	0.049	1.15	1.04		0.3015	0.688
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	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

Dipilih 1 1/4" OD, 8 BWG
Dari tabel 10 Kern,D.Q., diperoleh:

OD = 1.25 in = 0.03175 m
ID = 0.92 in = 0.02336 m
At = 0.665 in² = 0.0169 m²

Luas permukaan (a") = π x OD
= π x 0.03175 m
= 0.0997 m²/m

Panjang tabung standart: 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft
Toweler dan Sinnot, Chemical Engineering Design Principles, McGraw Hill, New York, 2008

Dipilih: Panjang tabung, L = 24 ft = 7.3152 m

Maka jumah Pipa (Nt) = $\frac{A}{a'' \times L}$

$$= \frac{147.1827 \ m^2}{0.0997 \ m^2/m \times 7.3152}$$

= 201.82

Alat Penukar Kalor Standart

Table 10-10C
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger $^3/_4$ -in. O.D. Tubes on 1-in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes 1	2	4	6	8	Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
8	37	30	26	26	24	4.13	11
10	61	56	52	46	44	4.88	17
12	92	90	86	78	72	4.38	21
14	121	110	102	98	92	5.50	21
16	163	152	146	140	132	6.25	25
18	212	202	194	188	184	5.88	29
20	269	260	250	240	236	6.63	35
22	337	330	314	300	296	7.33	39
24	421	404	380	378	364	8.00	43
26	499	476	460	450	440	8.88	47
28	579	562	542	538	520	9.63	51
30	668	648	636	624	612	10.33	53
32	766	744	732	714	712	11.00	57
34	870	850	834	828	808	10.50	61
36	986	978	942	932	920	11.38	67
38	1108	1100	1060	1060	1036	12.13	71
40	1236	1228	1200	1190	1164	12.75	75
42	1367	1350	1322	1306	1288	13.25	77

Maka dari tabel 10 dipilih:

ID = 12 in
= 0.3048 m
Nt = 92
Passes = 1
Pitch = 1 in = 0.0254 m
Susunan = 3/ 4 " pada 1" Triangular Pitch

Menghitung Diameter Ekivalen

$$d_e = \frac{4 \times (\frac{1}{2}P_T \times 0.86P_T - \frac{1}{2}\pi d_0^2/4)}{\frac{1}{2}\pi d_0} \quad \text{in.}$$

(Kern, 1983)

De = 0.3025 in
= 0.0077 m

Luas Perpindahan terkoreksi

A = nt x A" x L
= 92 x 0.0997 x 7.3152
= 67.095 m²

$$\text{Ud terkoreksi} = \frac{Qc}{A \times \Delta TLMTD}$$
$$= \frac{672055.0482 \text{ kJ/jam}}{67.095 \text{ m}^2 \times 4.6 \text{ K}}$$
= 2193.6597 kJ/hr.m².K
= 0.609350 kJ/m².s.K

Rute Fluida

Cold Fluid = NH_3 (Shell)
Hot Fluid = Air(Tube)

Koefisien Perpindahan Kalor Dalam Tube, Shell dan Gabungan

Shell (Fluida Dingin)

Menghitung Luas Aliran

$$as = \frac{IDs \times C \times B}{144 \times Pt}$$

Dengan :

$$\text{Jarak Antar Baffle (B)} = \frac{IDs}{4}$$
= 3 in
= 0.0762 m
Clearance (C) = Pt - OD
= 1 m - 0.0318 m
= 0.9683 m
= 0.02459 in

Maka,

$$as = \frac{0.30 \text{ m} \times 0.08 \text{ m} \times 0.96 \text{ m}}{144 \times .025 \text{ m}}$$
= 0.0061 m²

Menghitung Fluks Massa

$$Gs = \frac{\text{Kecepatan Massa Fluida Dingin}}{\text{as}}$$

$$= \frac{1652.0527 \quad kg/jam}{0.00614839 \quad m^2}$$

$$= 268697 \quad kg/jam.m^2$$

$$= 74.63803062 \quad kg/sekon.m^2$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Gs \times IDs}{\mu \text{ avg}}$$

$$= \frac{74.63803062 \quad kg/sekon.m^2 \quad x \quad 0.3048 \quad m}{0.0002 \quad kg/m.s}$$

$$= 103407.5988$$

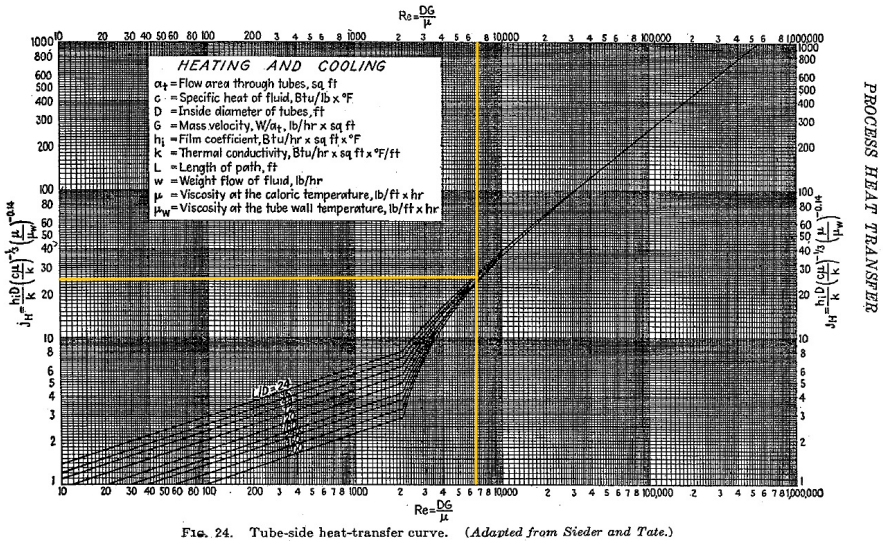


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

Dari Figure. 24, "Process Heat Transfer" Kern (1983), halaman 834 didapat :

jH = 25

Menghitung Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{Cp \times \mu \text{ avg}}{kth \text{ avg}}$$

$$= \frac{4.5400 \quad kJ/kg.K \quad x \quad 0.79 \quad kg/m.jam}{2.0484 \quad kJ/jam.m.K}$$

$$= 1.7554$$

Mencari ho

$$ho = \frac{0.36 \times kth\ avg \times Re^{0,88} \times Pr^{1/3}}{De}$$

$$= \frac{0.36 \times 2.0484\ kJ/jam.m.K \times 103407.5988^{0,88} \times 1.7554^{1/3}}{0.0077\ m}$$

$$= 2995345.223\ kJ/jam.m^2.K$$

Tube (Fluida Panas)

Sifat fisis fluida panas (Air)

T_1 = 345 K
T_2 = 305 K
T_{av} = 325 K
ρ = 1034.72 g/m³
μ = 1.10416 Cp
= 3.9750 kg/m.jam

(Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999)

Luas Aliran

$$at = \frac{nt \times at'}{np}$$

$$= \frac{92 \times 0.0169}{1}$$

$$= 1.554\ m^2$$

Fluks Massa (gt)

$$Gt = \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{at}$$

$$= \frac{556.337\ kg/jam}{1.554\ m^2}$$

$$= 358.01\ kg/jam.m^2$$

$$= 0.0994\ kg/s.m^2$$

Kecepatan Linear

$$Vt = \frac{Gt}{\rho g}$$

$$= \frac{0.0994\ kg/s.m^2}{998.57\ kg/m^3}$$

$$= 0.0001\ m/s$$

$$= 0.3585\ m/jam$$

Menghitung Bilangan Reynold

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

$$= \frac{0.3048 \text{ m} \times 358.010 \text{ kg/jam.m}^2}{3.9750 \text{ kg/m.jam}}$$

$$= 27.4520$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{4.2 \times (1.35 + 0.02\ t\ avg) \times v\ linear^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$$= \frac{4.2 \times (1.35 + 0.02 \times 325 \text{ K}) \times 0.0001^{0,8}}{0.3048^{0,2}}$$

$$= 0.0263 \text{ kJ/m}^2\text{.s.K}$$

$$= 94.6650 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K}$$

$$hio = \frac{hi \times ID}{OD}$$

$$= \frac{94.6650 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K} \times 0.3048 \text{ m}}{0.0234 \text{ m}}$$

$$= 1234.7608$$

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{1234.7608 \times 2995345.223}{1234.7608 + 2995345.223}$$

$$= 1234.2520 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K}$$

Faktor Pengotor

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

$$= \frac{1}{1000} - \frac{1}{1234.2520}$$

$$= 0.0002 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K}$$

$$= 0.683 \text{ kJ/m}^2\text{.s.K}$$

Faktor pengotoran min (Table 11-3,Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$Rd\ min = 0.003 \text{ BTU/ft}^2\text{.h.F}$$

$$= 0.5283 \text{ kJ/m}^2\text{.s.K}$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat

Penurunan Tekanan

Shell (Fluida dingin)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$= 0.0035 + \frac{0.264}{103407.599^{0.42}}$$

$$= 0.0056$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta Ps = \frac{f \times (N+1) \times Gs^2 \times IDs}{2 \times \rho f \times De}$$

dengan :

$$(N+1) = \frac{L}{B}$$

$$= \frac{7.3152}{0.0762}$$

$$= 96$$

maka,

$$\Delta Ps = \frac{0.0056 \times 96 \times 74.6380\ ^2\ kg/sekon.m^2 \times 0.3048\ m}{2 \times 637.7963\ kg/m^3 \times 0.0077\ m}$$

$$= 92.606\ Pa$$

$$= 0.0134\ Psi$$

$$\Delta Psmax = 2\ Psi$$

$\Delta Ps \leq \Delta Ps$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

Tube (Fluida panas)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}}$$

$$= 0.0014 + \frac{0.125}{27.452^{0.32}}$$

$$= 0.0447$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta Pt = \frac{4 \times f \times Gt^2 \times L \times np}{2 \times \rho t \times ID}$$

$$\Delta Pt = \frac{4 \times 0.0447 \times 0.0994 \text{ kg/sekon.m}^2 \times 7.3152 \text{ m} \times 92}{2 \times 998.57 \text{ kg/m}^3 \times 0.3048 \text{ m}}$$

$$= 0.0020 \text{ Pa}$$

$$= 0.0000 \text{ Psi}$$

$$\Delta Ptmax = 5 \text{ Psi}$$

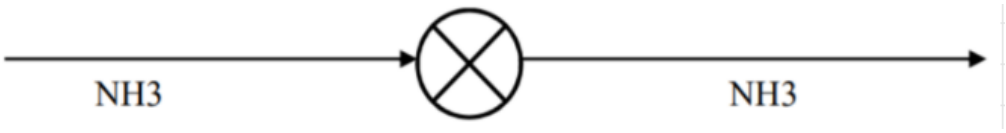
$\Delta Pt \leq \Delta Pt$ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

KESIMPULAN

Fungsi	=	Mengembunkan uap yang keluar dari Kompressor
Tipe	=	Shell and Tube Heat Exchanger
Ukuran Alat		
IDs	=	12 in
Jumlah Pipa	=	92
Jumlah Pass	=	1
Susunan Pipa	=	Triangular Pitch
Panjang Tube	=	7.3152
Luas Perpindahan Kalor	=	67.1 m^2
Beban Panas	=	672055.05 kJ/jam
Media Pendingin		
Jenis	=	Air
Suhu Masuk	=	30 ^{0}C
Suhu Keluar	=	60 ^{0}C
Massa Media Pendingin	=	1652.0527 kg/jam
Koefisien Perpindahan Panas		
ho	=	2995345.2 kJ/jam.m^2.K
hi	=	94.7 kJ/jam.m^2.K
hio	=	1234.7608
Uc	=	1234.2520 kJ/m^2.jam.K
Ud	=	0.6093 kJ/m^2.s.K
Rd Terhitung	=	0.683 kJ/m^2.s.K
Rd Minimum	=	0.5283 kJ/m^2.s.K
Pressure Drop Tube	=	0 Psi
Pressure Drop Shell	=	0.0134 Psi

Valve Ekspansi Utilitas (EVU - 01)

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran kondenser (KU-01) dari 16 bar menjadi 2.553 bar
Jenis : Globe Valve



Kondisi Operasi :

Massa	=	556.337	kg/jam
Suhu	=	345	K
Densitas	=	0.7413	kg/l
Viskositas cairan	=	3.2256	Cp
Tekanan Masuk	=	16	bar
Tekanan Keluar	=	2.553	bar

Kapasitas Pompa

$$\text{Kecepatan Volumetrik Cairan (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$= \frac{556.337 \text{ kg/jam}}{0.7413 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 750.49 \text{ l/jam} = 0.2085 \text{ l/detik}$$

$$= 0.0074 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

Pemilihan Pipa

Untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

D_{opt} = Diameter optimum (in)
q = Laju alir fluida (ft^3/detik)
ρ = Densitas fluida (lb/ft^3)

Dari perhitungan didapat

$$D_{opt} = 3.9 \times (0.0074 \text{ ft}^3\text{/detik})^{0'45} \times (46.2779 \text{ lb/ft}^3)^{0'13}$$

$$= 0.7042 \text{ in}$$

$$= 0.0179 \text{ m}$$

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983 hal. 844 dipilih pipa dengan :

NPS = 1 1/4
Sch no = 40
OD = 1.66 in
ID = 1.38 in = 0.0351 m
At = 1.5 in² = 0.0010 m²
a" = 0.435 ft²/ft = 0.0404 m²/m

Kecepatan Linier Cairan Dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V = \frac{Q}{At}$$

$$= \frac{0.2085 \text{ m}^3/\text{detik}}{0.0010 \text{ m}^2}$$

$$= 215.418 \text{ m/detik}$$

Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{p \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{741.30 \text{ kg/m}^3 \times 215.418 \text{ m/detik} \times 0.0351 \text{ m}}{0.00323 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 1{,}735{,}317.77$$

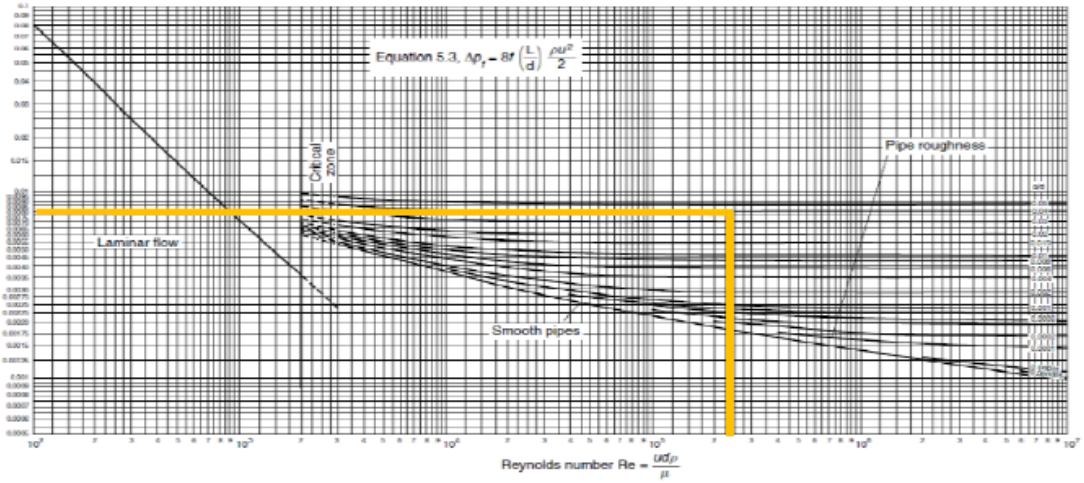
Menentukan Panjang Pipa

$$\Delta P_f = 8f\left(\frac{L}{di}\right)\frac{\rho u^2}{2}$$

(Geankoplis, 1993)

ΔPf = pressure drop (N/m²) = P1 - P2
= 16 - 2.553
= 13.447 bar
= 1344700 N/m²
f = faktor friksi = 0.006
di = diameter dalam pipa = 0.0351 m
p = densitas fluida = 741.30 kg/m³
v = kecepatan fluida = 215.418 m/s

f diperoleh dari grafik berikut



Dengan :

Material	Absolute roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Nilai kekerasan (e) = 0.046

Dari grafik diatas diperoleh nilai f = 0.006

Maka panjang pipa adalah :

$$L = \frac{2 \times 1344700\ N/m^2 \times 0.0351\ m}{8 \times 0.006 \times 741.30\ kg/m^3 \times (215.418\ m)^2}$$

$$= 1.3642\ m$$

KESIMPULAN

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran kondenser (KU-01) dari 16 bar menjadi 2.553 bar

Jenis Alat : Globe Valve

Spesifikasi Pipa

- NPS : 1 1/4 in = 0.0318 m
- Sch no : 40
- OD : 1.66 in = 0.0422 m
- ID : 1.38 in = 0.0351 m
- Panjang Pipa : 1.3642 m

Bahan Pipa : Commercial Steel

Penyediaan Listrik

Kebutuhan Listrik

Kebutuhan Listrik Alat Proses dan Utilitas

Alat	Daya (Hp)
Reaktor - 01	40
Reaktor - 02	7.5
Mixer - 01	40
Mixer - 02	15
Netralizer	60
Pompa - 01	10
Pompa - 02	1.5
Pompa - 03	15
Pompa - 04	1
Pompa - 05	10
Pompa - 06	0.5
Pompa - 07	0.75
Pompa - 08	3
Pompa - 09	3
Pompa - 10	1
Pompa - 11	2
Pompa - 12	2
Pompa - 13	2
Pompa Utilitas - 01	1.5
Pompa Utilitas - 02	1.5
Pompa Utilitas - 03	1.5
Pompa Utilitas - 04	2
Pompa Utilitas - 05	2
Pompa Utilitas - 06	1
Kompressor Udara Tekan	20
Tangki Klorinasi	3.0
Tangki NaOH	3
Tangki H2SO4	7.5
Clarifier	7.5
Kompressor Refrigeran	100
Pneumatic Conveyor	10
Total Daya	374.75

Kebutuhan listrik untuk instruemntasi dan control sebesar 10% dari kebutuhan alat proses dan utilitas, sehingga dibutuhkan listrik sebesar :

Kebutuhan Listrik = 110 % x 374. Hp
= 412.225 Hp

Kebutuhan Listrik untuk Perkantoran

Perkantoran terdiri dari 2 lantai, dimana setiap lantai terdiri dari 12 ruang, setiap ruang terdiri dari 4 AC (masing-masing AC menggunakan listrik sebesar 350 watt) dan 10 lampu (masing-masing lampu sebesar 50 watt) serta komputer sejumlah pekerja non shift/manajemen sebanyak 59 unit. Sehingga total listrik untuk perkantoran yaitu :

AC	=	2 lantai x 12 ruangan x 1 AC x 350 watt
Komputer	=	35 Komputer sesuai dengan departemen
Lampu	=	2 lantai x 12 ruangan x 10 lampu x 10 watt

Total Kebutuhan Listrik Untuk Perkantoran :

Total Kebutuhan Listrik	=	Listrik AC	+	Listrik Komputer	+	Listrik Lampu
	=	8400	+	8750	+	2400
	=	19550	watt			
	=	19.55	kW			

Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan

Untuk penerangan taman, parkir, gudang, dan lain-lain pada malam hari digunakan 250 lampu dengan masing-masing lampu berdaya 50 watt. Sehingga :

250 lampu x 50 watt	=	12500	watt
	=	12.5	kW

Total Kebutuhan Listrik Pabrik

Listrik Proses	=	307.40	kW
Listrik Perkantoran	=	19.55	kW
Listrik Penerangan	=	12.5	kW +
Total	=	339.45	kW
Overdesign 20%	=	407.34	kW
	=	509.17	kVa

DAYA TERSEDIA PLN
SISTEM SEKUNDER TM 20 KV

NO.	PEMBATAS AMPERE	DAYA kVA	PEMAKAIAN CT AMPERE	PEMAKAIAN PT VOLT	FAKTOR METER KALI
1	6.3	240	10/5	20.000/100	400
2	10	345	15/5	20.000/100	600
3	16	555	20/5	20.000/100	800
4	20	690	25/5	20.000/100	1000
5	25	865	30/5	20.000/100	1200
6	32	1110	40/5	20.000/100	1600
7	35	1210	40/5	20.000/100	1800
8	40	1385	50/5	20.000/100	2000
9	50	1730	60/5	20.000/100	2400
10	63	2180	80/5	20.000/100	3200
11	80	2770	100/5	20.000/100	4000
12	100	3465	125/5	20.000/100	5000
13	125	4330	150/5	20.000/100	6000
14	160	5540	200/5	20.000/100	8000
15	200	6930	250/5	20.000/100	10000
16	250	8660	300/5	20.000/100	12000

Listrik dipenuhi oleh PLN (Perusahaan Listrik Negara), dipakai sebesar:

= 555 kVa

= 444 kW

maka apabila ada pemutusan listrik dari PLN, digunakan Generator Listrik sebagai cadangan sebesar:

450 kW sebagai cadangan listrik.

GENERATOR

Fungsi : Membangkitkan listrik sebagai cadangan untuk keperluan proses, utilitas, dan umum
Jenis Alat : Generator bahan bakar solar

Diketahui daya yang diperlukan pabrik adalah :

$$= 450 \text{ kW} \times \frac{0.9487 \text{ BTU}}{1 \text{ kW.s}} \times \frac{1.0551 \text{ kJ}}{1 \text{ BTU}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 1621576.859 \text{ kJ/jam}$$

Diperkirakan mati listrik 12 kali setahun selama 15 jam, maka daya yang harus di sediakan :

$$\text{Daya yang harus disediakan} = 1621576.859 \text{ kJ/jam} \times \frac{15 \text{ jam}}{1 \text{ bulan}} \times \frac{12 \text{ bulan}}{1 \text{ tahun}}$$

$$= 291883834.692 \text{ kJ/tahun}$$

Kebutuhan Bahan Bakar

Densitas Bahan Bakar = 849 kg/m³ (engineeringtoolbox.com)

SPGR Solar $= \frac{p \text{ solar}}{p \text{ water}}$

$= \frac{849}{1036.53}$

$= 0.8191$

^{0}API $= \frac{141.5}{\text{spgr}} - 131.5$

$= \frac{141.5}{0.8191} - 131.5$

$= 41.26$

Mencari Heating Value dengan menggunakan grafik fig. 27-3 perry ed.7

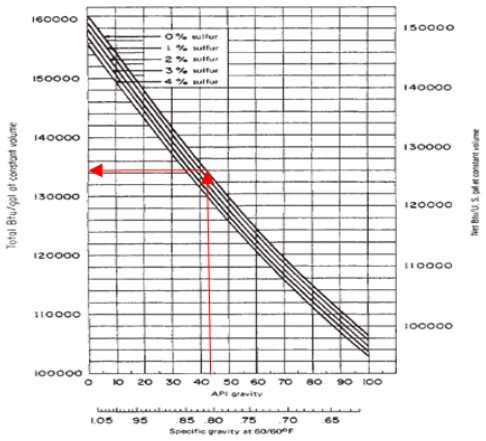


FIG. 27-3 Heat of combustion of petroleum fuels. To convert Btu/US gal to kJ/m³, multiply by 278.7.

Dari grafik tersebut didapatkan heating value sebesar = 135800 BTU/gall
37849836.081 kJ/m³

Efisiensi pembakaran = 80 %

Densitas Bahan bakar pada suhu 30 ^{0}C = 1022.8753 x 0.8191
= 837.8157 kg/m³

Densitas Bahan bakar pada suhu 30 ^{0}C = $\frac{\text{Qt}}{\text{Efisiensi x NHV}}$

= $\frac{291883834.692 \text{ kJ/tahun}}{80\ \% \times 37849836.081 \text{ kJ/m}^3}$

= 9.6395 m³/tahun
= 1.0197 kg/jam
= 60.6327 bbl/tahun

KESIMPULAN

Fungsi = Membangkitkan listrik sebagai cadangan untuk keperluan proses, utilitas, dan umum

Jenis = Generator bahan bakar solar

Daya yang diperlukan pabrik = 1621576.859 kJ/jam

Kebutuhan bahan bakar = 9.6395 m³/tahun
60.6327 bbl/tahun

TANGKI BAHAN BAKAR

Fungsi : Menyimpan solar untuk bahan bakar generator selama 60 hari
Jenis Alat : Vertical conical tank with torispherical roof and flat bottom

Kondisi Operasi
Tekanan = 1 atm
Suhu = 30 ^{0}C = 303 K
Waktu Tinggal = 60 hari

Data Bahan yang Disimpan
Densitas = 849 kg/m^3
Viskositas = 2 mm/s
Volume = 9.6395 m^3/tahun

Dimensi Tangki
Volume Tangki (Vt)
VL = 1.7526 m^3
= 61.894 ft^3

Vt = 120% x VL
= 2.1032 m^3
= 74.273 ft^3

Dipilih perbandingan H : D = 1.5H : D

$$Vt = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{\pi \times D^2 \times 1.5D}{4}$$

$$D^3 = \frac{74.273 \times 4}{3.14 \times 1.5}$$

D = 3.9807 ft
Maka,
H = 1.5 D
= 5.9710 ft

Menghitung Dimensi Atap 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

Menghitung 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 psia

Menghitung Tebal Tutup Tangki

Untuk menghitung tebal tutup digunakan persamaan 13.10, "Proccess Equipment Design", Brownell & Young (1959) hal 256

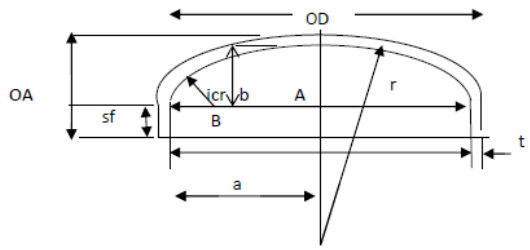
$$th = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{f \,.\, E - 0.1P} + C$$

maka,

$$th = \frac{0.885 \times 16.17 \text{ psi} \times (6\% \times 48 \text{ in})}{18750 \times 0.8 - 0.1 \times 16.17} + 0.125$$

$$= 0.1277 \text{ in}$$

t standar = 0.1875 in



Nilai diameter dalam tangki adalah:

OD = ID + (2 . tebal dinding tangki)
= ID + (2. 0.1875 in)
OD = 47.3931 in = 54 in
= 1.37 m

Untuk nilai OD = 54 in maka nilai rc, icr, dan t adalah :

r = 54 in
icr = 3.25 in
t = 0.1875 in

Berdasarkan tebal head standar, maka dipilih straight flange (Sf) antara 1,5 – 2,25 in. (Tabel 5.8 hal. 93 Brownell and Young)
Dipilih Sf = 1,5 in

a = *ID/2*
= 23.70 in
AB = a - icr
= 20.45 in
BC = rc - icr
= 54 in - 3.25 in
= 50.75 in
AC = $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$
= 46.449 in
b = rc - AC
= 54 in - 46.449 in
= 7.551 in

Maka tinggi head (OA) = th standar + b + sf
= 0.1875 in + 7.551 in + 1.5 in
= 9.239 in
= 0.2347 m
= 0.7699 ft

Menghitung Tinggi Tangki Total
Tinggi Tangki = 5.9710 ft
Tinggi Tutup = 0.7699 ft
Tinggi Total = 5.9710 ft + 0.7699 ft
= 6.7409 ft
= 2.0546 m

KESIMPULAN

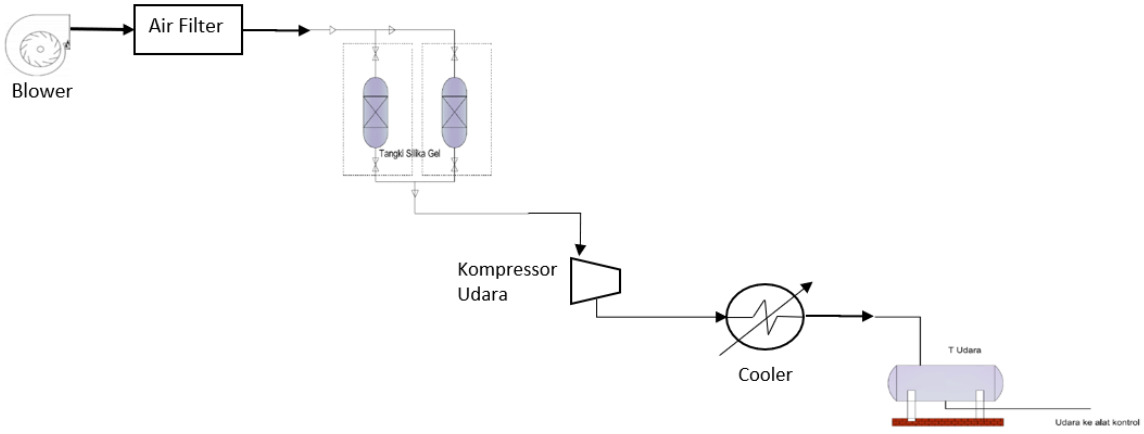
Tujuan = Menyimpan solar untuk bahan bakar generator selama 60 hari
Jenis = Vertical conical tank with torispherical roof and flat bottom
Bahan = Stainless steel SA-167
Volume Cairan = 2.10 m^3
= 2103.2 l
Tinggi Shell = 6.0 ft
= 1.8 m
Tinggi Head = 0.8 ft
= 0.2 m
Tinggi Tangki = 6.7 ft
= 2.1 m
Diameter Tangki = 4.0 ft
= 1.2 m
Suhu Operasi = 30 ^{0}C
Waktu Tinggal = 60 hari
Jumlah Tangki = 1 unit

Unit Udara Tekan

Udara tekan diperoleh dengan memproses udara lingkungan. Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen pengendali.

Kebutuhan udara tekan adalah :

Jumlah instruman kendali	=	23	
Kebutuhan setiap instrumen	=	2	m^3/jam
Kecepatan volumetrik udara tekan	=	23 x 2	m^3/jam
	=	46	m^3/jam
Over design 10%	=	110 % x 46	m^3/jam
	=	50.6	m^3/jam
Tekanan Operasi	=	15 -20 psig	(Kern, hal 768)
	=	15	psig
	=	29.7	psia
	=	2.021	atm



Uraian Proses :

Udara dari lingkungan diambil oleh blower (BL-02) dan dilewatkan melalui filter udara untuk menyaring debu-debu yang terikat. Kemudian Udara ditekan hingga 2 atm dengan (KU-01). Setelah ditekan, udara tekan dilewatkan ke Tangki Silika (TS-01) yang berisi tumpukan SiO_2 untuk menghilangkan kandungan air pada udara tekan sehingga diperoleh udara kering. Selanjutnya udara kering dilewatkan cooler untuk menurunkan suhunya ke suhu ruangan sebelum disimpan di TU-04 untuk dialirkan ke alat instrumentasi pengendalian.

BLOWER (BL-01)

Fungsi : Mengalirkan dan menaikkan tekanan udara dari lingkungan ke Tangki Silika (TS-01)
Jenis Alat : Blower Sentrifugal

Data :
Suhu (T) = 30 ^{0}C = 303 K
Tekanan Masuk (P1) = 1 atm
Tekanan Keluar (P2) = 2.021 atm

Data Termodinamika :
BM Udara = 28.8 kg/kmol
Cp Gas = 67 kJ/kmol.K
R = 8.314 kJ/kmol.K = 0.0821 m³.atm/kmol.K
Cv = 58.686 kJ/kmol.K
Cp/Cv = 1.1417

Menghitung Kebutuhan Udara

Kecepatan mol udara

$$n = \frac{46 \text{ x } \text{m}^3/\text{jam} \text{ x } 1 \text{ atm}}{0.0821 \text{ m}^3.\text{atm/kmol.K} \text{ x } 303 \text{ K}}$$

$$= 1.8491 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol } O_2 = \frac{21\ \%}{100\ \%} \text{ x } 1.8491 \text{ kmol/jam} = 0.3883 \text{ kmol/jam}$$

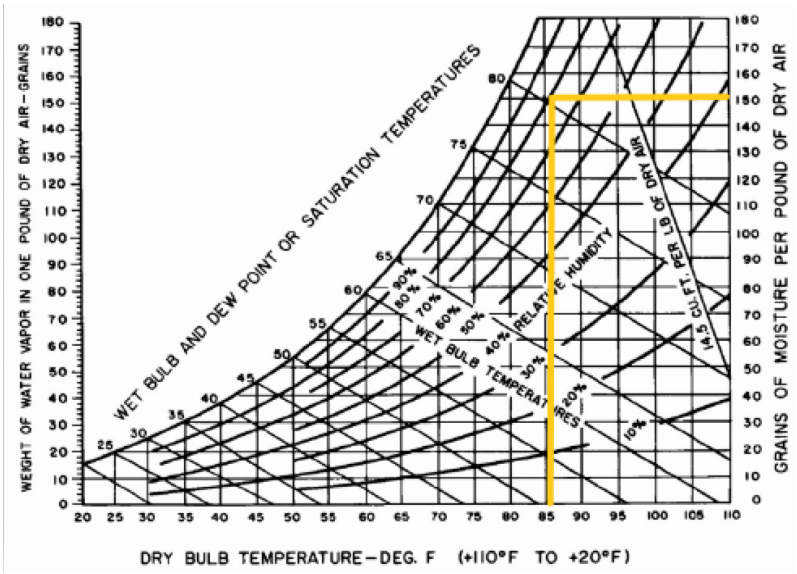
$$\text{Mol } N_2 = \frac{79\ \%}{100\ \%} \text{ x } 1.8491 \text{ kmol/jam} = 1.4608 \text{ kmol/jam}$$

Udara basis kering

Komponen	kmol/jam	Mr	kg/jam
N_2	1.4608	28	40.9032
O_2	0.3883	32	12.4263
Total			53.3295



Diasumsikan Udara Lingkungan memiliki kelembaban relatif = 80 %



Dari humidity chart diperoleh :

Y' = 150 grain/lb udara kering

= 0.021 kg/kg udara kering

Massa uap air yang terbawa udara = 0.021 kg/kg udara kering x 53.3295 kg/jam

= 1.1428 kg/jam

Menghitung Kecepatan Udara Volumetris

$$\text{Jumlah mol udara} = 53.3295 \text{ kg/jam} \times \frac{2.2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1}{28.85 \text{ lb/lbmol}}$$

$$= 4.0752 \text{ lbmol/jam}$$

Kecepatan Udara Volumetris

$$Q = \frac{n \times R \times T}{P}$$

Dengan :

n = 4.0752 lbmol/jam

R = 10.73 ft^3.psi/(lbmol.R)

T = 545.67 R

P = 14.7 psi

$$Q = \frac{4.0752 \text{ lbmol/jam} \times 10.73 \text{ ft}^3\text{.psi/(lbmol.R)} \times 545.67 \text{ R}}{14.7 \text{ psi}}$$

= 27.0528 ft^3/menit

Menghitung Power pada Blower

Blower bekerja secara adiabatis, maka menurut McCabe Smith, 4th Ed., p. 189

$$P = \left(\frac{0{,}0643 \times Ta \times \gamma \times qo}{520(\gamma - 1)\eta}\right)\left[\left(\frac{Pb}{Pa}\right)^{\left(1-\frac{1}{\gamma}\right)} - 1\right]$$

dengan : P = power blower (Hp)
Ta = suhu operasi (oR)
qo = jumlah udara yang dialirkan (ft³/menit)
η = effisiensi blower
Pa = tekanan masuk blower (psia)
Pb = tekanan keluar blower (psia)

Pb = 14.7 x 2.021 = 29.7082 psi
γ = Cp/Cv = 1.1417
Ta = 545.67 R
Qo = 27.0528 ft³/menit
η = 80 %

Sehinnga didapat power pada blower :

P = 1.6775 Hp

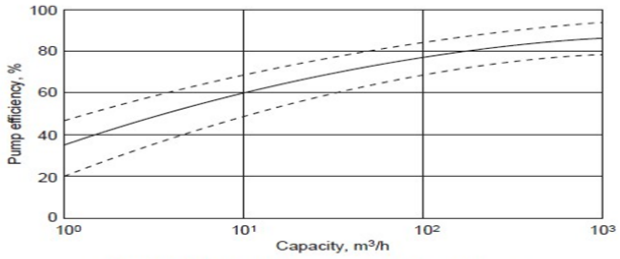


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$P = \frac{1.6775}{82\%}$$

= 2.0458 Hp

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.

Berdasarkan Ludwig E.E., Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed., page 628, daya motor standar adalah 3 Hp

KESIMPULAN

Tujuan	=	Mengalirkan dan menaikkan tekanan udara dari lingkungan ke Tangki Silika (TS-01)
Jenis	=	Blower Sentrifugal

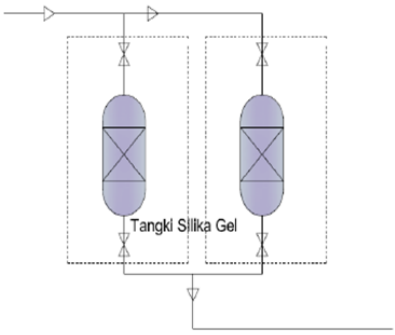
Kondisi Operasi

Tekanan Masuk (P_1)	=	1	atm
Tekanan Keluar (P_2)	=	2.021	atm
Suhu Masuk (T_1)	=	30	^{0}C

Kebutuhan Udara	=	53.3295	kg/jam
Kecepatan Udara	=	27.0528	ft^3/menit
Daya Motor	=	3	Hp

TANGKI SILIKA

Fungsi : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan
Jenis Alat : Tangki silinder tegak



Data :

Suhu udara masuk	=	30 ^{0}C = 303	K
Kelembaban relatif udara masuk	=	0.03	kg-H_2O/kg-udara kering
Kelembaban relatif udara diinginkan	=	0	kg-H_2O/kg-udara kering
Volume udara tekan	=	46	m^3/jam
BM udara	=	28.8	kg/kgmol
Massa udara tekan	=	53.3295	kg/jam

Menghitung Massa Air yang Diserap

Waktu Kerja = 7 hari sebelum diregenerasi
Massa Air = Massa Udara x Kadar Uap Air Dalam Udara
= 53.3295 kg/jam x 0.03 kg-H_2O/kg-udara kering
= 1.5999 kg/jam

Massa air yang harus diserap = 1.5999 kg/jam x 24 jam/hari x 7 hari
= 268.7806 kg

Menghitung Kebutuhan Silika Gel

Kemampuan penyerapan silika : 0,35 - 0,5 kg air/ kg silika
(Tabel 16-5, Perry 7th ed, 1997)

Dipilih = 0.5 kg air/kg silika

$$\text{Massa Silika} = \frac{268.7806 \text{ kg}}{0.5 \text{ kg air/kg silika}}$$

= 537.5611 kg

Menenetukan Ukuran Tangki

Densitas silika gel = 0.8 kg/L = 800 kg/m³

$$\text{Volume Silika Gel} = \frac{\text{massa silika gel}}{\text{densitas silika gel}} = \frac{537.5611 \text{ kg}}{800 \text{ kg/m}^3} = 0.6720 \text{ m}^3$$

Dirancang untuk keamanan 20%

Volume Tangki = 120 % x 0.6720 m³

= 0.8063 m³

Dirancang : 2D = H

$$Vt = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$0.8063 \text{ m}^3 = \frac{3.14 \times D^2 \times 2D}{4}$$

$$0.8063 \text{ m}^3 = \frac{3.14 \times D^3}{2}$$

$D^3 = 0.5136 \text{ m}^3$

$D = 0.8008 \text{ m}$

$H = 1.6017 \text{ m}$

Bahan Konstruksi = Baja Karbon

Jumlah Tangki = 2

KESIMPULAN

Tujuan = Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan

Jenis = Tangki silinder tegak

Bahan Konstruksi = Baja Karbon

Suhu Udara Masuk = 30 ^{0}C

Massa Air yang Diserap = 268.7806 kg/jam

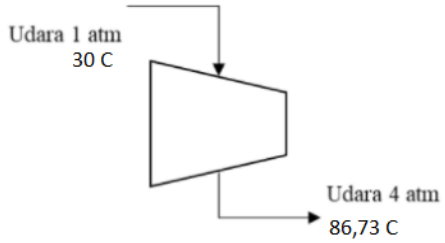
Massa Silika gel = 537.5611 kg/jam

Dimensi Tangki

- Volume Tangki = 0.5 m³
- Diameter = 0.8 m
- Tinggi = 1.6 m

Kompressor Udara (KU-01)

Fungsi : Menekan udara sebanyak 46 m^3/jam dari 1 atm sampai 4 atm
Jenis Alat : Kompressor Sentrifugal



Data :

Suhu (T)	=	30 ^{0}C	=	303 K
Tekanan Masuk (P1)	=	1 atm		
Tekanan Keluar (P2)	=	4 atm		

Data Termodinamika :

BM Udara	=	28.8 kg/kmol		
Cp Gas	=	67 kJ/kmol.K		
R	=	8.314 kJ/kmol.K	=	0.0821 m^3.atm/kmol.K
Cv	=	58.686 kJ/kmol.K		
k	=	1.1417		

Menghitung Suhu Keluar Kompressor

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(k-1)/k}$$

(Pers. 7.23. "Chemical Process Equipment Selection and Design", Stanley M. Walas)

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(k-1)/k}$$

$$= 303\ K \times \left(\frac{4\ atm}{1\ atm}\right)^{(1.1417-1)/1.1417}$$

$$= 359.88\ K$$

$$= 86.73\ ^0C$$

Menghitung Kapasitas Kompressor

Kecepatan mol

$$n = \frac{46\ m^3/jam \times 1\ atm}{0.0821\ m^3.atm/kmol.K \times 303\ K}$$

$$= 1.8491\ kmol/jam$$

Kapasitas = n x BM udara
= 1.8491 kmol/jam x 28.8 kg/kmol
= 53.2555 kg/jam

Menghitung Daya Penggerak

$$W_s = H_2 - H_1 = P_1^{1/k} V_1 \int_{P_1}^{P_2} dP/P^{1/k}$$
$$= \left(\frac{k}{k-1}\right) z_1 R T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(k-1)/k} - 1\right].$$

(Pers. 7.25. "Chemical Process Equipment Selection and Design", Stanley M. Walas)

$$W = \frac{1.1417}{1.1417 - 1} \times 1.8491 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 8.314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \times 303 \text{ K} \times \frac{4}{1}^{(1.1417-1)/1.1417}$$

= 44586.0329 kJ/jam
= 12.3850 kJ/s
= 12.3850 kW

Menghitung Motor Penggerak

Daya yang diperlukan = 12.3850 kW
= 16.6083 Hp

Efisiensi = 80 %

$$= \frac{16.6083}{80\ \%} \text{ Hp}$$

= 20.7604 Hp

Motor Standar = 25 Hp

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

Fungsi = Menekan udara sebanyak 46 m^3/jam dari 1 atm sampai 4 atm

Jenis = Kompressor Sentrifugal

Kondisi Operasi

Tekanan Masuk (P_1) = 1 atm
Tekanan Keluar (P_2) = 4 atm
Suhu Masuk (T_1) = 30 ^{0}C
Suhu Keluar (T_2) = 86.73 ^{0}C

Kapasitas Kompressor	=	53.2555	kg/jam
Daya Penggerak	=	16.6083	Hp
Daya Motor	=	20	Hp

COOLER UDARA TEKAN (CLU - 01)

Fungsi: Menurunkan suhu udara tekan dari suhu 86.73^{0}C ke 30^{0}C menggunakan air pendingin

Jenis: Double Pipe Heat Exchanger

Suhu Masuk : 86.73 ^{0}C

Suhu Keluar : 30 ^{0}C

Jumlah: 1 unit

Tekanan: 1 atm

Komponen Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Fao (kmol/jam)
N_2	40.9032	1.4608
O_2	12.4263	0.3883
Total	53.3295	1.8491

Beban Panas

Beban panas dihitung menggunakan persamaan :

Q beban = Q umpan - Q keluar

Q = m Cp dT

Keterangan :

Cp = Kapasitas panas masing-masing komponen [kJ/kmol.K]

m = Kecepatan masing-masing komponen cairan masuk cooler (kmol/jam)

dT = Beda suhu fluida dengan suhu referensi (K)

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

Komponen	Cp (kJ/kmol.K))
N_2	29.342 - 3.54E-03 T + 1.01E-5 T^2 - 4.31E-9 T^3 +2.59E-13 T^4
O_2	29.526 - 8.90E-03 T + 3.81E-5 T^2 - 3.26E-8 T^3 + 8.66E-12 T^4

Menghitung Beban Panas

Suhu masuk = 360 K

Suhu Keluar = 303 K

$\Delta H\ N_2$ = $\int_{360}^{303}$ Cp . dT masuk

= 29.342 x (303 - 360) - ($\frac{0.00354}{2}$) x (303^2 - 360^2) +

($\frac{1.01E-05}{3}$) x (303^3 - 360^3) - ($\frac{4.31E-09}{4}$) x (303^4 - 360^4) +

($\frac{2.59E-13}{5}$) x (303^5 - 360^5)

= -1.65E+03 kJ/kmol

$\Delta H\ O_2$ = $\int_{360}^{303}$ Cp . dT masuk

= 29.526 x (303 - 360) - ($\frac{-8.9E-03}{2}$) x (303^2 - 360^2) +

($\frac{3.81E-05}{3}$) x (303^3 - 360^3) - ($\frac{3.26E-08}{4}$) x (303^4 - 360^4) +

($\frac{8.66E-12}{5}$) x (303^5 - 360^5)

= -2.0E+03 kJ/kmol

Tabel Neraca Panas

Komponen	Fao (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol K)	Qt (kJ/jam)
N_2	1.4608	-1,652.17	-2413.5408
O_2	0.3883	-2,018.28	-783.7409
Total	1.8491	-3,670.45	-3197.2817

Qt = -3197.2817 kJ/jam

= -3030.4379 BTU/jam

Menghitung Viskositas Komponen Masuk

Log 10 μ = A + B/T + C.T + D.T2 (μ dalam cP dan T dalam K)

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	μ (kg/ms)
N_2	-15.6104	4.65E+02	1.62E-01	-6.33E-04	0.0000189	0.00000002
O_2	-5.0957	1.79E+02	3.98E-02	-1.47E-04	0.00002040	0.00000002
Viskositas Campuran					0.0000192	0.00000002

Menghitung Konduktivitas Termal Komponen Masuk

Komponen	BM	Fao (kmol/jam)	yi	kth (W/m.K)	yi.kth.BM^{0,33}	yi.BM^{0,33}
N_2	28	1.460828	0.7900	0.0736	0.17658	0.08352
O_2	32	0.388321	0.2100	0.0452	0.03014	0.03298
Total		1.849150	1.0000	0.1188	0.20672	0.11650

Konduktivitas Termal Average = 1.7744 W/m.K
= 1.7744 J/s.m.K
= 6.3879 kJ/jam.m.K

Menghitung Kapasitas Panas Komponen Masuk

Komponen	BM	Fao (kmol/jam)	yi	Cp (kJ/kmol.K)	Cp.yi
N_2	28	1.460828	0.7900	29.1212	23.0057
O_2	32	0.388321	0.2100	29.6794	6.2327
Total		1.849150	1.0000	58.8006	29.2384

Cp = 29.2384 kJ/kmol.K
BMmix = 28.8400 kg/kmol
Cp av = 1.0138 kJ/kg.K

Media Pendingin

Sebagai media pendingin digunakan air dengan:

Suhu masuk (t_1) = 6 ^{0}C = 42.8 F = 279.15 K
Suhu keluar (t_2) = 14 ^{0}C = 57.2 F = 287.15 K
Suhu rata-rata = 10 ^{0}C = 50 F = 283.15 K
Kapasitas Panas (Cp) = 12.67 kJ/kg
Viskositas (μ) = 1.3 cP
Densitas (ρ) = 999.65 kg/m^3
Konduktivitas Termal (k) = 0.3343 BTU/jam.ft.^{0}F

Maka,

$$\text{Massa pendingin (m)} = \frac{Qt}{\int Cp\, dT}$$

$$= \frac{3030.4379 \text{ BTU/jam}}{5.4471 \text{ BTU/lb}}$$

= 556.3372 lb/jam
= 252.3503 kg/jam

Menghitung ΔT_{LMTD}

Suhu umpan masuk cooler (T_1)	=	86.73	^{0}C	=	188.1 F
Suhu umpan keluar cooler (T_2)	=	30	^{0}C	=	86.0 F
Suhu air pendingin masuk (t_1)	=	6	^{0}C	=	42.8 F
Suhu air pendingin keluar (t_2)	=	14	^{0}C	=	57.2 F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\dfrac{(T_1 - t_2)}{\text{Ln}\ (T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(\ 188.1 - 57\ ) - (\ 86.0 - 42.8\ )}{\dfrac{(\ 188.1 - 57\ )}{\text{Ln}\ (\ 86.0 - 42.8\ )}}$$

$$= 79.111 \text{ F}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS

Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream

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

Sistem	=	Gases - Water	
Range Ud	=	2-50	Btu/jam.ft^2.^{0}F
Ud Dipilih	=	5	Btu/jam.ft^2.^{0}F
	=	102.21	kJ/m^2.jam.K

Alat Penukar Kalor

Menghitung Luas Perpindahan Kalor

$$A = \frac{Qt}{Ud\ \Delta T}$$

$$= \frac{3030.4379 \text{ BTU/jam}}{5 \text{ Btu/jam.ft}^2.^0\text{F} \times 79.111 \text{ F}}$$

$$= 7.6612 \text{ ft}^2$$

$$= 0.7117 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan kalor < 100 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah double pipe heat exchanger. (Kern, 1983 p. 103)

Memilih Spesifikasi Cooler

Dipilih spesifikasi cooler berdasarkan Table 6.1 dan table 6.2, Kern 1983 ;

TABLE 6.1. DOUBLE PIPE EXCHANGER FITTINGS

Outer pipe, IPS	*Inner pipe, IPS*
2	1¼
2½	1¼
3	2
4	3

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in.²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Annulus = 2 1/2 in
Inner Pipe = 1 1/4 in

Flow Area :
Annulus = 2.63 in²
Inner Pipe = 1.5 in²

Annulus :
de = 2.02 in
de' = 0.81 in

Tabel 11 Kern, IPS 1 1/4 :

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	
⅛	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¼	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
⅜	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
½	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		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

Inner Pipe

IPS	=	1.25	in	=	0.1042	ft
OD	=	1.66	in	=	0.1383	ft
ID	=	1.38	in	=	0.1150	ft
ap	=	1.5	in^2	=	0.1250	ft^2
ap'	=	0.435	ft^2/ft			

Annulus

OD	=	2.88	in	=	0.24	ft
ID	=	2.469	in	=	0.2058	ft

Menghitung Panjang Tabung

$$L = \frac{A}{ap'} = \frac{7.6612\ ft^2}{0.435\ ft} = 17.6120\ ft$$

Panjang Tabung standart 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Diambil panjang standar = 8 ft

= 2.201 m

$$\text{Hairpin (n)} = \frac{L}{2 \times 8\ ft} = \frac{17.6120\ ft}{16\ ft} = 1.1007 \approx 1$$

Rute fluida

Inner Pipe Side : cold fluid = air

Annulus : hot fluid = gliserin

Menentukan luas transfer panas koreksi dan Ud Koreksi

$$A\ Koreksi = L \times n \times 2 \times ap'$$

$$= 17.6120\ ft \times 1 \times 2 \times 0.4350\ ft^2/ft$$

$$= 16.8661\ ft^2$$

$$Ud\ Koreksi = \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{3030.4379\ BTU/jam}{16.8661\ ft^2 \times 79.111\ F}$$

$$= 4.542\ BTU/jam.ft^2.F$$

$$= 92.85\ kJ/m^2.jam.K$$

Menghitung Koefisien hi, hio, ho dan UC

Annulus (hot fluid)

Menghitung Luas Aliran

$$a_a = \frac{\pi \times (D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

Keterangan :

a_a = Luas aliran (m^2)
D_1 = Diameter luar inner pipe (m)
D_2 = Diameter dalam annulus (m)

$$a_a = \frac{3.14 \times (0.0039 - 0.0018)}{4}$$

= 0.0017 m^2
= 0.0182 ft^2

Menghitung Diameter Ekivalen

$$De = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

$$= \frac{(0.0039 - 0.0018)}{0.0018}$$

= 1.2122 m
= 3.9771 ft

Menghitung Fluks Massa

$$Ga = \frac{\text{Kecepatan massa fluida dingin}}{a_a}$$

$$= \frac{252.3503 \text{ kg/jam}}{0.0017 \text{ } m^2}$$

= 149167.203 kg/jam.m^2

Menghitung Kecepatan Linear

$$v\ linear = \frac{Gt}{\rho g}$$

$$= \frac{149167.203 \text{ kg/jam.m}^2}{999.65 \text{ kg/m}^3}$$

= 149.2194 m/jam
= 0.0414 m/s

Menghitung Bilangan Reynold

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

$$= \frac{149167.2032 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0.0351 \text{ m}}{0.0001 \text{ kg/m.s}}$$

= 75586330

Menghitung Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{Cp \times \mu}{kth\ av}$$

$$= \frac{12.6700 \text{ kJ/kg.K} \times 0.0001 \text{ kg/mh}}{}$$

$$= \frac{}{6.3879 \ \text{kJ/jam.m.K}}$$

$$= 0.00014$$

Mencari Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{jH \times kth\ av \times Pr^{0'33} \times (\mu/\mu w)^{0'14}}{De}$$

Dari Figure 24 , "Process Heat Transfer" Kern (1965),

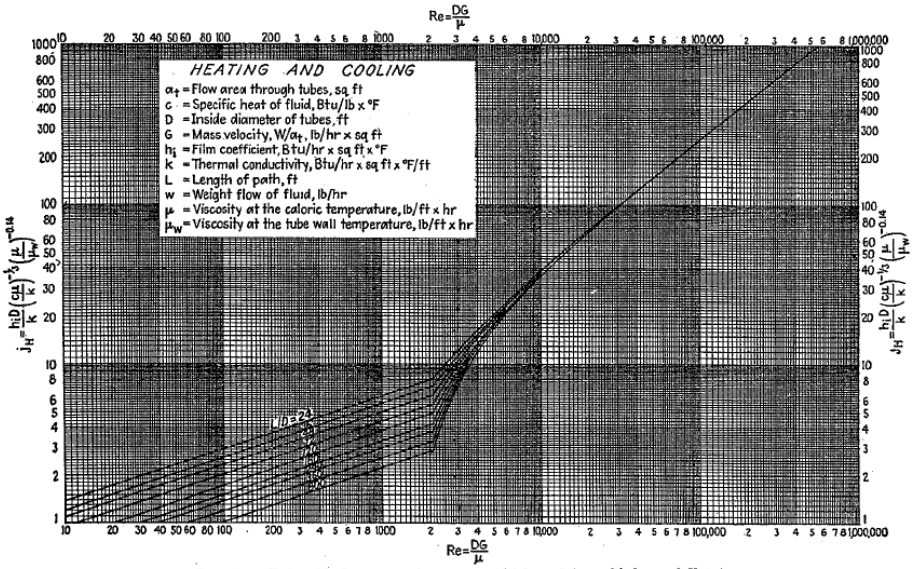


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

$$jH = 100$$

$$(\mu/\mu w)^{0'14} = 1$$

$$hi = \frac{100 \times 6.3879 \ \text{kJ/jam.m.K} \times 75586330.22^{0.33} \times 1^{0.14}}{1.2122}$$

$$= 2097336.7 \ \text{kJ/jam.m}^2\text{.K}$$

$$hio = \frac{hi \times ID}{OD}$$

$$= \frac{2097336.75 \ \text{kJ/jam.m}^2\text{.K} \times 0.0732 \ \text{m}}{0.0422 \ \text{m}}$$

$$= 3638752.9 \ \text{kJ/jam.m}^2\text{.K}$$

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{3638752.9 \times 95.5218}{3638752.9 + 95.5218}$$

$$= 95.5193 \ \text{kJ/jam.m}^2\text{.K}$$

Inner Pipe (cold fluid)

Menghitung Luas Aliran Pipa (ap)

$$ap = \frac{\pi \times (IDp)^2}{4}$$

$$= \frac{3.14 \times 1.38^2 \text{ in}}{4}$$

$$= 1.4950 \text{ in}^2$$

$$= 0.0010 \text{ m}^2$$

Menghitung Fluks Massa

$$Gt = \frac{\text{Kecepatan massa fluida dingin}}{ap}$$

$$= \frac{252.3503 \text{ kg/jam}}{0.0010 \text{ m}^2}$$

$$= 261642.674 \text{ kg/m}^2\text{.jam}$$

$$= 72.6785 \text{ kg/m}^2\text{.s}$$

$$= 53588.643 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Gs \times De}{\mu}$$

$$= \frac{72.6785 \text{ kg/m}^2\text{.s} \times 1.2122 \text{ m}}{0.00130 \text{ kg/ms}}$$

$$= 67770.39$$

Menghitung Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{Cp \times \mu}{kth\ av}$$

$$= \frac{12.6700 \text{ kJ/kg.K} \times 0.00468 \text{ kg/m.h}}{2.0815 \text{ kJ/h.m.K}}$$

$$= 0.0285$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor

$$ho = \frac{jH \times kth\ av \times Pr^{0'33} \times (\mu/\mu w)^{0'14}}{De}$$

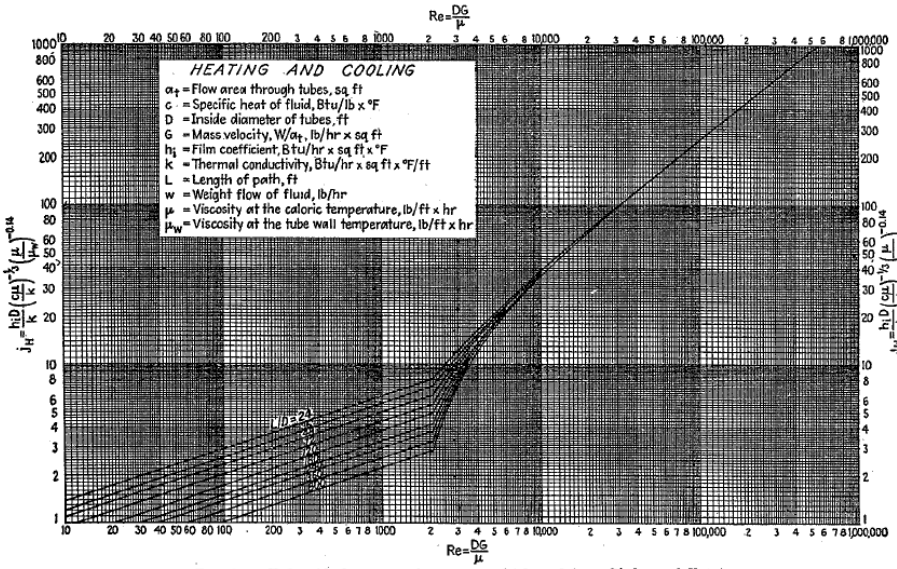


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

PROCESS HEAT TRANSFER

Dari Figure 24 , "Process Heat Transfer" Kern (1965),

jH = 180

$(\mu/\mu w)^{0'14}$ = 1

$$ho = \frac{180 \times 2.0815\ kJ/jam.m.K \times 0.0285^{0.33} \times 1^{0.14}}{1.2122\ m}$$

= 95.5218 kJ/jam.m².K

Faktor Pengotor

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

$$= \frac{1}{92.85} - \frac{1}{95.5193}$$

= 0.0003 kJ/jam.m².K

= 0.0011 W/m².K

Rd min = 0.0004 W/m².K

(Chemical Process Engineering Design and Economics, Harry Silla (2003), Tabel 4.3, Halaman 179)

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat

Penurunan Tekanan

Inner pipe (cold fluid)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}}$$

$$= 0.0014 + \frac{0.125}{67770.4^{0.32}}$$

$$= 0.0050$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta fp = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times p^2 \times ID}$$

$$= \frac{4 \times 0.0050 \times (53588.643)^2 \times 17.6120}{2 \times 4.18E+08 \times (62.4062)^2 \times 0.1150}$$

$$= 0.0027 \text{ ft}$$

$$\Delta Ppipe = \frac{p \times \Delta fp}{144}$$

$$= \frac{62.4062 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0027 \text{ ft}}{144}$$

$$= 0.0012 \text{ psia}$$

ΔPpipe maksimal = 10 psia

ΔPpipe < ΔPpipe max, maka alat ini layak digunakan

Annulus (hot fluid)

Menghitung Faktor Friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$= 0.0035 + \frac{0.264}{75586330.2^{0.42}}$$

$$= 0.0043 \text{ ft}$$

Menghitung Penurunan Tekanan

$$\Delta fa = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times p^2 \times ID}$$

$$= \frac{4 \times 0.0043 \times (149167.203)^2 \times 17.6120}{}$$

$$= \frac{}{2 \times 4.18E+08 \times (0.2635)^2 \times 0.2058}$$

$$= 563.645 \text{ ft}$$

$$V = \frac{Ga}{3600 \times p}$$

$$= \frac{149167.203}{3600 \times 4.2213}$$

$$= 9.8158 \text{ ft/s}$$

$$F1 = \frac{2 \times V^2}{2 \times 32.2}$$

$$= \frac{2 \times 9.8158^2}{2 \times 32.2}$$

$$= 2.9922 \text{ ft}$$

$$\Delta P \text{ annulus} = \frac{p \times (\Delta fa + F1)}{144}$$

$$= \frac{0.2635 \times (563.645 + 2.9922)}{144}$$

$$= 1.0370 \text{ psia}$$

ΔPannulus maksimal = 10 psia

ΔPannulus < ΔPannulus max, maka alat ini layak digunakan

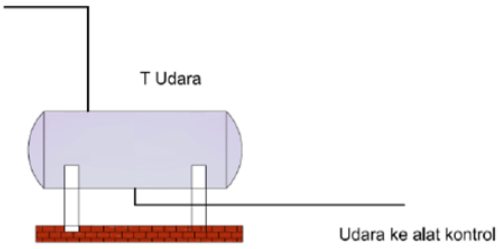
KESIMPULAN

Fungsi	=	Menurunkan suhu udara tekan dari suhu 86.73^{0}C ke 30^{0}C menggunakan air pendingin
Tipe	=	Double Pipe Heat Exchanger
Ukuran Alat		
OD Annulus	=	2.88 in = 0.24 ft
ID Annulus	=	2.469 in = 0.2058 ft
OD Innerpipe	=	1.66 in = 0.1383 ft
ID Innerpipe	=	1.38 in = 0.1150 ft
Jumlah Hairpin	=	1
Panjang Pipa	=	8 ft = 2.201 m
Luas Perpindahan Kalor	=	16.8661 ft^2
Beban Panas	=	3197.2817 kJ/jam
Media Pendingin		
Jenis	=	Air Pendingin
Suhu Masuk	=	6 ^{0}C
Suhu Keluar	=	14 ^{0}C
Massa Media Pendingin	=	252.3503 kg/jam
Koefisien Perpindahan Panas		
ho	=	95.5218 kJ/jam.m^2.K
hio	=	3638752.91 kJ/jam.m^2.K

Uc	=	95.5193	kJ/jam.m².K
Ud	=	92.85	kJ/jam.m².K
Rd Terhitung	=	0.0011	W/m².K
Rd Minimum	=	0.0004	W/m².K
Pressure Drop Annulus	=	1.0370	psia
Pressure Drop Pipe	=	0.0012	psia

TANGKI UDARA TEKAN

Fungsi : Menampung udara tekan selama 15 menit
Jenis Alat : Tangki Silinder Horizontal



Data :

Kecepatan mol udara	=	1.8491 kmol/jam
Tekanan	=	4 atm

Menghitung Volume Tangki

Mol udara yang disimpan = 1.8491 kmol/jam x $\frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$ x 15 menit

= 0.4623 kmol

Volume Udara = $\frac{n \times R \times T}{P}$

= $\frac{0.4623 \text{ kmol} \times 0.0821 \text{ m}^3.\text{atm/kmol.K} \times 303 \text{ K}}{4 \text{ atm}}$

= 2.8750 m³

Over design = 20 %

Volume Tangki = 120 % x 2.8750 m³

= 3.45 m³

Menghitung Ukuran Alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.T., halaman XIII)
Dirancang, rasio (L/D) = 3

$$Vt = \frac{\pi \times D^2 \times L}{4}$$

3.45 m³ = $\frac{3.14 \times D^2 \times 3D}{}$

$$3.45\ m^3 = \frac{3.14 \times \frac{3D^3}{4}}{4}$$

D^3 = 1.4650 m^3

D = 1.1357 m

H = 2.2715 m

KESIMPULAN

Tujuan = Menampung udara tekan selama 15 menit

Jenis = Tangki Silinder Horizontal

Tekanan = 4 atm

Dimensi Tangki

- Volume Tangki = 3.5 m^3
- Diameter = 1.1 m
- Panjang = 2.3 m

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik Nitrogliserin dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik dari kelayakan potensial ekonomi. Evaluasi kelayakan ekonomi dilakukan dengan tahap

1 Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost)*
2 Penaksiran Modal Tetap Industri *(Fixed Capital Investment)*
3 Perkiraan Penjualan
4 Penetuan 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

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Cost\ of\ equip\ a = cost\ of\ equip\ bx\left(\frac{Capac.equip.a}{Capac.equip.b}\right)^{0,6}$$

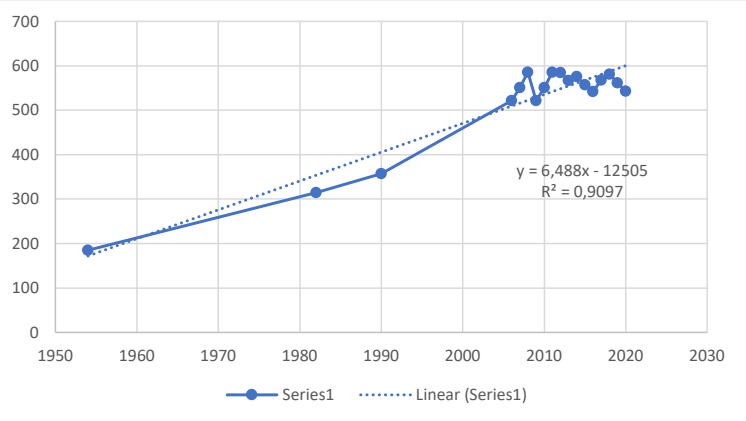
(Aries & Newton, 1955 hal 15)

Dimana faktor 0,6 hanya digunakan jika kapasitas diluar range (Tabel 5 Timmerhaus, 1990)

Dalam penentuan harga alat pabrik, dilakukan berdasarkan beberapa asumsi dasar sebagai berikut :

1. Kurs dollar oktober 2021 US $1 = Rp. 14091
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
2014	576,1	www.chemengonline.com
2015	556,8	www.chemengonline.com
2016	541,7	www.chemengonline.com
2017	567,5	www.chemengonline.com
2018	581	www.chemengonline.com
2019	561,827	www.chemengonline.com
2020	542,654	www.chemengonline.com
2021	603,25	www.chemengonline.com



Dari grafik diatas diperoleh persamaan garis y = 6,488 x - 12505
Diprediksi pada tahun ke - 2023 adalah = 620,224

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 Tahun Sumber	Harga Tahun 2023	Literatur
1	Reaktor (R-01)	1	$ 33.000	$ 35.527	www.matche.com
2	Reaktor (R-02)	1	$ 33.000	$ 35.527	www.matche.com
3	Decanter (D-01)	1	$ 91.120	$ 98.108	www.matche.com
4	Decanter (D-02)	1	$ 45.560	$ 49.054	www.matche.com
5	Netralizer (N-01)	1	$ 42.600	$ 45.863	www.matche.com
6	Mixer (M-01)	1	$ 22.700	$ 24.439	www.matche.com
7	Mixer (M-02)	1	$ 197.100	$ 212.196	www.matche.com
8	Tangki Asam Nitrat (T-01)	1	$ 90.600	$ 97.539	www.matche.com
9	Tangki Asam Sulfat (T-02)	1	$ 75.800	$ 81.606	www.matche.com
10	Tangki Gliserin (T-03)	1	$ 42.600	$ 45.863	www.matche.com
11	Tangki Nitrogliserin (T-	2	$ 121.200	$ 130.483	www.matche.com
12	Cooler (CL-01)	1	$ 1.200	$ 1.292	www.matche.com
13	Silo (SL-01)	1	$ 25.800	$ 27.776	www.matche.com
14	Pneumatic Conveyor (PC-01)	1	$ 31.900	$ 34.343	www.matche.com
Total				$ 772.453,95	

Pompa Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Tahun Sumber	Harga Tahun 2023	Literatur
1	Pompa-01 (P-01)	1	$ 1.100,00	$ 3.687,82	Aries,1955 hal 55 fig 35
2	Pompa-02 (P-02)	1	$ 200,00	$ 670,51	Aries,1955 hal 55 fig 35
3	Pompa-03 (P-03)	1	$ 1.100,00	$ 3.687,82	Aries,1955 hal 55 fig 35
4	Pompa-04 (P-04)	1	$ 200,00	$ 670,51	Aries,1955 hal 55 fig 35
5	Pompa-05 (P-05)	1	$ 1.100,00	$ 3.687,82	Aries,1955 hal 55 fig 35
6	Pompa-06 (P-06)	1	$ 200,00	$ 670,51	Aries,1955 hal 55 fig 35
7	Pompa-07 (P-07)	1	$ 220,00	$ 737,56	Aries,1955 hal 55 fig 35
8	Pompa-08 (P-08)	1	$ 220,00	$ 737,56	Aries,1955 hal 55 fig 35
9	Pompa-09 (P-09)	1	$ 220,00	$ 737,56	Aries,1955 hal 55 fig 35
10	Pompa-10 (P-10)	1	$ 400,00	$ 1.341,02	Aries,1955 hal 55 fig 35
11	Pompa-11 (P-11)	1	$ 370,00	$ 1.240,45	Aries,1955 hal 55 fig 35
12	Pompa-12 (P-12)	1	$ 400,00	$ 1.341,02	Aries,1955 hal 55 fig 35
12	Pompa-13 (P-13)	1	$ 200,00	$ 670,51	Aries,1955 hal 55 fig 35
Total				$	16.628,71

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	772453,95
2	Pompa Proses	16628,71
Total		789082,66

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	74,2349	260000	19301074
2	Bak air kebutuhan rumah tangga	27,4707	260000	7142382
3	Bak saringan pasir	4,416	260000	1148160
4	Bak pengendap awal	74,2349	260000	19301074
Total				26443456

Dari tabel diperoleh total biaya utilitas dalam negeı = Rp 26.443.456,00
= $ 1.876,62

b. Alat Utilitas dari Luar Negeri

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Tahun Sumber	Harga Tahun 2021	Literatur
1	Tangki Air Kapur (TU-01)	1	2400	2513,105364	www.matche.com
2	Tangki Air Tawas (TU-02)	1	1700	1780,116299	www.matche.com
3	Tangki Klorinasi (TU-03)	1	11500	12041,9632	www.matche.com
4	Tangki Flokulator (TU-04)	1	6200	6492,188856	www.matche.com
5	Tangki H2SO4 (TU-05)	1	3300	3455,519875	www.matche.com
6	Tangki NaOH (TU-06)	1	1700	1780,116299	www.matche.com
7	Tangki Udara Tekan (TU-08)	1	5900	6178,050686	www.matche.com
8	Tangki Bahan Bakar - 1 (TB-01)	1	3500	3664,945322	www.matche.com
9	Clarifier (CL-01)	1	12000	39129,72973	Aries,1955 fig 49
10	Vaporizer Refrigeran (VP - 01)	1	42200	44188,76931	www.matche.com
11	Kation Exchanger (KE-01)	1	2800	2931,956258	www.matche.com
12	Anion Exchanger (AE-01)	1	2800	2931,956258	www.matche.com
13	Kompressor Udara (K-01)	1	21800	22827,37372	www.matche.com
14	Generator (G-01)	1	200000	209425,447	P.Timmerhaus,1991
15	Kompressor Refrigeran (K-02)	1	72200	75602,58636	www.matche.com
16	Condenser Refrigeran (CDU-	1	38200	40000,26037	www.matche.com
17	Tangki Silika (TU-07)	1	2000	2094,25447	www.matche.com
18	Valve Ekspansi Refrigeran (EVU-01)	1	200	209,425447	www.matche.com
19	Pompa Utilitas (PU-01)	1	300	978,2432432	Aries,1955 hal 55 fig 37

20	Pompa Utilitas (PU-02)	1	300	978,2432432	Aries,1955 hal 55 fig 37
21	Pompa Utilitas (PU-03)	1	300	978,2432432	Aries,1955 hal 55 fig 37
22	Pompa Utilitas (PU-04)	1	380	1239,108108	Aries,1955 hal 55 fig 37
23	Pompa Utilitas (PU-05)	1	380	1239,108108	Aries,1955 hal 55 fig 37
24	Pompa Utilitas (PU-06)	1	270	880,4189189	Aries,1955 hal 55 fig 37

Harga total = Harga alat proses + Harga alat utilitas
= \$789.083 + \$473.610
= \$1.262.693

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	1876,620254
2.	Alat utilitas luar negeri	471733,8192
TOTAL		473610,4395

2) Penaksiran Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Invesment*)

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
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 $ = 789082,66
  Dipilih 30%
  PEC sampai tempat = 1,3 x US $ 789082,66
  = US $ 1025807,5

- *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 $ 1025807,5
  = US $ 112838,82
  Buruh (32% PEC) = 0,32 x US $ 1025807,5
  = US 328258,3866
  Buruh asing = 0,05 x 328258,3866
  = US $ 16412,9
  Buruh lokal = 0,95 x 328258,3866
  = US $ 311845,47
  = Rp 4.394.214.478,77
  Jumlah manhour asing = US $ 328258,39 / US $ 10
  = 32825,839 manhour
  Jumlah manhour lokal = 4394214479 / 20000
  = 219710,72 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 $ 1025807,5
  = US $ 123096,895
  Buruh (3% PEC) = 0,03 x US $ 1025807,5
  = US $ 30774,224

Buruh asing = 0,05 x 30774,224
= US $ 1538,71
Buruh lokal = 0,95 x 30774,224
= US $ 29235,513
= Rp 411.957.607,38
Jumlah manhour asing = US $ 30774,224 / US $ 10
= 3077,42 manhour
Jumlah manhour lokal = 411957607,4 / 20000
= 20597,9 manhour

- *Piping* (Pemipaan)

Meliputi biaya proses baja, pipa-karbon, paduan, besi, cor, timah, berjajar, alumunium, 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 $ 1025807,5
= US $ 502645,65
Buruh (37% PEC) = 0,37 x US $ 1025807,5
= US $ 379548,76
Buruh asing = 0,05 x 379548,7595
= US $ 18977,4
Buruh lokal = 0,95 x 379548,7595
= US $ 360571,32
= Rp 5.080.810.491,07
Jumlah manhour asing = US $ 379548,76 / US $ 10
= 37954,876 manhour
Jumlah manhour lokal = 5080810491 / 20000
= 254040,52 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 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 $ 1025807,5
= US $ 123096,89
Buruh (3% PEC) = 0,03 x US $ 1025807,5
= US $ 30774,224
Buruh asing = 0,05 x 30774,224
= US $ 1538,71
Buruh lokal = 0,95 x 30774,224
= US $ 29235,513
= Rp 411.957.607,38
Jumlah manhour asing = US $ 30774,224 / US $ 10
= 3077,42 manhour
Jumlah manhour lokal = 411957607,4 / 20000
= 20597,9 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 $ 1025807,5
  = US $ 51290,373
  Buruh (3% PEC) = 0,03 x US $ 1025807,5
  = US $ 30774,224
  Buruh asing = 0,05 x 30774,224
  = US 1538,71
  Buruh lokal = 0,95 x 30774,224
  = US $ 29235,513
  = Rp 411.957.607,38
  Jumlah manhour asing = US $ 30774,224 / US $ 10
  = 3077,42 manhour
  Jumlah manhour lokal = 411957607,4 / 20000
  = 20597,9 manhour

  Total *Direct Cost* alat proses dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Purchasing Equipment Cost	$1.025.807	Rp14.454.652.890,68
Instalasi	$441.097	Rp6.215.500.742,99
Instrumentasi & kontrol	$153.871	Rp2.168.197.933,60
Pemipaan	$882.194	Rp12.431.001.485,98
Instalasi listrik	$153.871	Rp2.168.197.933,60
Instalasi isolasi	$82.065	Rp1.156.372.231,25
Total	$2.738.906	Rp38.593.923.218,11

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 = Rp26.443.456,00

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 $ 471733,82
     PEC sampai tempat = 125% x US $ 471733,82
     = US $ 589667,27

   - *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 $ 589667,27
= US $ 64863,4
Buruh (32% PEC) = 0,32 x US $ 589667,27
= US $ 188693,53
Buruh asing = 0,05 x 188693,53
= US $ 9434,68
Buruh lokal = 0,95 x 188693,53
= US $ 179258,85
= 2525936474
Jumlah manhour asing = US $ 188693,53 / US $ 5,5
= 34307,9 manhour
Jumlah manhour lokal = 2525936474 / 25000
= 101037,46 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 $ 589667,27
= US $ 70760,073
Buruh (3% PEC) = 0,03 x US $ 589667,27
= US $ 17690
Buruh asing = 0,05 x 17690,018
= US $ 884,501
Buruh lokal = 0,95 x 17690,018
= US $ 16805,5
= Rp 236.806.544
Jumlah manhour asing = US $ 17690 / US $ 10
= 1769 manhour
Jumlah manhour lokal = Rp 236.806.544 / Rp 25.000
= 9472 manhour

- *Piping* (Pemipaan)

Meliputi biaya proses baja, pipa-karbon, paduan, besi, cor, timah, berjajar, alumunium, 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 $ 589667,27
= US $ 288936,96
Buruh (37% PEC) = 0,37 x US $ 589667,27
= US $ 218176,89
Buruh asing = 0,05 x 218176,89
= US $ 10908,8
Buruh lokal = 0,95 x 218176,89
= US $ 207268,05
= 2920614048
Jumlah manhour asing = US $ 218176,89 / US $ 10
= 21817,7 manhour
Jumlah manhour lokal = 2920614048 / 20000
= 146030,7 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 $ 589667,27
  = US $ 70760,073
  Buruh (3% PEC) = 0,03 x US $ 589667,27
  = US $ 17690
  Buruh asing = 0,05 x 17690,018
  = US $ 884,501
  Buruh lokal = 0,95 x 17690,018
  = US $ 16805,5
  = 236806544,4
  Jumlah manhour asing = US $ 17690 / US $ 10
  = 1769 manhour
  Jumlah manhour lokal = 236806544,4 / 20000
  = 11840,3 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 $ 589667,27
  = US $ 17690
  Buruh (5% PEC) = 0,05 x US $ 589667,27
  = US $ 29483,364
  Buruh asing = 0,05 x 29483,364
  = US $ 1474,17
  Buruh lokal = 0,95 x 29483,364
  = US $ 28009,196
  = Rp 394.677.574,00

  Jumlah manhour asing = US $ 29483,364 / US $ 10
  = 2948,34 manhour
  Jumlah manhour lokal = 394677574 / 20000
  = 19733,9 manhour

Total *Direct Cost* alat utilitas dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Komponen	Biaya (US $)		Biaya (Rp)	
Harga alat sampai tempat	$	589.667	Rp	8.309.001.558
Instalasi	$	253.557	Rp	3.572.870.670
Instrumentasi & kontrol	$	88.450	Rp	1.246.350.234
Pemipaan	$	507.114	Rp	7.145.741.340
Instalasi listrik	$	88.450	Rp	1.246.350.234
Instalasi isolasi	$	47.173	Rp	664.720.125
Total	$	1.574.412	Rp	22.185.034.160

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/m2

sederhana : Rp 1.500.000/m2

mewah : Rp 2.000.000/m2

Rincian biaya dapat dilihat pada tabel berikut :

No.	Nama Bangunan	Harga (Rp)/m^2	Luas(m^2)	Total harga
1	Pos Satpam	1000000	200	200000000
2	Parkir	1000000	700	700000000
3	Lapangan	1000000	850	850000000
4	Taman	1500000	700	1050000000
5	Gedung Serbaguna	1500000	200	300000000
6	Masjid	1500000	200	300000000
7	Kantor K3	1500000	250	375000000
8	Area Parkir Truk	1500000	500	750000000
9	Kantor Utama	2000000	1215	2430000000
10	Laboratorium	2000000	150	300000000
11	Klinik	2000000	200	400000000
12	Kantin	1500000	150	225000000
13	Bengkel	2000000	300	600000000
14	Control Room	2000000	200	400000000
15	Area Utilitas	2000000	994	1988000000
16	Area Proses	2000000	737	1474000000
17	Damkar	2000000	300	600000000
18	Gudang	1500000	200	300000000
19	Area Perluasan	800000	1000	800000000
Total				14042000000

d. *Direct Cost* (DC) Land and Yard

Total kebutuhan tanah pabrik 100m x 100m = 10000

Harga tanah di kawasan industri = 3000000 / m²

(https://www.dotproperty.id)

Sehingga biaya untuk pembelian tanah :

Harga tanah = 10000 m² x 3000000

= Rp 30.000.000.000

Harga pengolahan tanah diperkirakan 5% dari harga tanah,

Biaya pengolahan tanah = 0,05 x Rp 30.000.000.000

= Rp 1.500.000.000

Total Biaya tanah = Rp 31.500.000.000

Total *Physical Plant Cost / Direct Cost* pabrik dapat dilihat pada tabel berikut :

No.	Komponen	Biaya ($)	Biaya (Rp)
1.	PPC Alat proses	$2.738.906	Rp 38.593.923.218
2.	PPC Alat utilitas	$1.574.412	Rp 22.185.034.160
3.	Bangunan		Rp 14.042.000.000
4.	Tanah		Rp 31.500.000.000
Total		$ 7.545.310	Rp 106.320.957.378

2 *Direct 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.	*Physical Plant Cost*	$ 7.545.310	Rp106.320.957.378
2.	*Engineering & construction* (20%)	$ 1.509.062	Rp21.264.191.476
Total		$ 9.054.372	Rp127.585.148.853

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

Biaya kontraktor = 0,03 x DPC
= 0,03 x Rp127.585.148.853
= Rp3.827.554.466
= $ 271.631

c. *Contingency*

Modal kontingensi biasanya disertakan dalam perkiraan invetasi modal untuk mengkompensasi kejadian tak terduga, seperti badai, banjir, pemogokan, perubahan harga, perubahan desain kecil.

Level darurat dibagi menjadi tiga, yaitu:
Level rendah = 0,1 dari DPC
Level sedang = 0,15 dari DPC
Level tinggi = 0,25 dari DPC

Dipilih level tinggi karena pabrik berlokasi di cikarang yang mana rawan banjir.

Biaya darurat = 0,25 x DPC
= 0,25 x Rp127.585.148.853
= Rp31.896.287.213
= $ 2.263.593

3 *Fixed Capital Invesment* (FCI)

Komponen	Biaya ($)	Biaya (Rp)
Direct Plant Cost	$ 7.545.310	Rp 106.320.957.378
Engineering and Construction	$ 1.509.062	Rp 21.264.191.476
Contractor Fee	$ 1.886.327	Rp 3.827.554.466
Contingency Cost	$ 2.263.593	Rp 31.896.287.213
Total	$ 13.204.292	Rp 163.308.990.532

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
Kapasitas = 8.000.000 kg/tahun
Harga jual = 8 $ / kg (Alibaba.com)
= 112728 / kg
Penjualan = Rp901.824.000.000 / tahun
= 64000000 / tahun

4) Penentuan Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Dalam penentuan biaya produksi diambil kebijakan jam kerja sebagai berikut :

a. Dalam 1 hari, pabrik beroperasi selama 24 jam
b. 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 68%

Harga beli = 3600 / kg (Alibaba.com)
Kebutuhan = 1411,43 kg/jam
= 11178523 kg/tahun
Pembelian = ################ / tahun
= $2.855.913,91 / tahun
Jarak pengiriman diperkirakan = 29,2 mi kawasan jababeka
Biaya pengiriman = Rp 13.000,00 /truck/mil (tarifcargo.com)
Pengiriman Bahan Baku setiap = 14 hari sekali
Jumlah truk = 310,5 truk dalam setahun
Total biaya pengiriman = Rp 117.871.314,85
Total Biaya = Rp 40.360.554.151,43 / tahun
= $ 2.864.278,91 / tahun

b. Asam Sulfat 98%

Harga beli = 4320 / kg (Alibaba.com)
Kebutuhan = 1411,43 kg/jam
= 11178523 kg/tahun
Pembelian = ################ / tahun
= $3.427.096,69 / tahun
Jarak pengiriman diperkirakan = 21,1 mi kawasan jababeka
Biaya pengiriman = Rp 13.000,00 /truck/mil (tarifcargo.com)
Pengiriman Bahan Baku setiap = 14 hari sekali
Jumlah truk = 310,5 truk dalam setahun
Total biaya pengiriman = Rp 85.174.135,05
Total Biaya = Rp 48.376.393.538,94 / tahun
= $ 3.433.141,26 / tahun

c. Gliserin 99,5%
Harga beli = 5756 / kg (Alibaba.com)
Kebutuhan = 412,227 kg/jam
= 3264838,5 kg/tahun
Pembelian = ################ / tahun
= $1.333.646,31 / tahun
Jarak pengiriman diperkirakan = 42,4 mi kawasan jababeka
Biaya pengiriman = Rp 13.000,00 /truck/mil (tarifcargo.com)
Pengiriman Bahan Baku setiap = 14 hari sekali
Jumlah truk = 90,69 truk dalam setahun
Total biaya pengiriman = Rp 49.988.304,51
Total Biaya = Rp 18.842.398.512,96 / tahun
= $ 1.337.193,85 / tahun

d. Natrium Karbonat
Harga beli = 3310 / kg (Alibaba.com)
Kebutuhan = 1104,46 kg/jam
= 8747307,4 kg/tahun
Pembelian = ################ / tahun
= $2.054.757,46 / tahun
Jarak pengiriman diperkirakan = 29,2 mi kawasan jababeka
Biaya pengiriman = Rp 13.000,00 /truck/mil (tarifcargo.com)
Pengiriman Bahan Baku setiap = 7 hari sekali
Jumlah truk = 243 truk dalam setahun
Total biaya pengiriman = Rp 92.235.496,50
Total Biaya = Rp 29.045.822.858,10 / tahun
= $ 2.061.303,16 / tahun

Total Pembelian = Rp 136.482.945.260 / tahun
= $ 9.695.917 / tahun

2. *Operating Labour*
Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Gaji total
1	Direktur Komisaris	1	60.000.000	60.000.000
2	Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
3	Sek. Direktur Utama	1	25.000.000	25.000.000
4	Direktur	2	40.000.000	80.000.000
5	Sek. Direktur	2	20.000.000	40.000.000
6	Kepala Bagian	5	17.000.000	85.000.000
7	Kepala Seksi	12	14.000.000	168.000.000
8	Staff	24	7.000.000	168.000.000
9	Operator	56	6.600.000	369.600.000
10	Laboran	4	7.000.000	28.000.000
14	Dokter	2	9.000.000	18.000.000
15	Perawat	4	4.500.000	18.000.000
17	Keamanan	16	4.300.000	68.800.000
19	Driver	4	4.300.000	17.200.000
		134		1.195.600.000

Total biaya *operating labour* = Rp 1.195.600.000 / bulan x 12 bln/th
= Rp 14.347.200.000 / 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 komples. (Aries, Newton. 1995).
   Diambil 10 % biaya karyawan = 0,1 x Rp 14.347.200.000
   = Rp 1.434.720.000

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)

	Maintenance cost as percentage of fixed-capital investment (on annual basis)		
Type of operation	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 163.308.990.532
   = Rp 8.165.449.527

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 tidaak 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)

   Biaya *plant supplies* = 0,15 x Rp 8.165.449.527
   = Rp 1.224.817.429

6. *Royalty and Patent*
   Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak patenvdan 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)
   Biaya *royalty & patent* = 0,03 x Rp 136.482.945.260
   = Rp 4.094.488.358

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	20000	/kg	18,85	kg	Rp	377.000
Air	18,6	/kg	73172823	kg	Rp	1.361.014.508
Listrik	1500	/kWh	4371840	kW	Rp	2.185.920.000
H2SO4	2570	/kg	1096,89	kg	Rp	2.819.007
NaOH	3060	/kg	18040,91	kg	Rp	55.205.185
Refrigeran	28000	/kg	26243,39143	kg	Rp	734.814.960
Silika	11345	/kg	25307,01643	kg	Rp	287.108.101
TOTAL					Rp	4.627.258.761

Total *Direct Manufacturing Cost* :

Komponen	Biaya	
Bahan baku	Rp	136.482.945.260
Bahan utilitas	Rp	4.627.258.761
Gaji karyawan	Rp	2.108.000.000
Supervise	Rp	1.434.720.000
Maintenance	Rp	8.165.449.527
Plant supplies	Rp	1.224.817.429
Royalties	Rp	4.094.488.358
Total	Rp	158.137.679.335

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)

Payroll overhead = 0,2 x *Operating Labor*
= 0,2 x Rp 14.347.200.000
= Rp 2.869.440.000

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)

Laboratory = 0,2 x *Operating Labor*
= 0,2 x Rp 14.347.200.000
= Rp 2.869.440.000

iii. *Plant Overhead*

Plant Overhead merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang disya-ratkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kese-hatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilai setara dengan 40 sampai 100 % dari biaya tenaga kerja produktif.

(Aries, Newton, 1955)

Plant Overhead = 0,8 x *Operating Labor*
= 0,8 x Rp 14.347.200.000
= Rp 11.477.760.000

iv. *Packaging and shipping*

Biaya wadah untuk kemasan tergatung pada sifat kimia dan fisik produk serta pada nilai. Besaran nilai Packaging & Shipping yaitu berkisar antara 0,5 – 2% dari penjualan.

(Aries, Newton, 1955)

Packaging and shipping = 0,01 x *Sales*
= 0,01 x Rp901.824.000.000
= Rp9.018.240.000

Total *Indirect Manufacturing Cost* :

Komponen	Biaya	
Payroll overhead	Rp	2.869.440.000
Laboratory	Rp	2.869.440.000
Plant overhead	Rp	11.477.760.000
Packaging and Shipping	Rp	9.018.240.000
Total	Rp	26.234.880.000

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)

Biaya depresiasi = 0,1 x *Fixed Capital Invesment*
= 0,1 x Rp 163.308.990.532
= Rp 16.330.899.053

ii. *Property taxes*

Besarnya pajak *property local* tergantung pada lokalitas tertentu dari pabrik dan peratur-an daerah. Pajak properti tahunan untuk pabrik didaerah 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)

Property taxes = 0,04 x *Fixed Capital Invesment*
= 0,04 x Rp 163.308.990.532
= Rp 6.532.359.621

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 ber-jumlah sekitar 1-2 persen dari fixed modal investasi. (Peter, Timmerhaus,1991)

Insurance = 0,02 x *Fixed Capital Invesment*
= 0,02 x Rp 163.308.990.532
= Rp 3.266.179.811

Total *Fixed Manufacturing Cost* :

Komponen	Biaya
Depreciation	Rp 16.330.899.053
Property taxes	Rp 6.532.359.621
Insurance	Rp 3.266.179.811
Total	Rp 26.129.438.485

Dari perhitungan diatas maka dapat dihitung *Total Manufacturing Cost (TMC)* pada tabel dibawah ini :

Komponen	Biaya (Rp)	
Direct Manufacturing Cost	Rp	158.137.679.335
Indirect Manufacturing Cost	Rp	26.234.880.000
Fixed Manufacturing Cost	Rp	26.129.438.485
Total	Rp	210.501.997.820

5) Penaksiran Modal Kerja Idustri (*Working Capital)* dan perhitungan Total Modal (*Capital Investment)*

a. Modal Kerja Industri (*Working Capital*)

1) *Raw material investory*

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)

Raw material investory = Rp 11.373.578.772 / 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)

In process Inventory = 0,015 x *Manufacturing cost*
= 0,015 x Rp 210.501.997.820
= Rp 3.157.529.967 / tahun
= Rp 263.127.497 / bulan

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

(Aries & Newton, 1995)

Product Inventory = *Manufacturing cost* / bulan

$$= \frac{\text{Rp} \quad 210.501.997.820}{12}$$

$$= \text{Rp} \quad 17.541.833.152$$

4) *Availaible 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)

Availaible Cash = *Manufacturing cost* / bulan

$$= \frac{\text{Rp} \quad 210.501.997.820}{12}$$

$$= \text{Rp} \quad 17.541.833.152$$

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)

Extended Credit = 2 x *Manufacturing cost / bulan*

= 2 x Rp 17.541.833.152

= Rp 35.083.666.303 / bulan

Total biaya *Working Capital* :

Komponen	Biaya	
Raw Material Inventory	Rp	11.373.578.772
In Process Inventory	Rp	263.127.497
Product Iinventory	Rp	17.541.833.152
Available Cash	Rp	17.541.833.152
Extended Credit	Rp	35.083.666.303
Total	Rp	81.804.038.876

b. Total Modal (*Capital Investment*)

Total modal (*Capital Investment*) merupakan total dari biaya tetap dan modal kerja.

Total modal = *Fixed Capital Investment* + Working Capital

= Rp 163.308.990.532 + Rp 81.804.038.876

= Rp245.113.029.408

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,

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)

Biaya administrasi = 0,03 x Harga jual
= 0,03 x Rp245.113.029.408
= Rp 7.353.390.882,24

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.

Biaya *sales* = 7% x harga jual
= 0,07 x Rp245.113.029.408
= Rp 17.157.912.058,56

iii. *Finance*

Biaya *finance* 2-4% dari *Capital Investment* atau *Working Capital* ditambah *Fixed* Capital Investment

(Aries & Newton,1955 hal 187)

Biaya *finance* diambil 4% dari *Capital Invesment*

Biaya *finance* = 0,04 x *Capital Invesment*
= 0,04 x Rp 245.113.029.408
= Rp 9.804.521.176

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 4% dari harga jual

Biaya *research* = 0,04 x harga jual
= 0,04 x Rp 245.113.029.408
= Rp 9.804.521.176

Total biaya *general expense* :

Komponen	Biaya	
Administrasi	Rp	7.353.390.882
Sales	Rp	17.157.912.059
Finance	Rp	9.804.521.176
Research	Rp	9.804.521.176
Total	Rp	44.120.345.293

b. Total Biaya Produksi

Total biaya produks = *Total manufacturing cost* + *General expense*
= Rp 210.501.997.820 + Rp 44.120.345.293
= Rp 254.622.343.114

c Harga Dasar dan Harga Jual

a. Harga Dasar

Nitrogliserin

Kapasitas produksi per tahun = 8000000 kg / tahun

$$\text{Harga Dasar} = \frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produksi}} = \frac{\text{Rp } 254.622.343.114 \text{ / tahun}}{8000000 \text{ kg / tahun}}$$

= Rp 31.828 / kg

b. Harga Jual

Nitrogliserin

Harga jual Nitrogliserin di pasaran global berkisar Rp 112.728 per kg.
Diinginkan keuntungan yang diperoleh sebesar = 0,25
Harga jual = Harga dasar x (harga + keuntungan yang ingin diperoleh)
= Rp 31.828 / kg x (100% + 25 %)
= Rp 42.013 / kg

Harga jual produk nitrogliserin lebih rendah daripada harga pasaran sehingga dapat menarik minat

- ***Annual Sales* (Sa)**

Annual Sales (Sa) = Harga jual nitrogliserin x jumlah produksi
= Rp 42.013 / kg x 8000000 kg / tahun
= Rp 336.101.492.910 / 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 336.101.492.910 - Rp 254.622.343.114
= Rp 81.479.149.796

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 81.479.149.796 - Rp 16.295.829.959
= Rp 65.183.319.837

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	
Depreciation	Rp	16.330.899.053
Property taxes	Rp	6.532.359.621
Insurance	Rp	3.266.179.811
Total	Rp	26.129.438.485
	$	1.854.335

***Variable Cost* (Va)**

Komponen	Biaya	
Bahan baku	Rp	136.482.945.260
Packaging and Shipping	Rp	9.018.240.000
Biaya Bahan Utilitas	Rp	4.627.258.761
Royalties and Patents	Rp	4.094.488.358
Total	Rp	154.222.932.379
	$	10.944.783

***Regulated Cost* (Ra)**

Komponen	Biaya	
Gaji karyawan	Rp	2.108.000.000
Payroll Overhead	Rp	2.869.440.000
Plant Overhead	Rp	11.477.760.000
Supervise	Rp	1.434.720.000
Laboratory	Rp	2.869.440.000
General Expense	Rp	44.120.345.293
Maintenance	Rp	8.165.449.527
Plant supplies	Rp	1.224.817.429
Total	Rp	81.696.969.474
	$	5.797.812

***Sales* (Sa)** = Rp 336.101.492.910

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. 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.

$$\text{ROI} = \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \text{ x } \quad 1$$

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 163.308.990.532

  Laba sebelum pajak = Rp 81.479.149.796

  $$\text{ROI} = \frac{\text{Rp } 81.479.149.796}{\text{Rp } 163.308.990.532} \times 1$$

  $$= 0{,}49893$$

- **Sesudah Pajak**

  Persentase ini dihitung atas dasar sesudah pembayaran pajak

  FCI = Rp 163.308.990.532

  Laba sesudah pajak = Rp 65.183.319.837

  $$\text{ROI} = \frac{\text{Rp } 65.183.319.837}{\text{Rp } 163.308.990.532} \times 1$$

  $$= 0{,}39914$$

  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 Invesment* (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun.

$$\text{POT} = \frac{\textit{Invesment}}{\textit{Cash return}} \times 1 \text{ tahun}$$

Cash return meliputi annual profit dan depresiasi, sehingga persamaan menjadi :

$$\text{POT} = \frac{\textit{Invesment}}{\text{profit+depresiasi}} \times 1 \text{ tahun}$$

Syarat POT sebelum pajak berdasarkan (Tabel 55., Aries, Newton, 1955 : 196)

Untuk 5 tahun ≥ POT ≥ 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 163.308.990.532

  Laba sebelum pajak = Rp 81.479.149.796

  Depresiasi = Rp 16.330.899.053

  $$\text{POT} = \frac{\text{Rp } 163.308.990.532}{\text{Rp } 97.810.048.850} \times 1 \text{ tahun}$$

  $$= 1{,}67 \text{ tahun}$$

- **Sesudah Pajak**

  Persentase ini dihitung atas dasar sesudah pembayaran pajak

  FCI = Rp 163.308.990.532

  Laba sesudah pajak = Rp 65.183.319.837

  Depresiasi = Rp 16.330.899.053

  $$\text{POT} = \frac{\text{Rp } 163.308.990.532}{\text{Rp } 81.514.218.890} \times 1 \text{ tahun}$$

  $$= 2 \text{ tahun}$$

  Berdasarkan tabel 55 p.196 Aries &Newton, pabrik termasuk low *risk.* Perusahaan memiliki nilai POT sebelum pajak 2,4 tahun, didalam batasan yaitu 2-5 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.

$$BEP = \frac{(Fa+0{,}3\ Ra)}{Sa-Va-0{,}3\ Ra} \times 1$$

Perhitungan BEP:

Fa = Rp 26.129.438.485
Ra = Rp 81.696.969.474
Va = Rp 154.222.932.379
Sa = Rp 336.101.492.910

maka diperoleh :

BEP = 0,406

Besarnya nilai BEP dapat diterima karena walaupun nilai BEP lebih kecil dibandingkan syarat kelayakan, pabrik ini merupakan pabrik dengan resiko tinggi maka pabrik Nitrogliserin layak untuk 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.*

$$SDP = \frac{0{,}3\ Ra}{Sa-Va-0{,}3\ Ra} \times 1$$

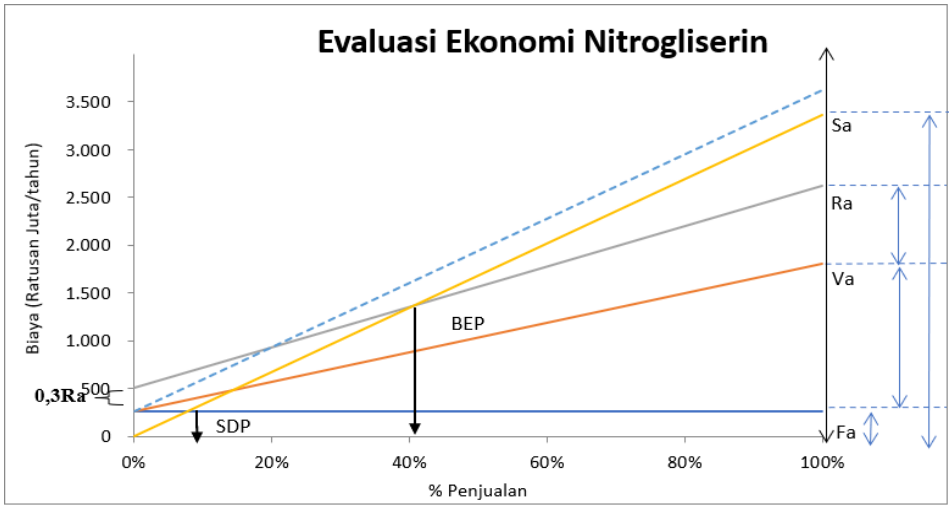
Perhitungan SDP:

Ra = Rp 81.696.969.474
Va = Rp 154.222.932.379
Sa = Rp 336.101.492.910

maka diperoleh : AVC = Rp 1.542.229.324

SDP = 0,15574

Nilai ini menunjukkan bahwa jika penjualan di bawah nilai SDP maka sebaiknya pabrik ditutup karena sudah tidak memberikan profit.



Keterangan :

SDP
Sa
Ra
Va
Fa

e. *Dicounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR)

DCFRR merupakan salah satu cara untuk mengevaluasi menarik atau tidaknya suatu investasi usaha. Investasi tersebut ekivalen 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 :

$$(FC + WC)(1+i)^n - SV - WC = CF[(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \cdots + (1+i) + 1]$$

$$R = S$$

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 65.183.319.837 + Rp 16.330.899.053 + Rp 9.804.521.176
= Rp 91.318.740.067
FCI = *Fixed Capital Investment*
= Rp 163.308.990.532
WC = *Working Capital*
= Rp 81.804.038.876

SV = *Salvage Value* (10% FCI)
= Rp 16.330.899.053
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
5,56,E+12 = 5,56,E+12

Beda ruas kiri (R) dengan ruas kanan (S) ≈ 0, didapat nilai i sebesar
i = 0,36878

Sehingga diperoleh *interest* = 0,36878 . Nilai bunga komersial saat ini berkisar 10% pertahun (sumber : https://pusatdat.kontan.co.id/bungadeposito/), sehingga nilai interest pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.

Maka dapat disimpulkan analisis kelayakan ekonomi sebagai berikut :

Komponen	Parameter	Hasil evaluasi	Keterangan	Sumber Pustaka
ROI	ROI > 44%	49,89%	Layak	Aries, Newton, 1955
POT	POT < 2 Tahun	1,67 tahun	Layak	Aries, Newton, 1955
BEP	40% - 60%	40,61%	Layak	Aries, Newton, 1955
SDP		15,6%	-	
DCF	bunga bank (10%)	36,88%	Layak	https://pusatdat.kontan.co.id

Dari tabel diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik layak dikaji lebih lanjut, dikarenakan telah memenuhi tolak ukur yang ada.

***Fixed Cost* (Fa):**

Komponen	Biaya	
Depreciation	Rp	16.330.899.053
Property taxes	Rp	6.532.359.621
Insurance	Rp	3.266.179.811
Total	Rp	26.129.438.485
	$	1.854.335

***Variable Cost* (Va)**

Komponen	Biaya	
Bahan baku	Rp	136.482.945.260
Packaging and Shipping	Rp	9.018.240.000
Biaya Bahan Utilitas	Rp	4.627.258.761
Royalties and Patents	Rp	4.094.488.358
Total	Rp	154.222.932.379
	$	10.944.783

***Regulated Cost* (Ra)**

Komponen	Biaya	
Gaji karyawan	Rp	2.108.000.000
Payroll Overhead	Rp	2.869.440.000
Plant Overhead	Rp	11.477.760.000
Supervise	Rp	1.434.720.000
Laboratory	Rp	2.869.440.000
General Expense	Rp	44.120.345.293
Maintenance	Rp	8.165.449.527
Plant supplies	Rp	1.224.817.429
Total	Rp	81.696.969.474
	$	5.797.812

***Sales* (Sa) =** Rp 336.101.492.910

Total Biaya Produksi = Fa+Va+Ra
= Rp 26.129.438.485 + Rp 154.222.932.379 + Rp 81.696.969.474
= Rp 262.049.340.338

Total Biaya Produksi = MC + General Expense
= Rp 210.501.997.820 + Rp 44.120.345.293
= Rp 254.622.343.114